GEBZE TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
İSTANBUL MEDENİYET ÜNİVERSİTESİ
SÜLEYMAN DEMİREL ÜNİVERSİTESİ

ATIKSU GERİ KAZANIMINDA MEMBRAN UYGULAMALARI İÇİN KONSANTRE AKIM YÖNETİM MODELİ ve MEVZUAT UYGULAMA METODOLOJİSİ GELİŞTİRİLMESİ PROJESİ (MEMKON PROJESİ)

SONUÇ RAPORU

PROJE SAHİBİ KURULUŞ:
T.C. ÇEVRE VE ŞEHİRCİLİK BAKANLIĞI

14 Mayıs 2018

GEBZE TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
İSTANBUL MEDENİYET ÜNİVERSİTESİ
SÜLEYMAN DEMİREL ÜNİVERSİTESİ

‘ATIKSU GERİ KAZANIMINDA MEMBRAN UYGULAMALARI İÇİN KONSANTRE AKIM YÖNETİM MODELİ ve MEVZUAT UYGULAMA METODOLOJİSİ GELİŞTİRİLMESİ’
(MEMKON) PROJESİ

Proje Ekibi

Prof. Dr. Bülent KESKİNLER

Prof. Dr. Mehmet KİTİŞ

Prof. Dr. Ahmet KARAGÜNDÜZ

Prof. Dr. Erkan ŞAHİNKAYA

Prof. Dr. Gökhan CİVELEKOĞLU

Doç. Dr. Nevzat Özgü YİĞİT

Doç. Dr. Bilgehan İlker HARMAN

Doç. Dr. Hasan KÖSEOĞLU

Doç. Dr. Ş. Şule KAPLAN BEKAROĞLU

Doç. Dr. Salim ÖNCEL

Öğr. Gör. Ahmet DEMİRELLİ

Arş.Gör. Çiğdem BALÇIK CANPOLAT

İÇİNDEKİLER

İÇİNDEKİLER ..... **i**
ÇİZELGELER DİZİNİ ..... **xi**
ŞEKİLLER DİZİNİ ..... **xvii**
YÖNETİCİ ÖZETİ ..... **xxvii**
BÖLÜM 1 GİRİŞ **1**
1.1. Projenin Amacı ve Kapsamı 4
1.2. Projede Gerçekleştirilen Toplantı ve Faaliyetler 5
BÖLÜM 2 ATIKSU GERİ KAZANIMINDA İHTİYAÇLAR VE İHTİYACA GÖRE TEKNOLOJİ SEÇİMİ **7**
2.1. Ülkemizde Su İhtiyacı ve Mevcut Durum Analizi 8
2.2. Su Geri Kazanımına Duyulan İhtiyaç 10
2.3. Membran Bazlı Prosesler 15
2.3.1. Ters osmoz: temel prensipler 15
2.3.1.1. Ters osmoz desalinasyonu: besleme suyu *20*
2.3.2. İleri osmoz (FO) prosesleri 40
2.3.2.1. FO ile desalinasyon uygulamaları *41*
2.3.2.2. Suyun yeniden kullanımında FO uygulamaları *45*
2.3.2.3. Atıksudan su geri kazanımında FO kullanımı *47*
2.3.2.4. Endüstriyel atıksuların FO ile yeniden kullanımı *47*
2.3.3. Elektrodiyaliz/ters elektrodiyaliz 47
2.4. Pilot ve Tam Ölçek Membran Prosesleri ile Su Geri Kazanım Uygulama Örnekleri 52
2.4.1. VHP Ugchelen: kâğıt fabrikası su geri kazanımı (Hollanda) 52
2.4.2. T. Forsell ve Son: boya atıksuyunu yeniden kullanım tesisi (İngiltere) 54
2.4.3. N gıda fabrikası atıksu arıtma ve geri dönüşüm tesisi (Japonya) 56
2.4.4. Pasfrost sebze işleme tesisi (Belçika) 57
2.4.5. Otomotiv suyu yeniden kullanımı (Almanya) 59
2.4.6. NEC Semiconductors: mikroelektronik endüstrisi atıksularının yeniden kullanımı 61
2.5. Ülkemizde Atıksu Yönetimi Ve Atıksu Geri Kazanımına Duyulan İhtiyaç 63
2.5.1. Atıksu geri kazanımını etkileyen faktörler ve engeller 68
2.5.1.1. Teknik engeller *69*
2.5.1.2. Finansal engeller *70*
2.5.1.3. Politik engeller *70*
2.5.1.4. Sosyal/psikolojik engeller *71*
2.5.1.5. Atıksu geri kazanımını etkileyen genel faktörler *71*
2.5.2. Ülkemizde geri kazanım uygulamaları için önceliklendirmeye yönelik yol haritası 73
2.5.3. Ülkemizde atıksu geri kazanımının önündeki problemler ve çözüm önerileri 86

2.5.4. Ülkemizde endüstriyel sektörlerde su tüketimleri ve atıksu geri kazanım önceliklendirilmesi 90
2.6. Genel Değerlendirme 95
BÖLÜM 3 KONSANTRE AKIMLARIN YÖNETİMİNE İLİŞKİN ULUSLARARASI MEVZUAT 98
3.1 Konsantre Bertaraf Stratejileri 99
3.2. Yasal Düzenleme İçin Kavramsal Çerçeve 103
3.2.1. Mevcut düzenleyici yaklaşım 103
3.2.2. Revize edilmiş düzenleyici çerçeve 103
3.2.3. Çeşitli deşarj sahası durumları 106
3.2.4. Konsantre dağılımı izleme 106
3.3. Uluslararası Mevzuatlar 107
3.3.1. Konsantre tuzluluğu ile ilgili mevzuatlar 107
3.3.2. Konsantre sıcaklığı ile ilgili mevzuatlar 109
3.3.3. Konsantre toksisitesi ile ilgili mevzuatlar 110
3.4. ABD Federal Yasaları 110
3.4.1. Konsantre akım özellikleri 110
3.4.2. Membran konsantresi ve geri yıkama suları hakkında düzenlemeler 112
3.4.2.1. Yasalar ve yönetmeliklerin genel çerçevesi 112
3.4.2.2. EPA mevzuatları 113
3.4.2.3. İçme suyu yönetmelikleri 114
3.4.2.4. Düzenleyici arayüz 114
3.4.2.5. Yerel idarenin sorumlulukları 116
3.4.3. Yüzeysel su kaynaklarına deşarj 117
3.4.3.1. Yüzeysel su kaynaklarına deşarj için geçerli federal yönetmelikler 117
3.4.3.2. Genel federal rehberler 118
3.4.3.3. Özel federal rehberler 119
3.4.3.4. EPA WET programı 120
3.4.3.5. Yüzeysel su kaynağına deşarj için izin süreci 123
3.4.3.6. Deşarj sınırlamaları 123
3.4.3.7. İzleme, kayıt ve raporlama 124
3.4.3.8. İzin süresi 125
3.4.3.9. NPDES izinleri 125
3.4.4. Kanalizasyona deşarj 126
3.4.5. Derin kuyu deşarjı 127
3.4.5.1. Enjeksiyon kuyularının sınıflandırması 127
3.4.5.2. Sınıf-1 enjeksiyon kuyuları 127
3.4.6. Diğer metotlar 128

3.4.7. Özel konular: radyonüklidler, MF/UF geri yıkama, kirlenmiş konsantre, zehirli ve zararlı atıklar 128
3.4.7.1. Yeraltı suları ile ilgili hususlar 129
3.4.7.2. MF ve UF geri yıkama 129
3.4.7.3. Gelecekteki konsantrasyon sorunları 129
3.4.7.4. Toksisite 129
3.5. ABD Eyalet Yönetmelikleri 130
3.5.1. Kaliforniya 130
3.5.2. Florida 131
3.5.2.1. Derin kuyu enjeksiyonu 132
3.5.2.2. Sprey sulama/arazi uygulaması 132
3.5.2.3. Yüzeysel sulara deşarj 133
3.5.3. Teksas 133
3.6. Örnek Çalışma: Taunton Desalinasyon Tesisi Konsantre Deşarj İzni 134
3.6.1. Tesis tipi ve deşarj bölgesi 134
3.6.2. İzin dayanağı 134
3.6.3. Genel gereksinimler 135
3.6.4. Teknoloji bazlı gereksinimler 135
3.6.5. Su kalitesi bazlı gereksinimler 135
3.6.5.1. Su kalitesi standartları ve hedeflenen kullanımlar 136
3.6.6. İzin sonuç değerlendirmesi 141
3.7. Genel Değerlendirme ve Çözüm Önerileri 141
3.7.1. Yasal mevzuatların hazırlanmasında ele alınacak temel kıstaslar ve spesifik parametreler 142
3.7.2. Yasal mevzuatların hazırlanmasında ele alınacak ana çevresel etkiler 143
3.7.3. Denize yapılacak deşarjlar için hazırlanacak yasal mevzuatlarda dikkat edilmesi gereken unsurlar 144
3.7.4. Denize yapılacak deşarjlar için hazırlanacak yasal mevzuatlarda ele alınacak temel düzenleyici yaklaşım 144
3.7.5. Denize yapılacak deşarjlar için hazırlanacak yasal mevzuatlarda ele alınacak temel deşarj modeli ve seyrelme hesabı 144
3.7.6. Denize yapılacak deşarjlar için hazırlanacak yasal mevzuatlar için araştırılması gereken temel unsurlar 145
3.7.7. Uluslararası yasal mevzuat özeti 145
BÖLÜM 4 ATIKSU GERİ KAZANIM UYGULAMALARINDA MEMBRAN KONSANTRE ARITIMI VE HACİM AZALTMA YÖNTEMLERİ 149
4.1. Giriş 149
4.2. Su Geri Kazanım Oranı ve Konsantrenin TDS İçeriği 150

4.2.1. Örnek vaka 152
4.3. Ters Osmoz Prosesinde Ön Arıtım Alternatifleri 153
4.3.1. Biyotıkanma Kontrolü ve Deklorinasyon 154
4.3.2. Asit Uygulaması 154
4.3.3. Koagülasyon/Flokülasyon 154
4.3.4. Antiskalantlar 155
4.3.5. Filtrasyon 155
4.3.6. Membran Ön Arıtımı 155
4.4. Ters Osmoz Membranlarının Yıkanması Sırasında Oluşan Atıksu 155
4.5. Ters Osmoz Konsantre Hacminin Azaltılması ve Su Geri Kazanımı 157
4.5.1. Ters Osmoz Konsantre Özellikleri 157
4.5.2. Membran Bazlı Proseslerin Kullanımı 159
4.5.2.1. Basınçlı membranlar 160
4.5.2.2. Konsantre arıtımında basınç sürücülü membran proseslerin kıyaslanması 171
4.5.2.3. Elektriksel Potansiyel Sürücülü Membranlar 175
4.5.2.4. Konsantre arıtımında elektriksel potansiyel sürücülü membran proseslerinin kıyaslanması 182
4.5.3. Termal Bazlı Teknolojiler 184
4.5.3.1. Buharlaştırma Havuzları 184
4.5.3.2. Çoklu kademeli (etkili) distilasyon ve mekanik/termal buhar sıkıştırma 186
4.5.3.3. Brine konsantratörü ve kristalizatör 189
4.5.3.4. Rüzgar destekli yoğunlaştırılmış evaporasyon 192
4.5.3.5. Püskürtmeli kurutucular 194
4.5.3.6. Konsantre arıtımında termal bazlı teknolojilerin ile karşılaştırılması 196
4.6. Organik Kirlilik İçeren RO Konsantreleri: Arıtma Alternatifleri 199
4.6.1. Organik Kirlilik İçeren RO Konsantreleri İçin İleri Oksidasyon Prosesleri (İOP) 208
4.7. Ters Osmoz Konsantrelerinin Arıtımında Yenilikçi Teknolojiler 210
4.7.1. Membran Distilasyon Prosesi 210
4.7.2. İleri Osmoz Prosesi 219
4.7.3. Termo-İyonik Proses 227
4.7.4. Ötektik Dondurma Kristalleşmesi 227
4.7.5. Elektrodiyaliz Prosesi 228
4.7.6. Konsantre Arıtımındaki Yenilikçi Teknolojilerin Genel Değerlendirilmesi 228
4.8. Sıfır Sıvı Atık Sağlamayı Amaçlayan Sistemler 231
4.8.1. Tuz Geri Kazanımı İçin Yeni Teknolojiler 233
4.9. Konsantrenin Sulama Suyu Olarak Kullanımı 233
4.10. Sanayici Önceliklendirme Planı 235
4.10.1. Basınç tahrikli membran tabanlı teknolojiler 236

4.10.2. Elektrik tahrikli membran tabanlı teknolojiler 236
4.10.3. Kimyasal tabanlı teknolojiler 236
4.10.4. Termal tabanlı prosesler 237
4.10.5. Mevcut diğer teknolojiler 237
4.10.6. Yenilikçi Teknolojiler 237
4.10.7. Organik Madde İçeriği Yüksek Konsantre Akımların Arıtılması 237
4.10.8. Endüstriyel konsantrelerin arıtımı/minimizasyonunda kritik parametreler temelinde teknoloji seçimi karar ağacı 238
BÖLÜM 5 KONSANTRE ARITIMI VE BERTARAF YÖNTEMLERİ AÇISINDAN ULUSLARARASI UYGULAMALAR 240
5.1. Giriş 241
5.2. Konsantre Arıtımı ve Hacim Azaltımı Uygulama Örnekleri 249
5.2.1. İkincil RO öncesi ön arıtım yapan pilot ve gerçek ölçekli tesisler 249
5.2.1.1. Pellet Yumuşatma Tesisi (Riverside, Kaliforniya) 249
5.2.1.2. Pellet Yumuşatma Prosesi Pilot Tesisi 250
5.2.1.3. Yumuşatma ve Biyolojik Arıtma Sonrası RO Tesisi 251
5.2.1.4. Desalinasyon Tesisi Konsantre Yönetimi ve Pilot çalışma 252
5.2.2. HERO® Pilot ve Gerçek Ölçekli Tesisler 253
5.2.2.1. Reliance Industry, Hindistan 253
5.2.2.2. HMEL (HPCL-Mittal Energy Ltd) Rafinery, Hindistan 254
5.2.3. VSEP® Pilot ve Gerçek Ölçekli Tesisler (Vibratory Shear Enhanced Process) 256
5.2.3.1. VSEP Pilot Tesisi (Big Bear Area Regional Agency, Big Bear Valley, CA) 256
5.2.3.2. VSEP Pilot Tesisi (Güney Kaliforniya) 256
5.2.3.3. VSEP Pilot Tesisi (Escondido, Kaliforniya) 258
5.2.3.4. Sunnyslope RO Konsantre Arıtımı VSEP (Hollister, Kaliforniya) 259
5.2.4. ED ve EDR Pilot ve Gerçek Ölçekli Tesisler 260
5.2.4.1. EDR Pilot Tesisi (Tucson, Arizona, ABD) 260
5.2.4.2. EDR Pilot Tesisi (AquaSelTM- Asian Coca-Cola plant) 261
5.2.4.3. EDR Gerçek Ölçek Uygulamaları 262
5.2.4.4. EDR Pilot Ölçekli Tesis. 263
5.2.5. Sıfır Sıvı Deşarjı Pilot ve Gerçek Ölçekli Tesisler (ZLD) 263
5.2.5.1. Bakır Boru Üretim Endüstrisi, Kanada 264
5.2.5.2. Kâğıt Geri Dönüşüm Endüstrisi Su Arıtma Tesisi, Suudi Arabistan 266
5.2.5.3. Çöp sızıntı suyu arıtım tesisi, Finlandiya 267
5.2.5.4. Alüminyum Kromat Profil Prosesi Arıtma Tesisi, Finlandiya 268
5.2.5.5. Arvind Santej Tekstil Boyama Tesisi, Hindistan 268
5.2.5.6. Bombay Rayon Tekstil Boyama Tesisi, Hindistan 270
5.2.5.7. Hindistan Coca Cola Şişe Yıkama Tesisi, Hindistan 271

5.3. Konsantre Bertaraf Uygulama Örnekleri……..... 273
5.3.1. Western Corridor Su Geri Kazanım Projesi (Avusturalya, Brisbane)…..... 273
5.3.2. Chıno II RO Konsantre Arıtım Ve Geri Kazanım Projesi……..... 278
5.3.3. Deniz Suyu Konsantre Yönetim Uygulamaları……..... 281
5.3.3.1. Colorado (ABD)……..... 281
5.3.3.2. Illinois (ABD) ……..... 282
5.3.3.3. İspanya Desalinasyon Tesislerinin Konsantre Deşarj Konfigürasyonlarına Örnekler……..... 282
5.3.3.4. Maspalomas II Desalinasyon Tesisi (Kanarya Adaları, İspanya)..... 283
5.3.3.5. Barselona Desalinasyon Tesisi (İspanya)……..... 284
5.3.3.6. Fukuoka Desalinasyon Tesisi (Japonya)……..... 285
5.3.3.7. Santa Barbara Şehri Desalinasyon Tesisi……..... 286
5.3.3.8. TAMPA Körfezi Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi……..... 288
5.3.3.9. Gold Coast (Altın Sahil) Desalinasyon Tesisi……..... 290
5.3.3.10. Perth Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi……..... 292
5.3.3.11. Ashkelon, Palmahim ve Hadera Desalinasyon Tesisleri……..... 296
5.3.4. Su Geri Kazanım Tesislerindeki Konsantre Yönetimi Uygulamaları……..... 300
5.3.4.1. Torreele Su Geri Kazanım Tesisi……..... 300
5.3.4.2. Thames Gateway Desalinasyon tesisi……..... 302
5.3.4.3. Ulu Pandan NEWater Plant……..... 307
5.3.5. Diğer Konsantre Yönetim Uygulamaları……..... 312
5.3.5.1. Perfection Plating……..... 312
5.3.5.2. Gippsland Su Arıtma Tesisi……..... 313
5.3.5.3. Florida (ABD) ……..... 314
5.3.5.4. Sasol Ltd. (Güney Afrika) ……..... 315
5.3.5.5. Goodyear/Buckeye, Phoenix (ABD) ……..... 315
5.3.5.6. Arlington Su Arıtma Tesisi (ABD) ……..... 315
5.3.5.7. Kaliforniya Ceza ve Rehabilitasyon Bölümü……..... 316
5.3.5.8. Adelaide Desalinasyon Tesisi (ADP) ……..... 316
5.3.5.9. Blue Hills Desalinasyon Tesisi……..... 317
5.3.5.10. Ormond Beach Su Arıtma Tesisi……..... 317
5.3.5.11. Palm Coast Desalinasyon Tesisi……..... 317
5.3.5.12. Ohio (ABD) ……..... 318
5.3.5.13. Minnesota (ABD) ……..... 318
5.3.5.14. Orta Doğu Uygulaması……..... 318
5.3.5.15. Arizona Uygulaması (ABD) ……..... 319
5.4. Genel Değerlendirme 320
5.4.1. Konsantre Yönetimi Uygulamalarının Ülkemiz Özelinde Değerlendirilmesi 332

5.4.2. Konsantre Yönetimi Uygulamalarının Ekonomik Açıdan Değerlendirilmesi 334
BÖLÜM 6 ENDÜSTRİYEL ATIKSU GERİ KAZANIMINDA MEMBRAN KONSANTRESİ YÖNETİMİ 338
6.1. Genel Hususlar 339
6.2. Yasal Mevzuatların Hazırlanmasında Ele Alınacak Ana Deşarj Stratejileri 340
6.3. Uluslararası Yasal Mevzuat Özeti 340
6.4. Konsantre Atık Yönetim Modeli Önerisi 341
6.4.1. Kanalizasyona deşarj 342
6.4.2. Alıcı ortam deşarjı 343
6.4.3. Sıfır sıvı deşarjı 347
6.5. Membran Konsantresi Hesaplama Yöntemleri 352
6.5.1. Membran konsantresinin sadece ters ozmostan kaynaklanması durumu 352
6.5.2. Naonfiltrasyon çıkışının ters ozmosa verilmesi durumu 352
6.5.3. Nanofiltrasyon konsantresinin ters ozmoza verilmesi durumu 354
6.5.4. Ultrafiltrasyon yıkama sularının membran konsantresi ile karışması durumu 355
6.5.5. Paçallama durumu 356
6.5.6. Maksimum geri kazanım oranlarının hesaplanması 356
BÖLÜM 7 ENDÜSTRİYEL ATIKSU GERİ KAZANIMINDA MEMBRAN KONSANTRESİ YÖNETİMİ: PİLOT TESİS ÇALIŞMALARI 358
7.1. A Firması Su Geri Kazanım Tesisi Pilot Çalışma Raporu 359
7.1.1. Genel 359
7.1.2. A firması su geri kazanım tesisi tanıtımı 360
7.1.2.1. Fiziksel arıtma üniteleri 361
7.1.2.2. Biyolojik arıtma üniteleri 363
7.1.2.3. Kimyasal arıtma üniteleri 365
7.1.2.4. Çamur bertarafı 367
7.1.2.5. İleri arıtma üniteleri 369
7.1.3. Proje kapsamında numune alımları ve analizler 374
7.1.3.1. Numune alımları, sıklıkları ve parametreler 374
7.1.3.2. Analitik Metotlar 377
7.1.4. Su kalitesi değerlendirmesi 378
7.1.4.1. A firması su geri kazanım tesisi bünyesinde yapılan analizlerin değerlendirilmesi 378
7.1.4.2. Proje kapsamında yapılan su kalite analizlerin değerlendirilmesi 381
7.1.5. A Firması su geri kazanım tesisi: Pilot tesis yazılım uygulaması 385
7.2. B Firması Su Geri Kazanım Tesisi Pilot Çalışma Raporu 393
7.2.1. Genel 393
7.2.2. Atıksu arıtma tesisinin tanıtımı 393

7.2.2.1. Fiziksel arıtma üniteleri ... *395*
7.2.2.2. Biyolojik arıtma üniteleri ... *396*
7.2.2.3. Çamur bertarafı ... *399*
7.2.2.4. Desülfürizasyon ünitesi ... *400*
7.2.3. Su geri kazanım tesisinin tanıtımı ... 400
7.2.3.1. Multiflo (kimyasal arıtma üniteleri) ... *401*
7.2.3.2. Mekanik filtre ünitesi ... *403*
7.2.3.3. UF ünitesi ... *404*
7.2.3.4. Aktif karbon filtrasyon ünitesi ... *406*
7.2.3.5. Kartuş filtre ünitesi ... *408*
7.2.3.6. RO ünitesi ... *408*
7.2.4. Proje kapsamında numune alımları ve analizler ... 411
7.2.4.1. Numune alımları, sıklıkları ve parametreler ... *411*
7.2.4.2. Analitik metotlar ... *414*
7.2.5. Su kalitesi verileri ... 415
7.2.5.1. B Firması tarafından sunulan su kalite verileri ... *415*
7.2.5.2. Proje kapsamında yapılan analizler (su kalite verileri) ... *417*
7.2.6. Tesis ziyareti ... 425
7.2.7. B Firması su geri kazanım tesisi: Pilot tesis yazılım uygulaması ... 426
7.3. C Firması Su Geri Kazanım Tesisi Pilot Çalışma Raporu ... 434
7.3.1. Tesis Tanıtımı ... 434
7.3.1.1. C Firması Perde Dokuma ve Örme Tesisleri ... *435*
7.3.1.2. C Firması Tekstil Ev Tekstili Üretim Tesisleri ... *436*
7.3.2. C Firması Atıksu Arıtma ve Su Geri Kazanım Tesisi Tanıtımı ... 438
7.3.2.1. Atıksu Arıtma Tesisi ... *439*
7.3.2.2. Su Geri Kazanım Tesisinin Tanıtımı ... *447*
7.3.3. Proje Kapsamında Numune Alımları ve Analizler ... 455
7.3.3.1. Numune Alımları, Sıklıkları ve Parametreler ... *455*
7.3.3.2. Analitik Metotlar ... *458*
7.3.4. Su Kalitesi Verileri ... 460
7.3.4.1. C Firması Enerji Elektrik Üretim A.Ş. Tarafından Sunulan Su Kalite Verileri ... *460*
7.3.4.2. Proje Kapsamında Yapılan Analizler (Su Kalite Verileri) ... *461*
7.3.5. Tesis Ziyareti ... 467
7.3.6. C Firması su geri kazanım tesisi: Pilot tesis yazılım uygulaması ... 468
7.4. D Firması Su Geri Kazanım Tesisi Pilot Çalışma Raporu ... 482
7.4.1. Tesis tanıtım ... 482
7.4.2. Su geri kazanım tesisi ... 482
7.4.3. Proje kapsamında numune alımları ve analizler ... 490

7.4.3.1. Numune Alımları, Sıklıkları ve Parametreler *490*
7.4.3.2. Analitik Metotlar *491*
7.4.4. Su kalitesi değerlendirmesi 493
7.4.5. Tesis ziyareti 497
7.4.6. D Firması su geri kazanım tesisi: Pilot tesis yazılım uygulaması 498
7.5. Pilot Tesis Çalışmaları Genel Değerlendirmesi ve Öneriler 505
BÖLÜM 8 DÜZENLEYİCİ ETKİ ANALİZİ 510
8.1. Giriş 511
8.2. Problemin Tespiti 512
8.2.1. Problemin tanımı 512
8.2.2. Problemin taraflarının tespiti 514
8.2.3. Problem alanı ile ilgili olarak mevcut hükümet politikaları ve yasal düzenlemelerin tespiti 514
8.2.4. Düzenleme yapma zorunluluğunun gerekçesinin ortaya konulması 514
8.3. Hedeflerin Tespiti 515
8.4. Alternatif Çözüm Yollarının Tespiti 516
8.4.1. Hiçbir şeyin yapılmaması ve mevcut durumun sürdürülmesi 516
8.4.2. Mevcut yasal düzenlemeleri baz alarak membran konsantre akımları ile ilgili bir yönetim modelinin uygulamaya alınması 516
8.5. Etkilerin Analizi 517
8.5.1. Düzenlemeden etkilenen grupların ve alanların tespiti 517
8.5.2. Fayda ve maliyet değerlendirmeleri 517
8.5.3. Ekonomik etkiler 518
8.5.3.1. Arıtma teknolojileri için maliyetler *518*
8.5.3.2. Bertaraf teknolojileri için maliyetler *534*
8.5.4. Sosyal etkiler 536
8.5.5. Çevresel etkiler 536
8.6. Alternatif Çözüm Yollarının Karşılaştırılması 537
8.7. Danışma ve Katılım 537
8.8. Uygulama, İzleme ve Değerlendirme 539
8.8.1. Uygulama 539
8.8.2. Düzenlemenin izlenmesi ve değerlendirilmesi 539
BÖLÜM 9 SONUÇLAR VE ÖNERİLER 541
KAYNAKLAR 552
EKLER 573

Ek 1. Proje çalışmaları kapsamında gerçekleştirilen faaliyetler

Ek 2. A.B.D'deki Membran Tesisleri ve Konsantre Bertaraf Yöntemleri

Ek 3. Membran Konsantresi Yönetimi Yazılım Algoritması

Ek 4. Membran Konsantresi Deşarj Uygunluk Rapor İçeriği

Ek 5. Membran Konsantresi Yönetim Modeli Yazılımı Kullanım Klavuzu

Ek 6. Akredite Laboratuvar Tarafından Yapılan Analizlerin Sonuç Raporları

NOT: Bu baskı; Sonuç Raporu ve yukarıdaki eklerden sadece "Ek-2: A.B.D'deki Membran Tesisleri ve Konsantre Bertaraf Yöntemleri" kısımlarını içermektedir.

ÇİZELGELER DİZİNİ

Çizelge 2.1. Türkiye'de Farklı Sektörler Tarafından Kullanılan Su Miktarı 10
Çizelge 2.2. Türkiye'de ve Farklı Ülkelerde Yıllık Yağış Miktarları ve Sektörel Bazlı Su Kullanımı 10
Çizelge 2.3. Atıksu geri kazanımı için uygulanan arıtma teknolojileri ve giderdikleri kirleticiler . 13
Çizelge 2.4. Deniz suyu ve acı su içeriklerinin kıyaslanması 20
Çizelge 2.5. Farklı deniz suyu kaynaklarında TDS konsantrasyonu 21
Çizelge 2.6. Almulla vd. (2003) tarafından yapılan çalışmada farklı seçenekler için su geri kazanımı ve işletme maliyeti 23
Çizelge 2.7. Elektronik endüstrisi atıksularının geri kazanımı için kullanılan pilot ölçekli RO, katı-hal AOP ve ultra saf su üretim prosesi'ne beslenen atıksu özellikleri 29
Çizelge 2.8. Elektronik endüstrisi atıksularının geri kazanımı için kullanılan pilot ölçekli RO, katı-hal AOP ve ultra saf su üretim prosesi çıkış su özellikleri 30
Çizelge 2.9. Tekstil endüstrisi atıksularının geri kazanımı için kullanılan pilot ölçekli MBR+RO proses giriş ve çıkış suyu özellikleri 31
Çizelge 2.10. İngiliz Tekstil Teknoloji Grubu geri kazanım kriterleri 31
Çizelge 2.11. Tıkanmış RO membranının organik ve inorganik içeriği 33
Çizelge 2.12. Tıkanmış RO membranında element içeriği 33
Çizelge 2.13. Tıkanmış RO membranının temizlenmesinde farklı yıkama alternatiflerinin performansı 34
Çizelge 2.14. Merserizasyon atıksularından kostik geri kazanımında UF ve NF membranların kıyaslanması 37
Çizelge 2.15. Biyolojik olarak arıtılmış tekstil atıksularının geri kazanımında NF ve RO membranlarının kıyaslanması 38
Çizelge 2.16. Son yirmi yılda bildirilen doğrudan FO desalinasyon araştırmalarına genel bakış .. 43
Çizelge 2.17. Düşük kaliteli su ıslahında ve arıtımında kullanılan FO yaklaşımlarına genel bakış 45
Çizelge 2.18. Akdeniz ülkelerinde su geri kazanım verileri 69
Çizelge 2.19. Atıksuların çeşitli kullanım alanlarında karşılaşılan problemler ve çözüm önerileri 71
Çizelge 2.20. Alternatif geri kullanım alanlarının önceliklendirilmesinde önemli parametreler ve değerlendirme kriterleri 80
Çizelge 2.21. Alternatif geri kullanım alanlarının belirlenen kriterlere göre değerlendirilmesi ve önceliklendirilmesi 81
Çizelge 2.22. Endüstrilerde su tüketimini kontrol/optimize etmek ve su geri kazanımını önceliklendirmek için izlenecek genel yaklaşım 93
Çizelge 3.1. Konsantre ve geri yıkama akımlarının özellikleri 111
Çizelge 3.2. Tüm atık akımların bertarafı için uygulanabilir mevzuatlar 113
Çizelge 3.3. Membran atık akımlarının bertarafı ile ilgili uygulanabilir mevzuatlar 114
Çizelge 3.4. Federal programlarda yetkilendirilmiş Eyaletler 115

Çizelge 3.5. Florida eyaletinde konsantre akım bertarafında dikkate alınması gereken yönetmelikler 132
Çizelge 3.6. Teksas eyaletinde konsantre akım bertarafında dikkate alınması gereken yönetmelikler 133
Çizelge 3.7. Pilot çalışma sonuçları 138
Çizelge 3.8. Nehir suyundaki ve konsantre akımındaki bakır konsantrasyonlarının karşılaştırılması 138
Çizelge 3.9. Deşarj noktasında izlenecek balık türlerinin listesi 140
Çizelge 3.10. Konsantre akım yönetiminde ABD Federal Mevzuat özeti 147
Çizelge 4.1. Deniz suyunda başlıca iyon konsantrasyonlarının değişimi 150
Çizelge 4.2. Üç farklı desalinasyon tesisine beslenen acı suda başlıca iyon konsantrasyonlarının değişimi 150
Çizelge 4.3. Al Wagan Acı Su Geri Kazanım Tesisi'nde giriş suyu özellikleri ve oluşan konsentrenin hesaplanan ve gerçek içeriğinin kıyaslanması 153
Çizelge 4.4. Membran desalinasyon tesislerinde yaygın olarak kullanılan kimyasallar 154
Çizelge 4.5. Membran kirleticilerinin giderilmesinde yaygın olarak kullanılan kimyasallar 156
Çizelge 4.6. Arlington Desalinasyon Tesisi için pilot ölçekli pelet reaktör yumuşatma sisteminin performansı 166
Çizelge 4.7. Ters osmoz konsentre arıtımı için basınca sürücülü membran teknolojilerinin karşılaştırılması 172
Çizelge 4.8. RO konsentesinin arıtımında hibrit pelet ve ED proses performansı 177
Çizelge 4.9. Sabit akım yoğunluğunda (50 A/m^2), farklı debilerde işletilen ED prosesinde tuz giderim verimleri 179
Çizelge 4.10. Sabit akım yoğunluğunda (50 A/m^2), farklı debilerde işletilen ED prosesinde ekonomik analiz 179
Çizelge 4.11. Konsantre arıtımı amacıyla kullanılan elektriksel potansiyel-sürücülü membran proseslerinin kıyaslaması 183
Çizelge 4.12. WAIV ünitesinin maliyeti 194
Çizelge 4.13. Konsantre arıtımda termal bazlı teknolojilerin karşılaştırılması 197
Çizelge 4.14. Farklı çalışmalara ait RO konsantrelerinin karakteristikleri 201
Çizelge 4.15. Ersever ve Ravindran (2007) tarafından yapılan çalışmada kullanılan ters osmoz konsantre karakteristiği 202
Çizelge 4.16. Shanmuganathan vd. (2015) tarafından yapılan çalışmada kullanılan RO konsantre içeriği 204
Çizelge 4.17. Shanmuganathan vd. (2015) tarafından yapılan çalışmada MF-GAK prosesiyle RO konsantresinden dirençli organik madde giderim performansı 207
Çizelge 4.18. RO konsantre içeriği 225
Çizelge 4.19. RO konsantresinde belirlenen mikrokirleticiler ve konsantrasyonları 226
Çizelge 4.20. RO konsantresinin FO prosesiyle azaltımı 227

Çizelge 4.21. RO konsantrelerinin arıtımındaki yeni teknolojilerin karşılaştırılması 230
Çizelge 4.22. Sıfır sıvı atık deşarjı amaçlayan arıtım sistemleri 231
Çizelge 4.23. ABD Tuzluluk Laboratuvarı tarafından tavsiye edilen değerler 234
Çizelge 4.24. Bazı bitkilerin tuz tolerans seviyeleri 234
Çizelge 4.25. Sulama suyunun kimyasal kalitesinin değerlendirilmesi 235
Çizelge 5.1. Konsantre yönetimi seçeneklerinin karşılaştırılması 242
Çizelge 5.2. ABD'deki 240 membran tesisinin membran prosesleri ve tipik bertaraf yöntemleri . 244
Çizelge 5.3. Konsantre miktarının azaltılması için uygulanan entegre arıtma sistemlerinin karşılaştırılması 245
Çizelge 5.4. HEROTM tasarım parametreleri karşılaştırılması 254
Çizelge 5.5. Sistem tasarım parametreleri 256
Çizelge 5.6. VESP prosesine ait akı ve işletme değerleri 257
Çizelge 5.7. Çalışma sonrası elde edilen sonuçlar 258
Çizelge 5.8. Sunnyslope RO Konsantre Arıtımı için tasarım parametreleri 259
Çizelge 5.9. Sunnyslope RO Konsantre Arıtım geri kazanım oranları ve debiler 260
Çizelge 5.10. Sunnyslope RO Konsantre Arıtım üniteleri 260
Çizelge 5.11. Arıtılmış su çıkış değerleri 262
Çizelge 5.12. Tesis işletme parametreleri ve sonuçlar 265
Çizelge 5.13. Evaporasyon ünitesinin yararları 265
Çizelge 5.14. Arvind Santej Tekstil boyama tesisi sistem performans parametrelerinin analiz sonuçları 269
Çizelge 5.15. Bombay Rayon Tekstil boyama tesisi sistem performans parametrelerinin analiz sonuçları 271
Çizelge 5.16. Evaporatör sistem parametreleri 272
Çizelge 5.17. Proje kapsamında inşa edilen AWTP'ler için ayrıntılı bilgiler 274
Çizelge 5.18. Ters Osmoz Konsantre Deşarj Limitleri 276
Çizelge 5.19. Bundamba AWTP Su Kalitesi, Eylül 2007 - Şubat 2008 277
Çizelge 5.20. Colorado'da inşa edilmiş RO tesisi örnekleri 282
Çizelge 5.21. Perth Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi Giriş Suyu Kalitesi 294
Çizelge 5.22. Ashkelon, Palmahim ve Hadera desalinasyon tesislerin özellikleri 297
Çizelge 5.23. Deniz suyu RO'un deşarjı ve değerlendirme yöntemleri ile ilgili çevresel tepki soruları 299
Çizelge 5.24. Torreele Su Geri Kazanım Tesisi tanıtımı 301
Çizelge 5.25. Torreele Su Geri Kazanım Tesisi tanıtımı 302
Çizelge 5.26. Thames Gateway Desalinasyon Tesisi Giriş Suyu Kalitesi 305
Çizelge 5.27. Thames Gateway Desalinasyon Tesisi Ultrafiltrasyon Detayları 306
Çizelge 5.28. Thames Gateway Desalinasyon Tesisi RO Detayları 306
Çizelge 5.29. Ulu Pandan NEWater Tesis Detayları 309

Çizelge 5.30. Ulu Pandan NEWater Üretimi Amacıyla Kullanılan Atıksu Arıtma Tesisi Giriş Suyu Özellikleri 309
Çizelge 5.31. Ulu Pandan NEWater Tesisi Biyolojik Arıtım+MF Proses Çıkış Sularının (RO Besleme) Özellikleri 310
Çizelge 5.32. Ulu Pandan NEWater Tesisi Biyolojik Arıtım+MF Proses Çıkış Sularının (RO Besleme) Özellikleri 311
Çizelge 5.33. Ulu Pandan NEWater Tesisi Konsantre Özellikleri 312
Çizelge 5.34. Umman'da kurulan buharlaştırma havuzları ve inşaat maliyetleri 319
Çizelge 5.35. Alternatif Karşılaştırmalar 37.850 m^3/gün (milyon dolar) 319
Çizelge 5.36. Alternatif Karşılaştırma- Yıllık Enerji ve Su Geri Kazanımı 37.850 m^3/gün 320
Çizelge 5.37. İncelenen tesislerin konsantre yönetim uygulamaları özet tablosu 322
Çizelge 5.38. Membran konsantrelerinden materyal geri kazanımı yapan tesislerin özet tablosu . 330
Çizelge 5.39. Seçilen konsantre yönetimi seçeneklerinin yatırım maliyetlerinin karşılaştırılması 337
Çizelge 6.1. Membran konsantresi yönetimi için takip edilmesi gereken adımlar 348
Çizelge 7.1.1. OSB su birim fiyatları 359
Çizelge 7.1.2. Ham su, konvansiyonel arıtma çıkışı ve talep edilen proses suyu kalitesi 369
Çizelge 7.1.3. UF sistemi tasarım detayları 370
Çizelge 7.1.4. RO sistemi tasarım detayları 371
Çizelge 7.1.5. Numune alma noktaları, sıklığı ve numune alma prosedürü 376
Çizelge 7.1.6. SKKY Tablo 20.7: Sektör: Su yumuşatma, demineralizasyon ve rejenerasyon, aktif karbon yıkama ve rejenerasyon tesisleri 376
Çizelge 7.1.7. Alınan numunelerde SKKY Tablo 20.7'ye ilave olarak yapılan diğer analizler 376
Çizelge 7.1.8. Pilot tesis çalışması kapsamında yapılan analizlerin analitik metotları 378
Çizelge 7.1.9. Su geri kazanım tesisine giren (dereden temin edilen) ham su kalitesi 379
Çizelge 7.1.10. Su geri kazanım tesisi tarafından RO giriş suyunda gerçekleştirilen analiz sonuçları (Ocak-Haziran 2017) 380
Çizelge 7.1.11. Su geri kazanım tesisi tarafından RO konsantre suyunda gerçekleştirilen analiz sonuçları (Ocak-Haziran 2017) 381
Çizelge 7.1.12. Proje kapsamında ham su ve RO giriş suyunda gerçekleştirilen analiz sonuçları . 382
Çizelge 7.1.13. Proje kapsamında RO konsantre suyunda gerçekleştirilen analiz sonuçları 383
Çizelge 7.2.1. Multiflo ünitesi teknik detayları 401
Çizelge 7.2.2. Mekanik filtre tasarım ve işletme parametreleri 403
Çizelge 7.2.3. UF debi bilgileri, teknik detayları, geri yıkama bilgileri ve membran özellikleri ... 404
Çizelge 7.2.4. Aktif karbon filtreleri debi bilgileri, teknik detayları ve geri yıkama bilgileri 407
Çizelge 7.2.5. Kartuş filtrelerin özellikleri ve işletme şartları 408
Çizelge 7.2.6. RO sisteminin tipik tasarım detayları, işletme şartları ve membran spesifikasyonları 409
Çizelge 7.2.7. Numune alma noktaları, sıklığı ve numune alma prosedürü 413

Çizelge 7.2.8. SKKY Tablo 20.7: Sektör: Su Yumuşatma, Demineralizasyon ve Rejenerasyon, Aktif Karbon Yıkama ve Rejenerasyon Tesisleri 413
Çizelge 7.2.9. SKKY Tablo 13.2: Sektör: Selüloz, Kağıt, Karton ve Benzeri Sanayii 414
Çizelge 7.2.10. Alınan numunelerde SKKY Tablo 20.7 ve Tablo 13.2'ye ilave olarak yapılan diğer analizler 414
Çizelge 7.2.11. Pilot tesis çalışması kapsamında yapılan analizlerin analitik metotları 415
Çizelge 7.2.12. Su geri kazanım tesisine giren arıtılmış atıksu kalitesi 416
Çizelge 7.2.13. RO ürün suyu kalitesi (RO çıkış suyu) (B Firmasından temin edilmiştir) 417
Çizelge 7.2.14. RO konsantre suyu kalitesi (B Firmasından temin edilmiştir) 417
Çizelge 7.2.15. Ham atıksu ve RO giriş suyu kalite verileri 422
Çizelge 7.2.16. RO konsantre suyu kalite verileri 423
Çizelge 7.2.17. RO konsantre suyu ile UF geri yıkama sularının karıştığı toplam konsantre atık kalite verileri 424
Çizelge 7.3.1. Ürün grupları 435
Çizelge 7.3.2. 2012 senesinde ihracat gerçekleştirilen ülkeler 437
Çizelge 7.3.3. Su geri kazanım tesisi mekanik filtrelerin özellikleri 448
Çizelge 7.3.4. Aktif karbon geri yıkama pompasının özellikleri 449
Çizelge 7.3.5. UF membran ünitesi ile ilgili teknik bilgiler 451
Çizelge 7.3.6. RO kartuş filtrelerinin özellikleri 452
Çizelge 7.3.7. RO membran ünitesi ile ilgili teknik bilgiler 454
Çizelge 7.3.8. Numune alma noktaları, sıklığı ve numune alma prosedürü 457
Çizelge 7.3.9. SKKY Tablo 10.2: Sektör: Tekstil Sanayii……458
Çizelge 7.3.10. Alınan numunelerde SKKY Tablo 10.2'ye ilave olarak yapılan diğer analizler ... 458
Çizelge 7.3.11. Pilot tesis çalışması kapsamında yapılan analizlerin analitik metotları 459
Çizelge 7.3.12. Su geri kazanım tesisi dengeleme havuzu çıkış konsantrasyonu 460
Çizelge 7.3.13. Su geri kazanım tesisi aktif karbon filtrasyonu ve UF membran çıkış suyu kalitesi 461
Çizelge 7.3.14. Su geri kazanım tesisi RO ünitesi çıkış suyu kalitesi 461
Çizelge 7.3.15. Ham atıksu ve RO giriş suyu kalite verileri 464
Çizelge 7.3.16. RO konsantre suyu kalite verileri 465
Çizelge 7.4.1. Çok katmanlı kum filtresi özellikleri 484
Çizelge 7.4.2. Çok Kademeli Kum Filtresi Filtrasyon adımları 485
Çizelge 7.4.3. Aktif karbon filtrasyonunun özellikleri 486
Çizelge 7.4.4. Aktif karbon filtrasyon kademleri 486
Çizelge 7.4.5 Ultrafiltrasyon ünitesi özellikleri 487
Çizelge 7.4.6. RO Ünitesi özellikleri 489
Çizelge 7.4.7. Su Geri Kazanım Tesisi arıtma performans verileri 490
Çizelge 7.4.8. Numune alma noktaları, sıklığı ve numune alma prosedürü 490

Çizelge 7.4.9. Alınan numunelerde yapılan analizler 491
Çizelge 7.4.10. Pilot tesis çalışması kapsamında yapılan analizlerin analitik metotları 492
Çizelge 7.4.11. Su Geri Kazanım tesisi ham atıksu kalite verileri 493
Çizelge 7.4.12. Su Geri Kazanım Tesisi RO giriş suyu kalite verileri 493
Çizelge 7.4.13. Su Geri Kazanım Tesisi RO konsantre suyu kalite verileri 495
Çizelge 7.4.14. Su Geri Kazanım Tesisi RO konsantre suyu genel özet tablosu 496
Çizelge 7.4.15. Deşarj edilen membran konsantre suyu kalite verileri 497
Çizelge 7.4.16. İSU, Atıksu Deşarjlarında Uyulması Gereken Sınır Değerler 500
Çizelge 8.1. Türkiye'de farklı sektörler tarafından kullanılan su miktarı 513
Çizelge 8.2. Türkiye ve farklı ülkelerde yıllık yağış miktarları ve sektörel bazlı su kullanımı 513
Çizelge 8.3. Farklı senaryolar için maliyetler..... 531
Çizelge 8.4. Bertaraf seçenekleri birim maliyetleri 536
Çizelge 8.5. Alternatif çözümlerin karşılaştırılması..... 537

ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil 2.1. Dünyadaki su kaynaklarının dağılımı 8
Şekil 2.2. Küresel olarak fiziksel ve ekonomik su kıtlığı haritası 9
Şekil 2.3. İleri arıtma sonrası atıksuların yeniden kullanım alanları 12
Şekil 2.4. Ticari olarak mevcut membranlarının por boyut dağılımları 16
Şekil 2.5. Osmoz ve ters osmoz mekanizması 16
Şekil 2.6. Artan geri kazanım oranının konsantrasyon faktörü (CF) üzerine etkisi 20
Şekil 2.7 BWRO ünitesi konsantre geri kazanımı amacıyla SWRO kullanımı-opsiyon 1 23
Şekil 2.8. BWRO ünitesi konsantre geri kazanımı amacıyla SWRO kullanımı ve UF filtrasyonuyla filtre yıkama sularının geri kazanımı-opsiyon 2 24
Şekil 2.9 BWRO ünitesi konsantre geri kazanımı amacıyla kristalizatör+SWRO kullanımı, UF filtrasyonuyla filtre yıkama sularının geri kazanımı-opsiyon 3 24
Şekil 2.10. Yüksek TDS konsantrasyonuna (2920 mg/L) sahip yeraltı suları arıtımı için sıfır sıvı atığı oluşturacak ters osmoz prosesi akım şeması 26
Şekil 2.11. Orta düzeyde TDS konsantrasonuna (740 mg/L) sahip yeraltı suları arıtımı için sıfır sıvı atık oluşturacak ters osmoz prosesi akım şeması 26
Şekil 2.12. Konsantrenin kurutulması için kullanılan sistem 27
Şekil 2.13. Farklı TDS konsantrasonuna sahip yeraltı suları arıtımı için enerji gereksinimi 27
Şekil 2.14. Elektronik endüstrisi atıksularının geri kazanımı için kullanılan pilot ölçekli RO, katı-hal AOP ve ultra saf su üretim prosesi 28
Şekil 2.15. Çin'de yer alan Shandong İline bağlı Zibo'da kurulmuş olan evsel atıksu RO membran prosesine ait akış diyagramı 32
Şekil 2.16 RO membran prosesinde membran yerleşimine ait akış diyagramı 33
Şekil 2.17 Sari ve Chellam (2016) tarafından yapılan çalışmada atıksu arıtma tesisi çıkış sularının geri kazanımı amacıyla kullanılan RO proses akım şeması 34
Şekil 2.18. Atıksuların RO ile filtrasyonunda tıkanan membranın yıkanmasında farklı kimyasalların performansı 35
Şekil 2.19. Atıksuların RO ile filtrasyonunda tıkanan membranın yıkanmasında farklı kimyasalların kullanılması durumunda ekstrakt edilen inorganik miktarlarının kıyaslanması 36
Şekil 2.20. Metal kaplama atıksularından RO-ferrit prosesiyle su ve metal geri kazanımı (a) çinko kaplama atıksuları, (b) Krom-kaplama atıksuları 36
Şekil 2.21. Merserizasyon atıksularından kostik geri kazanımında farklı NF membranlarının akı kıyaslanması 37
Şekil 2.22. Tekstil endüstrisi atıksularının geri kazanımı amacıyla NF ve RO ile filtrasyonunda tuz itme performansının su geri kazanım oranıyla değişimi 39
Şekil 2.23. Tekstil endüstrisi atıksularının geri kazanımı amacıyla NF ve RO ile filtrasyonunda akı değişimi 40
Şekil 2.24. Su arıtma endüstrisinde ileri osmoz uygulamaları iki ana alanda toplanmıştır:

suyun tuzdan arındırılması (solda) ve suyun yeniden kullanılması (sağda) 41
Şekil 2.25. Suyun tuzdan arındırılması için iki ileri osmoz sürecinin düzeni:
(a) doğrudan ve (b) dolaylı 42
Şekil 2.26. Elektrodiyaliz (ED) prosesi akım şematiği 49
Şekil 2.27. ED hücresi 50
Şekil 2.28. Depurbaix AAT'nde EDR Blokları 52
Şekil 2.29. Apeldoorn'daki kağıt fabrikası çıkış suyu yeniden kullanım tesisi için proses
akım diyagramı 53
Şekil 2.30 Forsell ve Sons Ltd boya banyosu atık geri dönüşüm tesisi için proses akım
Diyagramı..... 55
Şekil 2.31. N firması geri kazanım arıtma tesisi için proses akım şeması 57
Şekil 2.32. Pasfrost geri kazanım tesisi kütle dengesi 58
Şekil 2.33. UF durulama ve durulama suyunun geri kazanımı ile katodik elektro kaplama
prosesi akım şeması 60
Şekil 2.34. NEC Semiconductors (UK) Ltd'nin ham su ön arıtım tesisi proses akım şeması 62
Şekil 2.35. NEC Semiconductors Ltd'de geri kazanım tesisinin proses akım diyagramı 63
Şekil 2.36. Türkiye'nin su kaynakları potansiyeli 64
Şekil 2.37. Türkiye'de su kullanımının sektörel dağılımı 64
Şekil 2.38. Atıksu geri kullanım alanları ve akış diyagramları 66
Şekil 2.39. TÜİK verilerine göre 2016 yılında belediye atıksularının alıcı ortamlara göre
debi bazlı deşarj dağılımları 67
Şekil 2.40. Geri kazanım ihtiyaçlarına göre atıksu arıtım seviyeleri 70
Şekil 2.41. Atıksu geri kazanımında Belediyeler ve Organize Sanayi Bölgeleri tarafından
izlenebilecek genel yol haritası..... 75
Şekil 2.42. Endüstriyel sektörlerde atıksu geri kazanımı için izlenebilecek yol haritası 76
Şekil 2.43. Sektörel bazlı su tahsisi planlarında izlenecek yol..... 79
Şekil 3.1. Çeşitli konsantre deşarj konfigürasyonları için karışım özellikleri ve dağılımları 100
Şekil 3.2. Eğimli jet konsantre deşarjının şematik gösterimi 102
Şekil 3.3. Yükseltici içeren çok delikli konsantre difüzörü 102
Şekil 3.4. Önerilen Düzenleyici Yaklaşım 104
Şekil 3.5. Yoğun deşarj edilen atıksu bulutlarına göre genişletilmiş düzenleyici çerçevenin
üç ana unsuru 105
Şekil 3.6. Düzenleyici sınırların atıksu bulutu özellikleri ile ilişkisi 106
Şekil 3.7. Tüm Atıksu Toksik Kontrol programı için NPDES uygulama prosedürü 122
Şekil 3.8. Su karışım bölgesi kütle dengesi 124
Şekil 4.1. Artan geri kazanım oranıyla kondantrasyon faktörü ve konsantre hacminin ilişkisi 152
Şekil 4.2. RO tesislerinde oluşan akımlar 156

Şekil 4.3. RO prosesinde oluşan konsantrelerde ZLD veya near-ZLD'nin başarılabilmesi için gerekli adımların konseptsel gösterimi 159
Şekil 4.4. İki aşamalı RO prosesinin şematik gösterimi 161
Şekil 4.5. ASP prosesi kullanılarak su geri kazanım oranının ve konsantre hacminin azaltılması yaklaşımı. CUF: seramik UF 161
Şekil 4.6. ASP prosesi kullanılarak su geri kazanım oranının ve konsantre hacminin azaltılması amacıyla Sanciolo vd. (2012) tarafından kullanılan pilot tesise ait şematik gösterim 162
Şekil 4.7. Antiskalant içeren RO konsantrelerinin CESP ile desaturasyonunun gösterimi 162
Şekil 4.8. Mahvi vd. (2005) tarafından kullanılan pilot ölçekli pelet reaktör yumuşatma prosesinin şematik gösterimi 164
Şekil 4.9. Pelet reaktör yumuşatma prosesinin farklı kimyasallarla verimi ve kum üzerinde biriken CaCO3 çökelekleri 164
Şekil 4.10. Model bir pelet reaktör yumuşatma sistemi ve gerçek ölçekli bir sisteme ait fotoğraf 165
Şekil 4.11. Su geri kazanımını arttırmak amacıyla su yumuşatma prosesinin kullanım yeri 165
Şekil 4.12. Pelet reaktörde kullanmadan önce ve sonra kum tanecilerinin 51X kat büyütülerek çekilmiş SEM görselleri 167
Şekil 4.13. HERO prosesinin şematik gösterimi 168
Şekil 4.14. %91 (üstteki) ve %98 (alttaki) su geri kazanım oranlarında membran üzerinde çökelme 169
Şekil 4.15. SPARRO® Prosesinin Şematik gösterimi 170
Şekil 4.16. RO konsantre arıtımı amacıyla pelet reaktör ve ED prosesinin kullanımı 176
Şekil 4.17. RO konsantre arıtımı amacıyla pelet reaktör ile Ca ve Mg giderimi yapılmadan önce (A) ve yapıldıktan sonra (B,C) ED prosesinin kullanımı durumunda membranlar üzerinde biriken çökeltiye ait SEM fotoğrafları 176
Şekil 4.18. Zhang vd. (2012) tarafından çalışılan tam ölçekli tesisin mevcut durumu (a) ve RO konsantre geri kazanımı için çalışmada önerilen ED prosesi (b) 178
Şekil 4.19. Farklı su debileri ve akım yoğunlukları altında RO konsentresini arıtan ED prosesinde tuz giderim verimleri 178
Şekil 4.20. Oren vd. (2010) tarafından kullanılan pilot ölçekli hibrit ZLD prosesi detayları 180
Şekil 4.21. Oren vd. (2010) tarafından kullanılan pilot ölçekli hibrit ZLD prosesinin üç boyutlu görseli 181
Şekil 4.22. EMD prosesinin RO konsantre atıksularının arıtımında kullanımı 182
Şekil 4.23. Çoklu kademeli distilasyon kademesi diyagramı 187
Şekil 4.24. Termal buhar sıkıştırmalı (TVC) Çoklu etkili distilasyon (MED) sistemi 188
Şekil 4.25. Mekanik buhar sıkıştırma (MVC) ile birlikte Çoklu kademeli distilasyon (MED) 188
Şekil 4.26. MVC ve termal buharlaştırma sistemi kullanarak ZLD'yi sağlanan konfigürasyon 189
Şekil 4.27. Brine konsantratör diyagramı 190
Şekil 4.28. Brine kristalizatör diyagramı 191

Şekil 4.29. (A) termal ve (B) RO-birleştirilmiş ZLD sistemlerinin şematik gösterimi 192
Şekil 4.30. Rüzgar destekli yoğunlaştırılmış evaporasyon diyagramı 193
Şekil 4.31. Rüzgar destekli yoğunlaştırılmış evaporasyon tesis görüntüsü 193
Şekil 4.32. Püskürtmeli kurutucu diyagramı 195
Şekil 4.33. Püskürtmeli kurutucu tesis görüntüsü 195
Şekil 4.34. Ersever ve Ravindran (2007) tarafından yapılan çalışmada kullanılan prosese ait akım şeması 203
Şekil 4.35. Shanmuganathan vd. (2015) tarafından kullanılan sisteme ait şematik gösterim 205
Şekil 4.36. Shanmuganathan vd. (2015) tarafından yapılan çalışmada GAK ilavesinin MF-GAK hibrit sisteminde TMP artışına etkisi 206
Şekil 4.37. Shanmuganathan vd. (2015) tarafından yapılan çalışmada GAK farklı organik madde fraksiyonlarının giderimine etkisi 206
Şekil 4.38. Shanmuganathan vd. (2015) tarafından yapılan çalışmada GAK ilavesinin ÇOK giderim performansına etkisi 207
Şekil 4.39. Membran distilasyon prosesinin şematik gösterimi 211
Şekil 4.40. Membran distilasyon prosesinde gaz fazındaki H2O moleküllerinin porlar üzerinden taşınımının şematik gösterimi 211
Şekil 4.41. Direkt temaslı membran distilasyonu (DCMD) 212
Şekil 4.42. Hava boşluklu membran distilasyonu (AGMD) 212
Şekil 4.43. RO-AGMD prosesi 213
Şekil 4.44. Sıyırıcı gazlı membran distilasyonu (SGMD) 213
Şekil 4.45. Vakumlu membran distilasyonu (VMD) 214
Şekil 4.46. MD prosesinde kullanılan düz tabakalı membran konfigürasyonu 215
Şekil 4.47. MD prosesinde kullanılan gözenekli fiber membran konfigürasyonu 215
Şekil 4.48. MD prosesinde kullanılan tübüler membran konfigürasyonu 216
Şekil 4.49. MD prosesinde kullanılan spiral sarım membran konfigürasyonu 216
Şekil 4.50 RO konsantre arıtımı için V-MEMD işleminin proses şeması 217
Şekil 4.51. İleri Osmoz Prosesinin Şematik Gösterimi 219
Şekil 4.52. FO (a,b) ve RO (c,d) proseslerinin şematik karşılaştırılması 220
Şekil 4.53. FO prosesinin iki kademesini gösteren şematik akım diyagramı 220
Şekil 4.54. FO prosesinde çekme çözeltisinden süzüntü akımının ayrılması 222
Şekil 4.55. FO prosesinde kullanılan çekme çözeltilerinin kullanım oranlarına göre tercih dağılımı 222
Şekil 4.56. FO prosesinde kullanılan düz tabakalı membranın şematik gösterimi 223
Şekil 4.57. FO prosesinde kullanılan spiral sarım membranın şematik gösterimi 223
Şekil 4.58. RO konsantre hacmini azaltmak için kullanılan FO prosesinin şematik gösterimi 225
Şekil 4.59. ZLD sistemlerine ait genel akış şemaları 231
Şekil 4.60. Mohammadesmaeili vd. (2010a, b) tarafından kullanılan tuz geri kazanım şeması 232

Şekil 4.61 Endüstriyel konsantrelerin arıtımı/minimizasyonunda kritik parametreler temelinde teknoloji seçimi karar ağacı 239
Şekil 5.1. Mevcut konsantre yönetim uygulamaları 241
Şekil 5.2. Konsantre yönetimi stratejilerine karar verme diyagramı 248
Şekil 5.3. Kaliforniya'da faaliyette olan ve ikincil RO öncesi pellet yumuşatma yapan tesisin akım şeması 249
Şekil 5.4. Tesisin RO membran sistemleri ve pellet reaktöre ait fotoğraflar 249
Şekil 5.5. Pellet yumuşatma ve ikincil RO prosesi kullanılarak oluşturulan konsantre hacim azaltma prosesinin akım şeması 250
Şekil 5.6. Konsantre yumuşatma ve biyolojik arıtımla nitrat giderimi yapan pilot tesisi, Arlington Desalter tesisi, Riverside, Kaliforniya 251
Şekil 5.7. Carolla firmasının pahalı/sınırlı bertaraf alanlarında desalinasyon fizibilitesi için pilot konsantre arıtma tesisi 252
Şekil 5.8. Reliance Industry membran tesisine ait fotoğraflar 253
Şekil 5.9. Reliance Industry firmasına ait rafineri tesisinde kurulu HERO prosesinin akım şeması 254
Şekil 5.10. Geri kazanım tesisine ait fotoğraflar 255
Şekil 5.11. Geri kazanım tesisi akım şeması 255
Şekil 5.12. Kaliforniya'da sahada işletilen pilot ölçekli VESP tesis 257
Şekil 5.13. VSEP prosesi akım şeması 258
Şekil 5.14 RO konsantrelerinin arıtımında kullanılan pilot ölçekli VSEP prosesinin akım şeması 259
Şekil 5.15. %97 geri kazanım için RO konsantrelerinin EDR ile arıtımının yapıldığı akım sistemin akım şeması 261
Şekil 5.16. Coca-Cola tesisinde kurulu olan pilot ölçekli AquaSel sistemi 262
Şekil 5.17. Pilot ölçekli konsantre azaltımı tesisine ait fotoğraflar 263
Şekil 5.18. Sisteme ait akım şeması 264
Şekil 5.19. Tesise ait fotoğraflar 265
Şekil 5.20. Kâğıt geri dönüşüm endüstrisi su arıtıma tesisi akım şeması 266
Şekil 5.21. Kâğıt geri dönüşüm endüstrisi su arıtıma tesisine ait fotoğraflar 266
Şekil 5.22. Çöp sızıntı suyu arıtım tesisi akım şeması 267
Şekil 5.23. Çöp sızıntı suyu arıtım tesisi fotoğrafları 267
Şekil 5.24. Alüminyum profil üretim tesisinin ZLD yaklaşımlı arıtma sistemi akım şeması 268
Şekil 5.25. Tekstil boyama tesisi atıksu geri kazanım prosesi akım şeması 269
Şekil 5.26. Tesiste kurulu yoğunlaştırıcı/kristalizatör 270
Şekil 5.27. Su geri kazanım tesisi akım şeması ve su dengesi 270
Şekil 5.28. Evaparotör ve giriş-çıkış-konsantre numunelerin fotoğrafları 271

Şekil 5.29. Hindistan Coca Cola Şişe Yıkama Tesisi atıksu arıtma tesis akım şeması ve su balansı 272
Şekil 5.30. Batı Koridoru Su Geri kazanım Projesi (WCRWP) şeması 274
Şekil 5.31. Bundamba proses akım şeması 275
Şekil 5.32. RO konsantre artım stratejisi 277
Şekil 5.33. Chino Havzası Desalter Kurumu 278
Şekil 5.34. Yumuşatma ve ikincil RO kullanılarak konsantre azaltma stratejisi 279
Şekil 5.35. Pellet yumuşatma prosesi akım şeması 279
Şekil 5.36. 1. Aşama pilot tesis akım şeması 280
Şekil 5.37. Modifiye Edilmiş Arıtım Dizisinin Akım Diyagramı 281
Şekil 5.38. Maspalomas deniz suyu RO arıtma tesisi deşarjı 283
Şekil 5.39. Maspalomas deniz suyu RO arıtma tesisi çıkış tuzluluk alanı 284
Şekil 5.40. Barselona deniz suyu desalinasyon tesisi, İspanya 284
Şekil 5.41. Barselona deniz suyu desalinasyon tesisi akım diyagramı 285
Şekil 5.42. Fukuoko desalinasyon tesisinin bulunduğu şehrin konumu 285
Şekil 5.43. Fukuoka desalinasyon tesisi akım diyagram 286
Şekil 5.44. Fukuoka desalinsayon tesisi konsantre deniz suyunu Hakata Koyuna deşarj etmektedir 286
Şekil 5.45. Santa Barbara Şehri Desalinasyon Tesisi'nin Yeri 287
Şekil 5.46. TAMPA Körfezi Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi'nin Yeri 288
Şekil 5.47. TAMPA Körfezi Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi Proses Akım Şeması 289
Şekil 5.48. TAMPA Körfezi Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi su girişi ve konsantre deşarjı 290
Şekil 5.49. Altın Sahil Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi'nin Yeri 291
Şekil 5.50. Altın Sahil Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi Proses Akım Şeması 291
Şekil 5.51. Altın Sahil Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi Deşarj ve su alma yapılarının görüntüsü 292
Şekil 5.52. Perth Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi'nin Yeri 293
Şekil 5.53. Perth Deniz Suyu Desalinasyon Tesisinde Kullanılan Proses 294
Şekil 5.54. Perth Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi Deşarj Konfigürasyonu 295
Şekil 5.55. Perth Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi Deşarj Noktası Karışım Bölgesi 295
Şekil 5.56. Perth Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi Deşarj Tuzluluk ve Bulanıklık Değerleri 296
Şekil 5.57. Perth Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi Deşarj Difüzörleri Etrafında Canlı Yaşam 296
Şekil 5.58. Ashkelon ve Hadera ortak deşarjın Google Earth görüntüleri 298
Şekil 5.59. Torreele Su Geri Kazanım Tesisi'nin Yeri 300
Şekil 5.60. Torreele Su Geri Kazanım Tesisi Akım Şeması 301
Şekil 5.61. Thames Gateway Desalinasyon Tesisi'nin Yeri 304
Şekil 5.62. Thames Gateway Desalinasyon Tesisi Su Alma Yapısının İnşaatından bir Fotoğraf .. 304
Şekil 5.63. Thames Gateway Desalinasyon Tesisi Proses Akış Diyagramı 305
Şekil 5.64. Ulu Pandan NEWater Tesisi'nin Yeri 307

Şekil 5.65. Ulu Pandan NEWater Tesisi Proses Akım Şeması 308
Şekil 5.66. Ulu Pandan NEWater Tesisi RO Proses Çıkış Suyu TOC değerlerinin Değişimi 310
Şekil 5.67. Singapur'da Atıksudan Kullanma Suyu ÜreteUlu Pandan NEWater Tesisi
RO Proses Çıkış Suyu Üreten Tesisler ve Kapasiteleri 311
Şekil 5.68. Perfection Planting'deki RO Sistem Akım Şeması 312
Şekil 5.69. Gippsland su arıtma tesisi ve akım diyagramı 314
Şekil 5.70. Adelaide Desalinasyon Tesisi çıkış yapısı ve su ortamı 317
Şekil 5.71. 950 m^3/gün'den büyük desalinasyon tesislerinin uyguladığı konsantre
yönetim metotları 336
Şekil 5.72. Konsantre yönetim seçeneklerinin bağıl yatırım maliyetleri 336
Şekil 6.1. Konsantre yönetiminde önceliklendirme akış diyagramı 351
Şekil 7.1.1. A firması su geri kazanım tesisi genel vaziyet planı 360
Şekil 7.1.2. A firması su geri kazanım tesisi akım şeması 361
Şekil 7.1.3. Su alma yapısı ve ızgaraların genel görünümü 362
Şekil 7.1.4. Havalandırmalı kum tutucu genel görünümü 3363
Şekil 7.1.5. Havalandırma havuzu genel görünümü 364
Şekil 7.1.6. Biyolojik çöktürme havuzu genel görünümü 364
Şekil 7.1.7. Hızlı ve yavaş karıştırma ünitesi genel görünümü 366
Şekil 7.1.8. Kimyasal çöktürme havuzu genel görünümü 366
Şekil 7.1.9. Hızlı kum filtrasyon ünitesi genel görünümü 367
Şekil 7.1.10. Çamur yoğunlaştırma havuzu genel görünümü 368
Şekil 7.1.11. Susuzlaştırma (beltpres) ünitesi genel görünümü 368
Şekil 7.1.12. UF sistemi genel görünümü 370
Şekil 7.1.13. RO sistemi genel görünümü 372
Şekil 7.1.14. RO sistemi ürün suyu akımı toplama hattı 372
Şekil 7.1.15. RO sistemi konsantre akımı toplama hattı 373
Şekil 7.1.16. UF+RO sistemleri otomatik kontrol panosu anlık görüntüsü 373
Şekil 7.1.17. Su geri kazanım tesisi girişi ham su numune alma noktası 374
Şekil 7.1.18. RO sistemi girişi numune alma noktası 375
Şekil 7.1.19. RO konsantre hattı numune alma noktası 375
Şekil 7.1.20. Pilot tesis çalışması kapsamında RO konsantre hattından numune alma çalışması .. 377
Şekil 7.1.21. Proje ve şirket bilgilerinin yer aldığı ekran görüntüsü 386
Şekil 7.1.22. Doğrudan deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü 386
Şekil 7.1.23. SKKY sektör tablolarının yer aldığı ekran görüntüsü 387
Şekil 7.1.24. Deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü 387
Şekil 7.1.25. Alıcı ortama deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü 388
Şekil 7.1.26. Parametre ekleme ekran görüntüsü 388
Şekil 7.1.27. Deşarj standart değerlerinin girildiği ekran görüntüsü 389

Şekil 7.1.28. Analiz sonuçları giriş ekran görüntüsü 389
Şekil 7.1.29. Geri kazanım tesisi giriş debisine ait veri girişi ekran görüntüsü 390
Şekil 7.1.30. RO geri kazanım oranı veri girişi ekran görüntüsü 390
Şekil 7.1.31. Membran geçirgenlik oranı (alfa) giriş ekran görüntüsü 391
Şekil 7.1.32. UF geri yıkama debisi giriş ekran görüntüsü 391
Şekil 7.1.33. Deşarj uygunluğu ekran görüntüsü 392
Şekil 7.2.1. PM-3 atıksu arıtma tesisi akım şeması 394
Şekil 7.2.2. PM-4 atıksu arıtma tesisi akım şeması 394
Şekil 7.2.3. PM-5 atıksu arıtma tesisi akım şeması 395
Şekil 7.2.4. Ön çöktürme havuzu genel görünümü 396
Şekil 7.2.5. Anaerobik reaktörün genel görünümü 397
Şekil 7.2.6. Havalandırma havuzu genel görünümü 397
Şekil 7.2.7. Son çökeltim tankı genel görünümü 398
Şekil 7.2.8. MBBR genel görünümü 398
Şekil 7.2.9. Çamur yoğunlaştırma havuzu genel görünümü 399
Şekil 7.2.10. Çamur susuzlaştırma (belt filtre) ünitesi genel görünümü 399
Şekil 7.2.11. Desülfürizasyon ünitesi genel görünümü 400
Şekil 7.2.12. B Firması Su Geri Kazanım Tesisi Akış Diyagramı 402
Şekil 7.2.13. Multiflo ünitesi genel görünümü 403
Şekil 7.2.14. Mekanik filtre genel görünümü 404
Şekil 7.2.15. UF üniteleri genel görünümü 406
Şekil 7.2.16. Aktif karbon filtresi genel görünümü 407
Şekil 7.2.17. Kartuş filtre genel görünümü 408
Şekil 7.2.18. RO ünitesi genel görünümü 410
Şekil 7.2.19. Su geri kazanım tesisi SCADA kontrol sistemi ekran görüntüsü 410
Şekil 7.2.20. Ham atıksu numune alma noktası (solda) ve numune alma cihazının yerleştirildiği alan (sağda) 411
Şekil 7.2.21. RO sistemi girişi numune alma noktası 412
Şekil 7.2.22. RO konsantre hattı numune alma noktası 413
Şekil 7.2.23. B Firması su geri kazanım tesisi toplantısından bir görünüm-1 425
Şekil 7.2.24. B Firması su geri kazanım tesisi toplantısından bir görünüm-2 426
Şekil 7.2.25. Proje ve şirket bilgilerinin yer aldığı ekran görüntüsü 427
Şekil 7.2.26. Doğrudan deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü 427
Şekil 7.2.27. SKKY sektör tablolarının yer aldığı ekran görüntüsü 428
Şekil 7.2.28. Deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü 428
Şekil 7.2.29. Alıcı ortama deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü 429
Şekil 7.2.30. Deşarj standart değerlerinin girildiği ekran görüntüsü 429
Şekil 7.2.31. Analiz sonuçları giriş ekran görüntüsü 430

Şekil 7.2.32. Geri kazanım tesisi giriş debisine ait veri girişi ekran görüntüsü 430
Şekil 7.2.33. RO geri kazanım oranı veri girişi ekran görüntüsü 431
Şekil 7.2.34. Membran geçirgenlik oranı (alfa) giriş ekran görüntüsü 431
Şekil 7.2.35. UF geri yıkama debisi giriş ekran görüntüsü 432
Şekil 7.2.36. Deşarj uygunluğu ekran görüntüsü 433
Şekil 7.3.1. C firması hava fotoğrafı 434
Şekil 7.3.2. C firması genel vaziyet planı 434
Şekil 7.3.3. Nevresim tesisi proses akım şeması 438
Şekil 7.3.4. Su kullanım ve atıksu oluşum noktaları ve miktarları 439
Şekil 7.3.5. C Firması Nevresim AAT genel görünümü 440
Şekil 7.3.6. C Firması Nevresim AAT akım şeması 440
Şekil 7.3.7. Ham su numune alma noktası 441
Şekil 7.3.8. Dengeleme havuzu genel görünümü 441
Şekil 7.3.9. Hızlı karıştırma havuzu genel görünümü 442
Şekil 7.3.10. Yavaş karıştırma havuzu genel görünümü 443
Şekil 7.3.11. Kimyasal çökeltim havuzu genel görünümü 443
Şekil 7.3.12. Aktif çamur havalandırma havuzu genel görünümü 444
Şekil 7.3.13. Son çökeltim havalandırma havuzu genel görünümü 444
Şekil 7.3.14. Çamur yoğunlaştırma havuzu genel görünümü 445
Şekil 7.3.15. Anyonik polielektrolit hazırlama havuzu genel görünümü 445
Şekil 7.3.16. Kireç hazırlama havuzu genel görünümü 446
Şekil 7.3.17. Belt filtre ünitesi genel görünümü 446
Şekil 7.3.18. AAT deşarjının verildiği Uğurlu Deresi 447
Şekil 7.3.19. Su geri kazanım tesisi akım şeması 448
Şekil 7.3.20. Mekanik ön filtrelerin genel görünümü 449
Şekil 7.3.21. Aktif karbon filtresi genel görünümü 450
Şekil 7.3.22. UF üniteleri genel görünümü 452
Şekil 7.3.23. Kartuş filtre genel görünümü 453
Şekil 7.3.24. RO ünitesi genel görünümü 455
Şekil 7.3.25. Su geri kazanım tesisi SCADA kontrol sistemi ekran görüntüsü 455
Şekil 7.3.26. RO sistemi girişi numune alma noktası 456
Şekil 7.3.27. RO konsantre hattı numune alma noktası 457
Şekil 7.3.28. C Firması toplantısından bir görünüm 467
Şekil 7.3.29. Su geri kazanım tesis ziyaretinden bir görünüm 468
Şekil 7.3.30. Proje ve şirket bilgilerinin yer aldığı ekran görüntüsü 469
Şekil 7.3.31. Doğrudan deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü 469
Şekil 7.3.32. SKKY sektör tablolarının yer aldığı ekran görüntüsü 470
Şekil 7.3.33. Deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü 470

Şekil 7.3.34. Alıcı ortama deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü 471
Şekil 7.3.35. Deşarj standart değerlerinin girildiği ekran görüntüsü 472
Şekil 7.3.36. Analiz sonuçları giriş ekran görüntüsü 473
Şekil 7.3.37. Analiz sonuçları giriş ekranında uyarı görüntüsü 474
Şekil 7.3.38. Deşarj standart değerlerinin girildiği ekran görüntüsü 475
Şekil 7.3.39. Analiz sonuçları giriş ekran görüntüsü 476
Şekil 7.3.40. Geri kazanım tesisi giriş debisine ait veri girişi ekran görüntüsü 477
Şekil 7.3.41. RO geri kazanım oranı veri girişi ekran görüntüsü 477
Şekil 7.3.42. Membran geçirgenlik oranı (alfa) giriş ekran görüntüsü 478
Şekil 7.3.43. UF geri yıkama debisi giriş ekran görüntüsü 479
Şekil 7.3.44. Deşarjın uygun olmadığını belirten ekran görüntüsü 479
Şekil 7.3.45. Alıcı ortam standartlarını sağlayacak geri kazanım oranını belirten ekran görüntüsü 480
Şekil 7.3.46. Deşarj limitlerini aşan parametreleri ve önerileri belirten ekran görüntüsü 481
Şekil 7.4.1. İzmit Körfez Atıksu Arıtma Tesisi genel görünümü. 483
Şekil 7.4.2. İzmit Petrol Rainerisi Su Geri Kazanım Ünitesi binası 483
Şekil 7.4.3. Su Geri Kazanım Tesisi genel akım şeması. 484
Şekil 7.4.4. Su Geri Kazanım Tesisi kum filtresi besleme pompaları 485
Şekil 7.4.5. Su Geri Kazanım Tesisi kum filtresi genel görünümü. 485
Şekil 7.4.6. Su Geri Kazanım Tesisi aktif karbon filtrasyon sistemlerinin genel görünümü. 486
Şekil 7.4.7. Su Geri Kazanım Tesisi UF sistemi genel görünümü. 488
Şekil 7.4.8. Su Geri Kazanım kartuş filtre genel görünümü. 489
Şekil 7.4.9. Su Geri Kazanım Tesisi RO sistemi genel görünümü 489
Şekil 7.4.10. Proje ve şirket bilgilerinin yer aldığı ekran görüntüsü 498
Şekil 7.4.11. Doğrudan deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü 499
Şekil 7.4.12. SKKY sektör tablolarının yer aldığı ekran görüntüsü 499
Şekil 7.4.13. Deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü 501
Şekil 7.4.14. Deşarj standart değerlerinin girildiği ekran görüntüsü 501
Şekil 7.4.15. Analiz sonuçları giriş ekran görüntüsü 502
Şekil 7.4.16. Geri kazanım tesisi giriş debisine ait veri girişi ekran görüntüsü 502
Şekil 7.4.17. RO geri kazanım oranı veri girişi ekran görüntüsü 503
Şekil 7.4.18. Membran geçirgenlik oranı (alfa) giriş ekran görüntüsü 503
Şekil 7.4.19. UF geri yıkama debisi giriş ekran görüntüsü 504
Şekil 7.4.20. Deşarj uygunluğu ekran görüntüsü 504

YÖNETİCİ ÖZETİ

Gebze Teknik Üniversitesi, İstanbul Medeniyet Üniversitesi ve Süleyman Demirel Üniversitesi ortaklığında "Atıksu Geri Kazanımında Membran Uygulamaları için Konsantre Akım Yönetim Modeli ve Mevzuat Uygulama Metodolojisi Geliştirilmesi Projesi (MEMKON PROJESİ)" 10 Mart 2017 tarihinde başlamış ve Aralık 2017 tarihine kadar yürütülmüştür. Projede; atıksu geri kazanımında yaygın olarak kullanılmaya başlanan membran teknolojilerinden kaynaklanan konsantre akımlarının ekonomik bir biçimde bertarafı/arıtımı ve yönetimine ilişkin ülkemize özgü uygulanabilir bir konsantre akım yönetim modeli ve mevzuat uygulama metodolojisinin oluşturulması ile kurumsal kapasitenin bu doğrultuda geliştirilmesi hedeflenmiştir. Proje ana amaç ve spesifik hedefleri doğrultusunda 7 iş paketi (İP) dahilinde çalışmalar gerçekleştirilmiş ve ayrıca Sanayiciye yönelik bir El Kitabı hazırlanmıştır. Bu rapor (Proje Sonuç Raporu) kapsamında iş paketleri bazında gerçekleştirilen çalışmalar aşağıda sıralanmıştır.

Atıksu geri kazanımında ihtiyaçlar ve ihtiyaca göre teknoloji seçimi hususlarında genel bir literatür taraması yapılmış olup değerlendirmeler tamamlanmıştır. Ülkemiz su sıkıntısı olan bir ülke sınıfında olup, su yönetimine gereken önemin verilmesi ve atıksuların uygun arıtma proseslerinden geçirilerek yeniden kullanılması gerekmektedir. Ülkemizde su geri kazanım oranı oldukça düşüktür. Gerek dünyada gerek ülkemizde atıksuların arıtıldıktan sonra güvenilir bir şekilde geri kazanılması ve yeniden kullanılması su kaynaklarının sürdürülebilir tüketimi açısından büyük önem taşımaktadır. Atıksu geri kazanımında sağlanacak en büyük fayda, mevcut yeraltı ve yüzeysel su kaynaklarının korunması, büyük hacimlerdeki temiz su kullanımının önüne geçilmiş olması ve temiz su kütlelerinin ekolojik yaşamının koruma altına alınacak olmasıdır. Tarımsal sulama, peyzaj sulaması, endüstriyel tekrar kullanım, yeraltı suyu zenginleştirme, çevresel ya da rekreasyonel kullanımlarda, kentsel kullanım ve doğrudan ya da dolaylı yoldan içme suyu amacıyla tekrar kullanım gibi farklı alanlarda atıksular geri kullanılabilir. Kullanılmış su geri kazanımının planlanmasını yaparken en önemli kriterlerden biri hangi kalitede geri kazanılmış su üretileceği ve üretilen bu suyun hangi amaçla kullanılacağına karar verilmesidir. Proje kapsamında atıksu su geri kazanımın planlamasında izlenecek bir yol haritası hazırlanmıştır. Kullanılmış suyun geri kullanım alternatiflerinin önceliklendirilmesinde önemli parametreler ve değerlendirme kriterleri belirlenmiştir. Ayrıca proje kapsamında ülkemizdeki endüstrilerin su tüketimlerini kontrol ve optimize etmeleri ve atıksu geri kazanımını önceliklendirmeleri için kullanabilecekleri bir yönlendirme rehberi akım şeması olarak hazırlanmıştır. Ülkemiz özelinde su geri kazanımının önündeki spesifik problemler özetlenmiş ve her bir problem için ayrı ayrı çözüm önerisi sunulmuştur.

Konsantre akımların yönetimine ilişkin uluslararası mevzuatlar incelerek Türkiye koşullarında uygulanabilirliği değerlendirilmiştir. Uluslararası düzeyde membran konsantre akımı ile ilgili mevzuatlar ülkeler bazında değişkenlik göstermektedir. Bunun nedeni konsantre akımın verildiği farklı çevresel ortamlarda farklı olumsuz etkilerin gözlenmesidir. Konsantre akımların yönetimine ilişkin geçerli uluslararası mevzuatlar incelendiğinde, konsantre bertarafı için yasal altyapının olmadığı veya mevcut mevzuatlar üzerinden proje spesifik uygulamalar yapıldığı tespit edilmiştir. Yürürlükte olan uluslararası mevzuatlarda, tesislerin uyacağı tüm limitler ve yerine getirmesi gereken yükümlülüklerin izin aşamasında belirlendiği ve deşarj edilen atıksu ve alıcı ortamların her ikisinin de çevresel etkilerini izleyen bir programın gerekli olduğu tespit edilmiştir.

Endüstriyel atıksu arıtımı ve geri kazanımı uygulamalarında membran prosesleri konsantrelerinin hacminin azaltılması ve su geri kazanım oranının arttırılması için kullanılan veya geliştirilme aşamasında olan teknolojiler araştırılmış ve bu teknolojiler ile ilgili detaylı bilgiler rapor içeriğinde sunulmuştur. Membran konsantrelerinin hacminin azaltılmasında dünya genelinde rutin olarak uygulanan teknolojilerden başında basınç tahrikli membran prosesleri gelmektedir. Bu ünitelerin

kullanımında membran değişim ve enerji maliyetlerinin karşılanabilmesi durumunda etkin bir çözüm elde edilebilmektedir. Ancak bu prosesler toplam çözünmüş katı madde (TÇK) değerinin yüksek olduğu durumlarda tortulaşma ve konsantrasyon polarizasyonundan olumsuz etkilenmekte olup mutlaka bir ön arıtma kademesine (kimyasal yumuşatma vb.) ihtiyaç duymaktadır. Ayrıca sıfır sıvı deşarj (ZLD) hedefine ulaşma noktasında ek proses gereksinimine ihtiyaç duymaktadırlar. Konsantre minimizasyonunda elektrik tahrikli membran prosesleri de kullanılmaktadır. Ancak, bu proseslerde TÇK değeri belirli bir seviyeye kadar olan konsantre akımların arıtılabilmesi mümkündür. Kimyasal tabanlı teknolojiler ise genellikle diğer arıtma kademelerinin yükünün azaltılması amacı ile kullanılmakta olup özellikle sertlik oluşturan inorganiklerin gideriminde etkindirler. Termal tabanlı teknolojiler yüksek TÇK değerlerine sahip konsantre akımların arıtılmasında en etkili çözümlerden bir tanesidir. ZLD hedefine ulaşılmasında etkin olarak kullanılabilirler. Ancak bu proseslerin enerji maliyetleri çok yüksek olup ancak ısı geri kazanımına sahip tesislerde fizibil işletim olanağına sahip olabileceği değerlendirilmektedir. Buharlaştırma havuzları ise arazinin bol ve ucuz olduğu durumlarda, iklim koşulları da uygun ise düşük debili konsantre akımların arıtılmasında etkili ve fizibil bir seçenek olarak öne çıkmaktadır. Ayrıca, tüm bu teknolojilerin Türkiye özelinde değerlendirilmesi ile sanayicilere yönelik bir karar destek ağacı yapılarak ilgili teknolojiler için pratik uygulamalara yönelik bir bakış açısı da sağlanmıştır.

Proje kapsamında gerçek ve pilot ölçekteki uluslararası konsantre yönetimi uygulamaları araştırılmıştır. Konsantre yönetimi bertaraf ve arıtım uygulamaları olarak iki kısımda değerlendirilmiştir. Bertaraf uygulamaların arasında en çok uygulanan bertaraf yönteminin yüzeysel sulara deşarj olduğu görülmüştür. Konsantre arıtımı ile ilgili uygulamaların birçoğu pilot ölçekte olup halen geliştirilme düzeyindedir. Uluslararası uygulamalar incelendiğinde ve Ülkemiz özelinde değerlendirildiğinde en uygun konsantre bertaraf seçeneğinin "AAT ile sonlanan kanalizasyon sistemlerine deşarj" olacağı düşünülmektedir. Ayrıca uygun olan bölgelerde, konsantrenin ikincil arıtma çıkışı ile paçallanarak tek hattan denize deşarj edilmesi de konsantre bertarafı açısından uygun seçeneklerden birisidir. Ancak, bu uygulamadan önce her bir proje için fizibilite çalışmaları yapılmalıdır. Kanalizasyon altyapısının bulunmadığı, denize deşarj imkanının olmadığı, diğer bertaraf seçeneklerinin uygulanamayacağı durumlarda veya konsantreden su/madde geri kazanımı amaçlandığında en uygun konsantre yönetimi seçeneği olarak sıfır sıvı deşarjı karşımıza çıkmaktadır.

Konvansiyonel atıksu arıtma proseslerine entegre edilmiş membran uygulamaları sonucu oluşan konsantreler için arıtım ve/veya bertaraf stratejilerinin geliştirilmesine yönelik bütüncül bir yaklaşımla konsantre akım yönetim modeli ve mevzuat uygulama metodolojisi oluşturulmuştur. Membran konsantrelerinin farklı alıcı ortam seçeneklerine deşarjı ile ilgili olarak mevcut ve geliştirilecek mevzuatlardaki kıstasları dikkate alarak izlenecek yol belirlenmiştir. Alıcı ortamın özelliğine göre yönlendirmeler belirlenmiştir. Geliştirilen yönetim modelinde konsantrenin alıcı ortama deşarjının uygun olmaması durumunda sanayiciye/yatırımcıya problemin çözüm alternatifleri sunulmuştur. Tüm bu hususları içeren yönetim modelinin hızlı ve pratiğe dönük bir şekilde uygulamasını sağlamak amacıyla web tabanlı konsantre yönetimi yazılımı üretilmiştir.

Proje kapsamında geliştirilen konsantre akım yönetim modeli ve mevzuat uygulama metodolojisi, gerçek ölçekli 4 farklı su geri kazanım tesisi için uygulanmış ve sonuçlar değerlendirilmiştir. Gerçekleştirilen bu çalışmalar ile membran konsantrelerindeki belirli parametrelerin mevcut mevzuatlarda belirtilen deşarj limitlerini aşmaması için önerilerde bulunulmuştur. Özellikle renk, silisyum, sertlik parametreleri için nanofiltrasyon (NF) ve/veya ters osmoz (RO) Öncesinde etkili bir ön arıtma uygulanması halinde bu parametrelerin konsantrelerde sorun teşkil etmeyeceği tespit edilmiştir. Pilot tesis çalışmaları kapsamında membran proseslerinin işletimi ve membran konsantrelerinin yönetimi ile ilgili alternatif uygulama önerileri sunulmuştur.

Proje çalışmalarından elde edilen konsantre akım yönetim modelinin mevcut mevzuatlara aktarılması kapsamında Düzenleyici Etki Analizi (DEA) çalışmaları yapılmıştır. Düzenleyici Etki Analizi çalışmasında atıksu geri kazanımında uygulanan membran proseslerinden kaynaklanan konsantre akımların yeni bir düzenleyici çerçeve ile ele alınması sonucu oluşabilecek etkilerin değerlendirilmesi hedeflenmiştir. Konsantre akımların etkili bir yönetim modeli ile tasfiyesi yapılmadığı müddetçe toplum ve çevre sağlığı açısından çok yüksek düzeyde zararlara neden olması beklenmektedir. Konsantre akımlar özelinde bir mevzuatın yürürlüğe girmesi ile ulaşılması amaçlanan ana hedef endüstriyel atıksu geri kazanımında kullanılan membran teknolojilerinden kaynaklanan konsantre akımlarının etkin ve ekonomik bir biçimde yönetimine ilişkin ülkemize özgü uygulanabilir bir model tesis edilerek mevcut membran sistemlerinin konsantre akımlarının arıtım seviyesinin çevresel gereksinimlere uygun hale getirilmesidir. Yeni düzenleme ile oluşması beklenen sosyal etkiler, çevresel etkiler ve oluşacak maliyet detaylı olarak değerlendirilmiştir. DEA sürecinde önem arz eden danışma ve katılım hususları kapsamında 4 adet endüstriyel tesiste çalışma yapılmış, paydaş görüşlerini almak üzere bir çalıştay düzenlenmiştir. DEA kapsamında son olarak yeni düzenlemenin uygulanmasından, izleme/denetimden ve tesislerin değerlendirilmesinden sorumlu kurum belirlenmiştir.

MEMKON projesini başlatan ve destekleyen, Çevre ve Şehircilik Bakanlığı, Çevre Yönetimi Genel Müdürlüğü'ne sonsuz teşekkür ederiz.

Saygılarımızla.

BÖLÜM 1

GİRİŞ

1. GİRİŞ

İçme ve kullanma suyu temini ve atıksu geri kazanımı amaçlarıyla son yıllarda uygulama sayısı gittikçe artan membran proseslerinin tıkanma kontrolü dışındaki bir diğer temel sorunu oluşan konsantre akımlarının yönetimi ve bertarafıdır. Membran konsantrelerinin yönetimini, bertaraf tekniklerini ve deşarj sonrası olası çevresel etkilerini detaylı olarak inceleyen sınırlı sayıda araştırma çalışması ve teknik raporlar mevcuttur (Chesher, 1971; U.S. Bureau of Reclamation, 2006a; Münk, 2008; Sánchez-Lizaso vd., 2008; Voutchkov, 2011; WateReuse Association, 2011; Ladewig ve Asquith, 2012; Spellman, 2016). Genel olarak, membran konsantrelerinin bertaraf teknikleri üzerine şablon, her tesise uygulanabilecek anahtar bir çözüm olmamakla birlikte, hali hazırda başarıyla uygulanan farklı bertaraf yöntemleri/teknikleri mevcuttur. Arıtılacak suyun kaynağına, lokasyonuna, fizikokimyasal ve mikrobiyolojik özelliklerine ve istenen su kalitesine bağlı olarak konsantre yönetimi ve bertaraf teknikleri değişebilmektedir.

Bertaraf teknikleri üzerine her tesise uygulanabilecek anahtar bir çözüm olmadığı gibi, konsantrelerin deşarj limitleri/standartları için de global olarak kabul görmüş ortak bir mevzuat mevcut değildir (Voutchkov, 2011; Ladewig ve Asquith, 2012). Farklı ülkelerdeki deşarj mevzuatları irdelendiğinde, sadece bir kaç ülkede (örneğin İsrail, deşarjı >100.000 m^3/gün olan tesisler için) sabit deşarj limitlerinin (deniz suyu RO tesislerinin (SWRO) konsantrelerinin denize geri deşarjı durumunda) olduğu görülebilir. Sabit deşarj limitleri yerine çoğu ülkede alıcı ortam kalitesine göre, proje bazlı spesifik deşarj izinlerinin verildiği bilinmektedir (örneğin, A.B.D.) (Squire, 2000; U.S. Bureau of Reclamation, 2004, 2006a; Robert, 2010; Spellman, 2016). Deşarjın içeriği, debisi ve alıcı ortam kalitesi ve özümseme kapasitesine göre proje bazlı deşarj izinlerinin belli süreler için verilmesi ve uygun görülmesi durumunda izinlerin uzatılması yaklaşımı daha çevresel bir yaklaşım olarak görülmektedir. Deşarj izni için başvuran tesis, öncelikle alıcı ortamın mevcut fizikokimyasal (örneğin tuzluluk, sıcaklık profilleri), biyolojik ve hidrodinamik özelliklerini (akıntılar, dispersiyon, katmanlaşma vs.) en az 1 yıllık izlemeler ve/veya modellemeler ile tayin etmektedir. Deşarj öncesi mevcut alıcı ortam özelliklerinin detaylı sunulduğu deşarj izin başvuru raporlarında ayrıca, deşarj debileri (ortalama, minimum, maksimum proje debileri), deşarj kirlilik yükleri, deşarj içeriğinin detaylı karakterizasyonu (olası mikrokirleticiler dahil) sunulmaktadır. Bu raporlarda ayrıca önemli bir bileşen olarak, deşarjın alıcı ortama potansiyel çevresel etkilerinin irdelendiği detaylı "çevresel etki değerlendirmesi" çalışması da bulunmaktadır. Proje sahibi, deşarj sonrası önceden belirlenmiş süre boyunca deşarjı ve alıcı ortam kalitesini izlemek, modellemek ve raporlamakla da genel olarak yükümlü kılınmaktadır. Uygun bulunan başvurulara belirli sürelerde deşarj izni verilmektedir. Bu sürenin bitiminde, yukarıda bahsedilen teknik raporları sunan ve onaylatan tesislerin deşarj izinleri yenilenebilmektedir.

SWRO tesislerindeki en eski uygulamalardan biri RO membran konsantrelerinin denize geri deşarj edilmesidir (U.S. Bureau of Reclamation, 2006a,b; Water Corporation of Western Australia, 2006; Khawaji vd., 2008; UNEP, 2008; Kucera, 2010; Fane vd., 2011; Ladewig ve Asquith, 2012; Spellman, 2016). Çoğu konvansiyonel SWRO tesisinde su geri kazanımı (ürün suyu üretimi) yaklaşık %50-55 seviyelerinde olduğundan, denizden çekilen debinin yaklaşık yarısı konsantre olarak denize geri basılmaktadır. Dolayısıyla, denize geri basılan konsantre aslında denizden çekilen su içeriğinin (örneğin tuzluluk) yaklaşık 2 kat konsantre edilmiş halidir. Doğrudan bu basit kütle dengesi baz alındığında, SWRO konsantrelerinin denizsel ortamlara olası çevresel etkilerinin az olabileceği öngörülebilir. Ancak, denize yapılan tuzlu su deşarjlarında deşarj yükleri, seyrelme ve deniz ortamının hidrodinamik şartlarına (örneğin açık/kapalı koylar, sirkülasyon, akıntı durumları, vb. parametreler) göre, tuzluluk değeri zamanla artabilmekte ve deniz çayırı ve benzeri canlılara zarar verebilmektedir (Chesher, 1971; U.S. Bureau of Reclamation, 2006b; Water Corporation of Western Australia, 2006; Sánchez-Lizaso vd., 2008). Tuzlu su deşarjı ile ilgili

Avrupa Birliği Direktifi (Council Directive 92/43/EEC) (EU, 1992), koruma altındaki türler arasında tuzluluğa en hassas tür olarak deniz çayırını (*Posidonia oceanica*) belirtmektedir. Deniz çayırının özellikle Akdeniz'deki yaşama şartları tuzluluk bakımından son derece kısıtlı bir aralıktadır (Sánchez-Lizaso vd., 2008).

Birçok ülkedeki SWRO tesisleri konsantrelerini genellikle denize geri deşarj ederek uygulama ve mevzuat anlamında çok sıkıntı yaşamamaktadır (WateReuse Association, 2011). Ancak, özellikle endüstriyel atıksu arıtma tesislerinde, atıksu geri kazanımı ve üretim aşamalarında geri kullanımı amaçlı kurulan/kurulması planlanan membran proseslerinde konsantre yönetimi ve bertarafı sorunları için anahtar çözümler mevcut değildir. Bu tesislerde bertaraf ve yönetim çözümleri proje spesifik olmaktadır. Bu konudaki mevzuat boşlukları ve endüstriyel atıksulardaki sentetik kimyasalların, mikrokirleticilerin ve biyolojik arıtma sonrası bunların olası metabolitlerinin membran konsantrelerinde birikebilmesi, çözülmesi gereken sorunları bir miktar daha artırmaktadır. Çoğu membran tesisinde tortu kontrolü için dozlanan antiskalanlar ve asitlerin tuzları membran konsantrelerine geçmektedir. Ayrıca, membran temizliği için uygulanan kimyasal yıkamalardan gelen atıksular da konsantrelerle birleştirilip, deşarj edilebilmektedir. Bu kimyasalların deşarj sonrası alıcı ortama potansiyel etkileri konusunda yeterli veri mevcut değildir. Benzer sorunlar acı su, yüzeysel ve yeraltı sularından içme/kullanma suyu ve/veya endüstriyel proses suyu üreten membran tesislerinde de mevcuttur (Mickley & Associates, 2010; Ladewig ve Asquith, 2012; CH2M, 2015). Bu tür tesisler kanalizasyonun olmadığı durumlarda genellikle konsantrelerini su aldıkları kaynaklara veya yakındaki mevcut yüzeysel sulara vermektedirler. Membran konsantrelerinin kontrolsüz ve izlemesiz tekrar tatlı su kaynaklarına geri gönderilmesi özellikle uzun vadede içme ve kullanma suyu kaynaklarına olumsuz etkiler yapabilir.

Membran tesislerinin kurulduğu ilk yıllarda teknoloji ve tesis lokasyonu seçimlerindeki temel faktörler proses maliyetleri, besleme suyunun yeri, besleme suyunun kalitesi, besleme suyunun yeterli miktarda olması iken, artık artan çevresel ve deşarj baskılarından dolayı, temel faktörlerden biri de membran konsantrelerinin yönetimi ve bertarafı olmuştur (U.S. Bureau of Reclamation, 2004; Ladewig ve Asquith, 2012). Su ve atıksu arıtımında teknik ve ekonomik açıdan uygulanabilir bulunan bazı membran tesisi projeleri konsantre deşarjı ve bertarafı sorunlarından dolayı hayata geçirilememektedir. Bu sorun özellikle endüstriyel atıksu arıtımı yapan membran tesisleri için geçerlidir. Ülkemizde ve bazı diğer ülkelerde deşarj mevzuatlarında boşluklar olması, konsantre deşarjlarının sosyo-psikolojik etkileri, sıkılaşan deşarj limitlerinden (özellikle mikrokirleticiler için) dolayı membran tesislerinin yaygınlaşması kısıtlanmaktadır. Öte yandan, membran konsantre sorunlarıyla uğraşırken, membran proseslerinde elde edilen çok yüksek ürün suyu kalitesi, atıksu geri kazanımı ve neticesinde elde edilen su tasarrufları göz ardı edilmektedir. Membran proseslerinin genel olarak çevresel etkileri değerlendirilirken salt konsantre yönetimi ve bertarafının olumsuz yönleri değil, prosesin çevresel anlamda tüm olumlu yönleri de dikkate alınmalıdır. Detaylı yaşam döngüsü analizleri ve alıcı ortam izlemeleri/modellemeleriyle membran tesisleri bir bütün olarak değerlendirilmelidir.

Mevcut membran konsantre bertaraf teknikleri; tuzlu veya tatlı yüzeysel sulara deşarj, kanalizasyona deşarj, arazi uygulamaları ve sulama, derin kuyu enjeksiyonları, buharlaştırma havuzları, mekanik evaporasyon, arıtılmış atıksu veya soğutma suları ile karıştırılmış deşarj ve çoğunlukla Ar-Ge ve pilot uygulamalar aşamasında olan diğer yeni tekniklerdir. Geliştirilmekte olan yeni konsantre bertaraf tekniklerinden bazıları aşağıda sunulmuştur:

- Membran distilasyon ve/veya evaporasyon vb. ile RO konsantrelerinde hacim azaltılması ve temiz su elde edilmesi,
- Ileri osmoz (FO) ve FO hibrit prosesleri,

- Elektrodiyaliz tabanlı prosesler,
- Konsantrelerin kimyasal ve/veya biyolojik yöntemlerle ön arıtılması ve sonrasında tekrar membran proseslerinde konsantre edilmesi,
- Yüksek tuz konsantrasyonlarında çalışan ve yeterli miktarlarda akılar üreten membranların geliştirilmesi,
- Sıfır sıvı deşarjı konseptiyle kristalizasyon ve tuz eldesi,
- Araştırma aşamasında olan diğer teknolojiler.

Daha sıkılaşan deşarj limitleri ve deşarjların alıcı ortamlara potansiyel çevresel etkilerinden dolayı, konvansiyonel membran konsantre bertaraf tekniklerinin yerine, kaynağında kontrol ve kirlilik önleme, su ve hammadde geri kazanımı (örneğin değerli mineral ve tuz kazanımı) ve sıfır sıvı deşarjı konseptli tekniklerin önümüzdeki yıllarda uygulanması beklenmektedir. Membran proseslerinin ve desalinasyonun önümüzdeki yıllarda da başarıyla uygulanabilmesi için mutlaka teknik ve ekonomik açıdan uygulanabilir, çevre dostu, sürdürülebilir ve geri kazanım tabanlı yeni konsantre yönetim stratejilerinin ve bertaraf tekniklerinin geliştirilmesi gerekmektedir.

1.1. Projenin Amacı ve Kapsamı

Su kaynaklarının etkin ve verimli kullanılması, ulusal ve uluslararası politikalarla korunması, sürdürülebilir su yönetiminin önemli bir kısmını oluşturmakta ancak artan tüketim ihtiyaçları karşısında yeterli olamamaktadır. Özellikle endüstriyel alandaki gelişmenin önemli bir bileşeni de kullanım amaçlı yeterli su kaynağına erişimdir. Gerek kullanılabilir özellikte su kaynağına erişimin güçleşmesi gerek su potansiyelinin korunmasına yönelik daha sıkı tedbirlerin uygulanması dünyada ve ülkemizde atıksu geri kazanımının giderek önemini arttırmaktadır.

Endüstriyel atıksuların arıtılarak proses suyu olarak yeniden kullanımı yüksek maliyetli yatırım ihtiyacı gerektirebilmektedir. Yüksek kalitede yeniden kullanım suyu üretimi için membran teknolojileri konvansiyonel atıksu arıtma prosesleri sonrasında sıkça kullanılmaktadır. Ülkemizde de membran teknolojileri uygulamalarındaki artışa rağmen konsantre akımların yönetimi konusunda önemli bir boşluk bulunmaktadır. Bu bağlamda, yüksek maliyetli bu yatırımlara karar verilirken kullanım suyu kalite ihtiyacına bağlı olarak membran seçimi ve konsantre yönetimi açısından bir karar destek mekanizması oluşturulması, teknik ve ekonomik analizlerin yanı sıra hem atıksu geri kazanımının desteklenmesi hem de yapılacak yatırımların mevzuatla uyumlu olmasının sağlanması bu projenin genel amacını oluşturmaktadır. Proje sonucunda atıksu geri kazanımında yaygın olarak kullanılmaya başlanan membran teknolojilerinden kaynaklanan konsantre akımlarının ekonomik bir biçimde bertarafı/arıtımı ve yönetimine ilişkin ülkemize özgü uygulanabilir bir konsantre akım yönetim modeli ve mevzuat uygulama metodolojisinin oluşturulması ile kurumsal kapasitenin bu doğrultuda geliştirilmesi hedeflenmiştir.

Proje çıktısı olarak ulusal mevzuatımız ile uyumlu net bir yönetim modelinin ortaya konulması, etkin ve ekonomik olarak konsantre arıtımı/bertarafı, yönetimine ilişkin alternatif ve önerilerin geliştirilmesi hedeflenmiştir. Proje ana amaç ve spesifik hedefleri dahilinde 7 iş paketi şeklinde gerçekleştirilen çalışmalar aşağıda maddeler şeklinde belirtilmiştir. Ayrıca proje kapsamında yapılan tüm çalışmalarının özetini içeren bir El Kitabı hazırlanmıştır.

1. Atıksu geri kazanımında ihtiyaçların belirlenmesi, ihtiyaca göre teknoloji seçimi vb. hususlarda genel bir literatür taraması ve değerlendirme yapılmıştır.
2. Konsantre akımların yönetimine ilişkin uluslararası mevzuatlar incelenmiştir. Bu iş paketi kapsamında uluslararası mevzuatlarda konuyla ilgili doğrudan ya da dolaylı olarak

belirtilmiş kriterler/standartlar özetlenerek, ülkemiz özelinde uygulanabilirliği tartışılarak öneriler sunulmuştur.

3. Endüstriyel atıksu arıtımı ve geri kazanımı uygulamalarında, konsantre minimizasyonuna yönelik uygulanabilecek genel teknik ve ekonomik tedbirler, sistem içinde geri devir uygulamaları, konsantrelerin yeniden kullanım olanakları gibi hususlar; uluslararası laboratuvar, pilot ve gerçek ölçekli çalışmalardan derlenerek değerlendirilmiştir.
4. Konsantre arıtımı ve bertaraf yöntemleri açısından uluslararası uygulamalar incelenmiş ve ülkemiz koşullarında uygulanabilirliği ile ilgili değerlendirmeler yapılmıştır. Ayrıca, membran konsantrelerinden materyal geri kazanımı yapan pilot ve/veya gerçek ölçekli tesisler incelenmiştir.
5. Konvansiyonel atıksu arıtma proseslerine entegre edilmiş membran uygulamaları sonucu oluşan konsantreler için arıtım ve/veya bertaraf stratejilerinin geliştirilmesine yönelik bütüncül bir yaklaşımla mevzuat uygulama metodolojisi ve yönetim modeli geliştirilmiştir. Ayrıca bu kapsamda karar verici web tabanlı bir yazılım geliştirilmiştir. Belirtilen yazılım ile; i) konsantre akımın kanalizasyona ve alıcı ortama deşarj için uygunluğu, ii) konsantre akımında arıtma gerekiyorsa hangi parametreler için arıtma gerektiği ve gerekli arıtma verimleri/giderim oranları tespit edilebilmektedir.
6. Mevcut durumda membran uygulamalarını kullanarak atıksu geri kazanımı yapmakta olan, gerçek ölçekli 4 farklı tesis seçilmiştir. Bu tesislerde mevcut membran sistemlerinin performansının belirlenmesi amacıyla ham atıksu, RO giriş ve RO konsantre sularından numuneler alınarak analizler yaptırılmıştır. Ham atıksu ve RO giriş numuneleri 3 defa 24 saatlik kompozit numune, RO konsantre suyu ise 10 defa 2 saatlik kompozit numune şeklinde alınmıştır. Numunelerin analizi Türkiye Akreditasyon Kurumu (TÜRKAK) tarafından akredite edilen özel bir laboratuvara yaptırılmıştır. Söz konusu atıksu geri kazanım tesislerinde, konsantre yönetimi ve oluşan konsantrenin deşarjına ilişkin geliştirilen metodoloji ve modelin uygulaması (pilot tesis uygulaması) gerçekleştirilmiş ve durum değerlendirmesi yapılmıştır.
7. Projede geliştirilen konsantre yönetim modeli esas alınarak iş paketlerinde elde edilen sonuçlar, Düzenleyici Etki analizi (DEA) ekseninde değerlendirilmiştir. Bu bağlamda geliştirilen yönetim modelinin hayata geçirilmesi ve mevcut mevzuatlara entegrasyonu sürecinde olası ekonomik, sosyal ve çevresel etkiler detaylı olarak tartışılmıştır.

1.2. Projede Gerçekleştirilen Toplantı ve Faaliyetler

"Atıksu Geri Kazanımında Membran Uygulamaları için Konsantre Akım Yönetim Modeli ve Mevzuat Uygulama Metodolojisi Geliştirilmesi Projesi (MEMKON PROJESİ)" 10 Mart 2017 tarihinden itibaren yürütülmeye başlanmıştır. MEMKON proje ekibi ve TC. Çevre ve Şehircilik Bakanlığı Çevre Yönetimi Genel Müdürlüğü (ÇYGM) yetkililerinin katılımlarıyla, 17 Mart 2017 – 9 Kasım 2017 tarihleri arasında proje açılış toplantısı, proje açılış çalıştayı, özel sektör çalıştayı, proje yönetim grubu (PYG) toplantıları, pilot tesis çalışmaları, yurt içi, yurt dışı teknik geziler ve proje süresince gerçekleştirilen çalışmalar ile ilgili değerlendirme toplantıları olmak üzere toplamda 17 adet etkinlik gerçekleştirilmiştir.

MEMKON Projesinin "proje açılış toplantısı" 9 Mayıs 2017 tarihinde The Green Park Hotel, Ankara'da gerçekleştirilmiştir. Açılış toplantısına T.C. Çevre ve Şehircilik Bakanlığı, Çevre Yönetimi Genel Müdürlüğü, Çevre ve Şehircilik İl Müdürlükleri, Organize Sanayi Bölgeleri, Özel Sektör, Üniversitelerin Çevre ve Kimya Mühendisliği Bölümleri, T.C. Orman ve Su İşleri Bakanlığı, İlbank A.Ş., Büyükşehir Belediyelerinin Su ve Kanalizasyon İdareleri, Türkiye Odalar

ve Borsalar Birliği, TÜBİTAK, DSİ, TMMOB Çevre Mühendisleri Odası'ndan olmak üzere toplam 91 kişi katılmıştır.

Proje kapsamında yapılan faaliyelerde/toplantılarda membran prosesleri konsantre akımlarına yönelik geliştirilen yönetim modeli ile ilgili çalışmalar gerçekleştirilmiş ve paydaşlarla karşılıklı fikir alışverişinde bulunarak yönetim modeline yön verilmiştir. Proje çalışmaları kapsamında gerçekleştirilen toplantı ve faaliyetlerin özeti Ek-1'de sunulmuştur. Ayrıca proje çıktılarının paydaşlara aktarıldığı geniş katılımlı bir Proje Kapanış Çalıştayı Ankara'da gerçekleştirilmiştir.

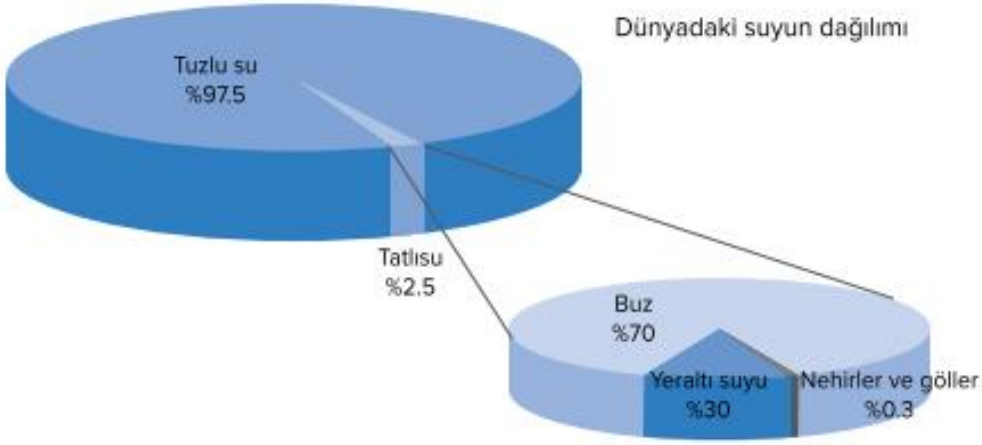
BÖLÜM 2

ATIKSU GERİ KAZANIMINDA İHTİYAÇLAR VE İHTİYACA GÖRE TEKNOLOJİ SEÇİMİ

2. ATIKSU GERİ KAZANIMINDA İHTİYAÇLAR VE İHTİYACA GÖRE TEKNOLOJİ SEÇİMİ

2.1. Ülkemizde Su İhtiyacı ve Mevcut Durum Analizi

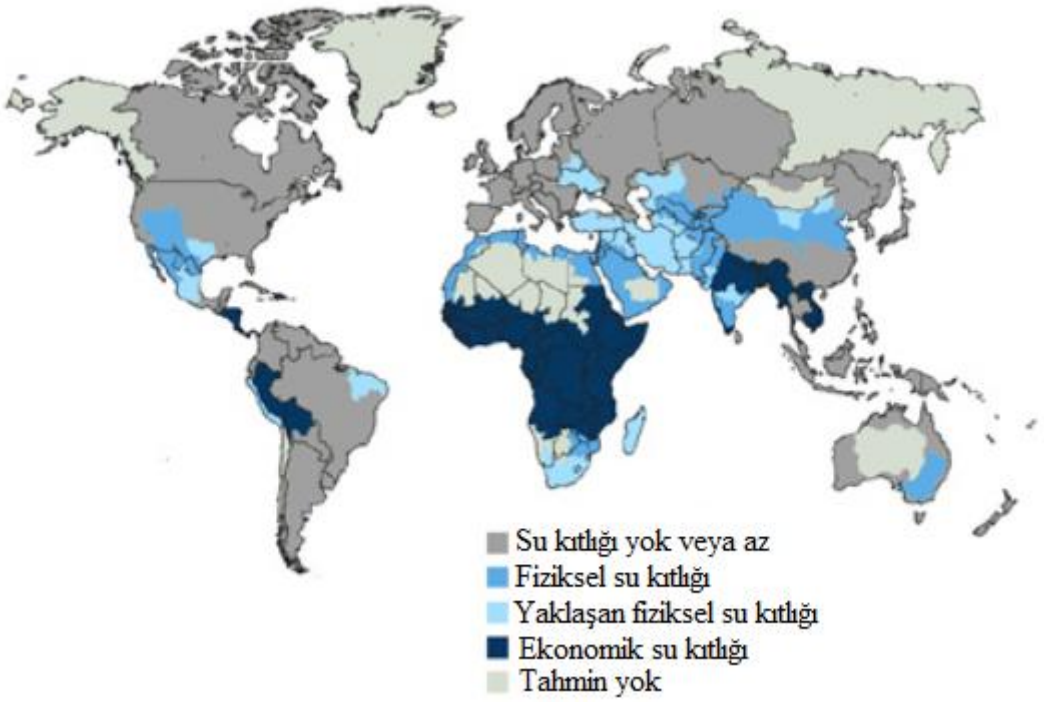
Dünya yüzeyinin ¾'ünün sularla kaplı olmasına rağmen insani kullanıma uygun tatlı su miktarı oldukça sınırlıdır. Dünya'daki tatlı su miktarı yaklaşık 35 milyon km^3'tür (tüm suyun %2,5'i) ve sadece %0,3'ü ekosistem ve insan kullanımına elverişli tatlı su olup, geri kalan çoğunlukla kutuplarda ve yüksek dağlardaki buzullarda ve yeraltı rezervlerde bulunmaktadır (Şekil 2.1) (Muluk vd., 2013).



Şekil 2.1. Dünyadaki su kaynaklarının dağılımı (Muluk vd., 2013)

Su kıtlığının gelecekte dünyamızı daha fazla tehdit edeceği aşikârdır. Geçtiğimiz 50 yılda su kaynakların kullanımı üç kat artmıştır. Birçok bölgede yeraltı suyu kullanımı sürdürülebilir kullanımın çok üzerinde olup, ilave olarak küresel iklim değişiklikleriyle de su kaynakları azalmaya devam etmektedir. Çalışmalar 2030 yılında gıda, su ve enerji ihtiyaçlarının yaklaşık %50 oranında artacağını göstermektedir. Özellikle nüfusun artması ve tüketim ihtiyaçları artan orta sınıf bu ihtiyaç artışının temel nedenidir. Şekil 2.2'de fiziksel ve ekonomik olarak su kıtlığı haritası sunulmuştur. Günümüzde sera gazı emisyon azaltımı için gerekli önlemler alınsa dahi iklim değişikliği ve su kaynakları üzerindeki baskısı tam olarak engellenemeyecektir. Hükümetler Arası İklim Değişikliği Paneli raporuna göre; iklim değişikliğinin su kaynakları miktarına ve kalitesine oldukça önemli etkileri olacaktır. Dolayısıyla, dünyadaki su dağılımında da iklim değişikliği ile birlikte değişimler hissedilecektir. Sanayi açısından bakılacak olursa; su kaynaklarının azalması ve su kirliğinin artmasıyla birlikte enerji tüketimi de artacaktır. Artan su kirliliği ve su kullanımı ile birlikte sanayide, tarımda ve evsel kullanımda rekabet kaçınılmaz olacaktır. Su kullanımı beş ana başlık altında aşağıdaki gibi sıralanabilir (Muluk vd., 2013);

1. Gıda ve tarım (küresel olarak en çok su kullanan sektörler),
2. Enerji,
3. Sanayi,
4. Yerleşim alanları (evsel kullanım ve içme suyu amaçlı kullanımlar),
5. Ekosistem su ihtiyaçları.



Şekil 2.2. Küresel olarak fiziksel ve ekonomik su kıtlığı haritası (Muluk vd., 2013)

Ülkemiz su kaynakları bakımında zengin olmadığı gibi mevcut kaynaklar ülke geneline homojen olarak da dağılmamıştır. Devlet Su İşleri Genel Müdürlüğü (DSİ) raporlarına göre ülkemiz toplamda 234 milyar m^3 kullanılabilir suya sahip olmasına rağmen, bu miktarın 112 milyar m^3'lük kısmı ekonomik ve teknik nedenlerle kullanılabilir durumdadır. Dolayısıyla gerek su kaynaklarının temini ve gerekse atıksuların uygun arıtmalarla yeniden kullanımına yönelik Ar-Ge çalışmalarının yapılarak hayata geçirilmesi son derece önemlidir ("EK 6 * Su Alanı Ulusal Ar -Ge ve Yenilik Stratejisi Hazırlanmasına İlişkin Bilgi Notu," 2010).

Ülkemizde kişi başına düşen yıllık kullanılabilir su miktarı 1.586 m^3'tür ve bu miktar su zengini ülkelerdeki kişi başı rezervin yaklaşık beşte birine denk gelmektedir. Dolayısıyla, ülkemiz su azlığı çeken bir konumdadır. 2030 yılı için nüfus artışıyla birlikte mevcut kaynakların tahrip edilmeden aktarılacağı düşünülürse kişi başına düşen kullanılabilir su miktarı 1.120 m^3/yıl olacağı tahmin edilmekte bu da, su fakiri bir ülke olacağımızı göstermektedir (EK 6 * Su Alanı Ulusal Ar -Ge ve Yenilik Stratejisi Hazırlanmasına İlişki n Bilgi Notu 2010). Su kıtlığı veya stres durumunu tanımlamak için kullanılan Falkenmark indeksine göre su kıtlık/stres durumu, ülke veya bölgede kişi başına düşen su miktarına göre aşağıdaki gibi sınıflandırılmıştır (Muluk vd., 2013):

- 1.700 m^3'ten fazla olması durumunda su sorunu olmayan,
- 1.700-1.000 m^3 arasında su sıkıntısı olan,
- 1.000-500 m^3 arasında su kıtlığı olan,
- 500 m^3'ten az olması durumunda ise mutlak su kıtlığı olan.

Yukarıdaki indekse göre ülkemiz su sıkıntısı olan bir ülke konumunda olup, gelecekte su kıtlığı sınıfına girme riski vardır. Tahminlere göre ülkemizdeki yıllık su tüketimi 2004 yılından 2030 yılına kadar 3 kat artacağı tahmin edilmektedir. Sulama ise Çizelge 2.1'de görüldüğü gibi su tüketiminde en yüksek paya sahiptir.

Çizelge 2.1. Türkiye'de Farklı Sektörler Tarafından Kullanılan Su Miktarı (EK 6 * Su Alanı Ulusal Ar -Ge ve Yenilik Stratejisi Hazırlanmasına İlişkin Bilgi Notu 2010)

Yıl	Toplam Su Tüketimi		Sektörler					
			Sulama		İçme-Kullanma		Sanayi	
	km^3	%	km^3	%	km^3	%	km^3	%
1990	31	28	22	72	5	17	3	11
2004	40	36	30	74	6	15	4	11
2030	112	100	72	64	18	16	22	20

Ülkemizde teknik ve ekonomik olarak kullanılabilir su miktarı 112 km^3 olup, bunun 98 km^3'ü yer üstü, 14 km^3'ü ise yeraltı suyudur. Çizelge 2.2'de ise ülkemizde ve diğer ülkelerde yağış miktarları ve farklı sektörlere göre dağılımı verilmektedir.

Çizelge 2.2. Türkiye'de ve Farklı Ülkelerde Yıllık Yağış Miktarları ve Sektörel Bazlı Su Kullanımı (km^3) ("EK 6 * Su Alanı Ulusal Ar -Ge ve Yenilik Stratejisi Hazırlanmasına İlişkin Bilgi Notu," 2010)

Ülke	Yıllık Ortalama Yağış miktarı	Sulama	İçme suyu	Endüstri	Veri tarihi
Türkiye[14]	501	34	7	5	2008
Hindistan	3.560	688	56	17	2007-2010
Güney Kore	127	16	7	3	2002
ABD	6.887	192	65	221	2005-2008
Çin	6.191	358	68	129	2005-2007

Sonuç olarak ülkemiz su sıkıntısı olan bir ülke sınıfında olup, su yönetimine gereken önemin verilmesi ve atıksuların uygun arıtma proseslerinden geçirilerek yeniden kullanımı için teknolojilerin geliştirilmesi gerekmektedir.

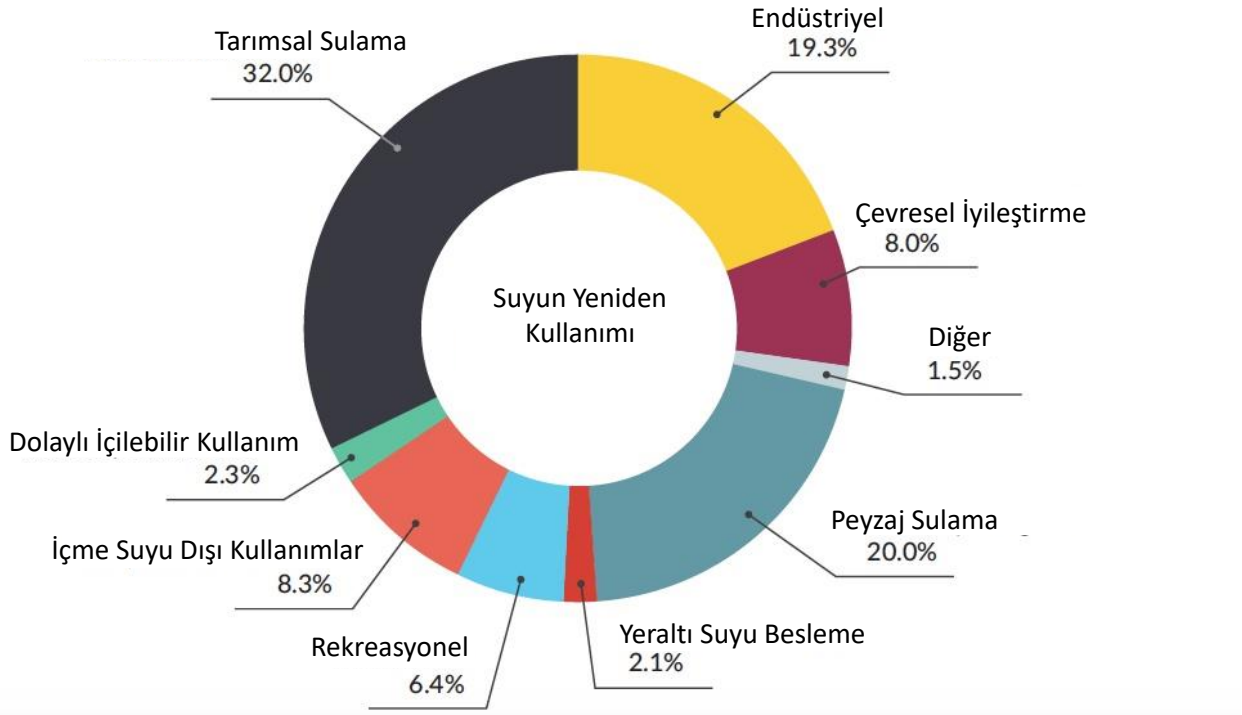
2.2. Su Geri Kazanımına Duyulan İhtiyaç

Nüfus artışı, iklim değişikliği, kirlilik ve arazi kullanımındaki değişiklikler su miktarını ve kalitesini etkilediğinden tüm dünyadaki su kaynakları üzerinde artan bir baskı vardır. Mevcut ve öngörülen su sıkıntısını gidermek için, birçok ülke su tasarrufunu arttırmak için çalışmaktadır ve alternatif su kaynakları aramaktadır. İçme, sulama veya endüstriyel kullanımlar gibi yararlı amaçlar için arıtılmış atıksuyun tekrar kullanılması su kaynaklarının korunması için tercih edilen bir seçenektir (National Research Council, 2012). Uluslararası standartlara göre, şu andaki teknik ve ekonomik kullanılabilir yenilenebilir su miktarı kişi başına yıllık 1.500-1.700 m^3 ile Türkiye "su stresi" yaşayan bir ülke olarak değerlendirilmektedir. Türkiye nüfusunun 2030 yılında 100 milyona ulaşacağı öngörülmektedir. Bu durumda, kişi başına düşen su miktarının 1.120 m^3/yıl olması beklenmektedir (WWF, 2014). Ayrıca 2000 yılı itibariyle takriben yıllık 5 milyar m^3 olan içme-kullanma suyu ihtiyacının 2030 yılında 18 milyar m^3'e ulaşacağı tahmin edilmektedir (Onuncu Kalkınma Planı (2014-2018), 2014). Türkiye İstatistik Kurumu (TÜİK) verilerine göre belediyelerden 5,8 milyar m^3, köylerden 0,4 milyar m^3, imalat sanayi işyerlerinden 2,1 milyar m^3, termik santrallerinden 8,6 milyar m^3, organize sanayi bölgelerinden (OSB) 150 milyon m^3 ve maden işletmeleri tarafından 230 milyon m^3 olmak üzere 2016 yılında toplam 17,3 milyar m^3 su doğrudan su kaynaklarından çekilmiştir (TÜİK, 2017). 2008 yılında ise çekilen su miktarı 11,6 milyar m^3'dür. Su kaynaklarından çekilen suyun %55'i denizden, %13,8'i barajlardan, %14,1'i kuyulardan, %9,4'ü kaynaklardan, %5,4'ü akarsulardan, %2,1'i göl ve göletlerden ve %0,1'i ise diğer kaynaklardan çekilmiştir (TÜİK, 2017).

Su kullanımın artması ile birlikte oluşan atıksu miktarı da artmaktadır. Belediyeler, imalat sanayi işyerleri, termik santraller, OSB ve maden işletmeleri tarafından 2016 yılında doğrudan alıcı ortamlara 15,3 milyar m^3 atıksu deşarj edilmiştir. 2008 yılında ise doğrudan alıcı ortamlara 8,7 milyar m^3 atıksu deşarj edilmiştir. Alıcı ortamlara deşarj edilen atıksuyun %77,7'si denize, %18,4'ü akarsuya, %3,9'u diğer alıcı ortamlara deşarj edilmiştir. Toplam atıksuyun %56'sini termik santraller, %29'nu belediyeler, %12'inin imalat sanayi işyerleri, %2'sinin OSB'ler, %1'inin maden işletmeleri tarafından deşarj edilmiştir. Belediyeler, köyler, imalat sanayi işyerleri, termik santraller, OSB ve maden işletmeleri tarafından 2016 yılında deşarj edilen atıksuyun %50'den fazlasını soğutma suları oluşturmuştur (TÜİK, 2017). Kentsel atıksu artıma tesislerinden geri kazanılabilecek atıksu potansiyeli, 2010 yılı itibarı ile $\approx 3{,}94 \times 10^9$ m^3/yıl mertebesinde olduğu hesaplanmıştır. Bu miktar suyun 2/3'ünün teknik ve ekonomik olarak yeniden kullanımının mümkün olduğu kabulüyle pratikte geri kazanılabilecek arıtılmış atıksu miktarı $\approx 2{,}63 \times 10^9$ m^3/yıl'dır (Onuncu Kalkınma Planı (2014-2018), 2014). Doğal su kaynaklarına güvenilir bir alternatif olarak atıksuyun yeniden kullanımı ve atıksu yönetiminin 'bertaraf etme/deşarj' yerine 'geri kazanım ve yeniden kullanım' odaklı olması günümüzde kabul gören bir yaklaşımdır (WWAP, 2017).

Ülkemizde hızlı nüfus artışına bağlı olarak artan su ihtiyacı, doğal kaynaklarının azalması, gelişen sanayi ve tarımsal faaliyetlere paralel olarak ortaya çıkan aşırı su kullanımı, yer altı su rezervlerindeki düşüşler ve kirlilik oluşumu kaynaklı yaşanan sorunlar nedeniyle atıksu geri kazanım ve kullanımının önemi bir kat daha arttırmıştır. Geri kazanım teknolojilerindeki gelişmeler ile atıksuların tekrar kullanılması hem çevresel ve hem de kaynakların ekonomik kullanımını anlamda cazip hale gelmektedir. Gerek dünyada gerek ülkemizde atıksuların arıtıldıktan sonra güvenilir bir şekilde geri kazanılması ve yeniden kullanılması su kaynaklarının sürdürülebilir tüketimi açısından büyük önem taşımaktadır. Ayrıca, atıksudan enerji, besin maddeleri ve diğer değerli materyallerin geri kazanım potansiyeli de mevcuttur. Şekil 2.3 dünya çapında ileri arıtma sonrası atıksuların yeniden kullanım alanlarını göstermektedir (WWAP, 2017). Ciddi ihtiyaca rağmen ülkemizde atıksuların geri kullanımı konusunda uygulamalar sınırlıdır.

Peyzaj, sulama, endüstriyel geri kazanım ve yeniden kullanma, tarımsal sulama, yeraltı suyu besleme, rekreasyonel kullanımlar, evsel ve endüstriyel uygulamalar gibi birçok alanda arıtılmış atıksular yeniden kullanılabilir. Amerika Birleşik Devletleri'nde atıksuyun yeniden kullanımı hacimsel olarak en fazla iken, Katar ve İsrail ise kişi başına en yüksek oranda yeniden kullanma miktarına sahiptir (Angelakis ve Gikas, 2014). İsrail arıtılmış atıksuyun %70'ini farklı alanlarda tekrar kullanmaktadır. Amerika Birleşik Devletleri'nde %7-8, Suudi Arabistan'da %16, Avusturalya'da %8 oranında arıtılmış atıksu yeniden kullanılmaktadır (USEPA 2012). Geri kazanım sularının tarımsal sulamada kullanılması gelişmiş ve gelişmekte olan ülkelerdeki en yaygın kullanım şeklidir. İsrail, sulama için kullanılan tüm suyun %40'ını arıtılmış atıksulardan sağlamaktadır (WWAP, 2017). Türkiye'nin içinde bulunduğu Akdeniz ülkelerinde de atıksuyun yeniden kullanımı çoğunlukla tarımsal kullanım ile sınırlanmaktadır. Ülkemizde özellikle tatlı su kaynaklarımızın büyük bir bölümü tarımsal amaçlı olarak kullanılmaktadır. Ülkemizde mevcut 112 milyar m^3 kullanılabilir su kaynağından yararlanma oranı %36 civarında olup, 32 milyar m^3'ü sulamada, 7 milyar m^3'ü içme ve kullanmada, 5 milyar m^3'ü sanayide kullanılmaktadır (DSİ, 2015). Bu durumda ülkemiz su kaynaklarının kullanımının yaklaşık %74'ü sulama, %11'i sanayi, %15'i kentsel tüketim için kullanılmaktadır. Ülkemizde suların %70'ten fazlasının tarımda kullanıldığı düşünüldüğünde, geri kazanım sularının bu alanda kullanılması su tasarrufu bakımından önem taşımaktadır. Geri kazanılan atıksuların kentsel ve endüstriyel uygulamalarda (ABD, Avustralya, Japonya) kullanımı artmaktadır (Kellis vd., 2013).



Şekil 2.3. İleri arıtma sonrası atıksuların yeniden kullanım alanları (WWAP, 2017)

Geri kazanılan suyun evsel ve endüstriyel uygulamalar için uygulanabilirliği atıksu arıtım derecesine bağlıdır. Türkiye'de yerleşim yerlerine hizmet veren evsel-kentsel atıksu arıtma tesisi sayısı 2002 yılında 145'ten 2016 yılında 519'e çıkarılmıştır (TÜİK, 2017). Çoğu Akdeniz ülkesinde en yaygın atıksu arıtma yöntemi ikincil arıtmadır. Ancak insan temasını içeren çoğu atıksu tekrar kullanım uygulamaları için üçüncül arıtma gereklidir Bir suyun yeniden kullanımı için yatırım yapmak hem maliyet hem de fayda içeren karmaşık bir karardır. Genellikle, atıksuyun tekrar kullanımı doğal bir tatlı su kaynağından su çekmekten daha pahalıdır, ancak deniz suyu tuzsuzlaştırılmasından daha ucuzdur (Kellis vd., 2013).

Ülkemizde arıtılmış atıksuların sulama suyu olarak kullanılması; Su Kirliliği Kontrol Yönetmeliği'ne bağlı Atıksu Arıtma Tesisleri Teknik Usuller Tebliği (20.03.2010) "EK 7-Arıtılmış Atıksuların Sulama Suyu Olarak Geri Kullanım Kriterleri'nde tanımlanmıştır (AATTUT, 2010). Bir evsel atıksuyun sulama suyu olarak geri kazanılmasında su kalitesi açısından kullanılabilecek en önemli indikatörler; koliform ve patojen mikroorganizma konsantrasyonudur. Aynı yönetmelikte atıksu geri kazanımı için uygulanan arıtma teknolojileri ve giderdikleri kirleticiler verilmiştir (Çizelge 2.3). Ülkemizde evsel ve endüstriyel atıksuların yeniden kullanımının arttırılması, su kaynaklarının korunması ve sürdürülebilir su temini için uygun teknolojilerin geliştirilmesi gereklidir. Geri kazanılan suların kullanım potansiyellerinin araştırılması, atıksuların yeniden kullanımı için mevcut atıksu arıtma tesislerinin modifiye edilmesi, gri su toplanmasına izin veren yapısal dönüşümlerin sağlanması ve farklı endüstriler için farklı su geri kazanım hibrit teknolojilerinin geliştirilmesi gerekmektedir.

Ters osmoz (RO) teknolojisi son 40 yıl içerisinde gelişmiş olup, dünya genelinde tuzsuzlaştırılmış su üretim kapasitenin %44'ünü ve tuzsuzlaştırma tesislerinin de %80'nini kapsamaktadır (Greenlee vd., 2009). Bu nedenle su geri kazanımında önemli bir yere sahip olup, bu raporda detaylı olarak irdelenecektir. RO prosesinin yaygınlaşmasında en önemli neden kullanılan materyallerin gelişmesi ve buna bağlı olarak fiyatların da düşmesidir. Dolayısıyla, RO prosesi

tuzsuzlaştırma işlemlerinde önde gelen teknoloji olup, birçok tuzlu suya uygun ön arıtmadan sonra uygulanabilir niteliktedir. RO prosesi özellikle deniz suyunun ve acı suların tuzsuzlaştırılmasında kullanılmaktadır. Bu iki su arasında tuzluluk farkına ilave olarak kirleticilerin çeşit ve konsantrasyonları da farklıdır. Ayrıca, tesislerin lokasyonu da farklı olup, oluşan konsantrenin bertaraf yöntemlerinde de farklı metotların tercih edilmesi gerekmektedir (Greenlee vd., 2009). Deniz suyunun genel olarak toplam çözünmüş madde konsantrasyonu (TDS) 30.000-45.000 mg/L arasında iken, acı suda bu değer 1.000-10.000 mg/L arasındadır. Deniz suyunun yüksek tuzluluk içeriği nedeniyle geri kazanım oranı genellikle %50 civarında iken, acısuda geri kazanım değerleri %70-90 arasındadır. Fakat TDS konsantrasyonu 1.500 mg/L nin üzerinde olan sular için %80 üzeri geri kazanım oranlarına nadiren çıkılır (Greenlee vd., 2011).

Dünyadaki toplam su kütlesinin %96,5'i deniz ve okyanuslarda, %1,7'si ise buzul olarak bulunmaktadır. Dünyadaki suyun sadece yaklaşık %0,8'i tatlı su olarak bulunmaktadır. Geri kalan su ise çoğunlukla acı su sınıfında yer almakta olup, kısmen tuzlu olan bu su yeraltı ile haliçlerde bulunmaktadır. Su azlığı nedeniyle alternatif kaynaklar araştırılmakta olup, tuzsuzlaştırma veya desalinasyon yeni bir konsept olmayıp uzun yıllardır kullanılmaktadır (Greenlee vd., 2009).

Çizelge 2.3. Atıksu geri kazanımı için uygulanan arıtma teknolojileri ve giderdikleri kirleticiler (AATTUT, 2010)

Arıtma birimleri	Askıda katı madde	Kolloidal maddeler	Partiküler organik madde	Çözünmüş organik madde	Azot	Fosfor	Eser maddeler	Toplam çözünmüş madde	Bakteri	Protozoa	Virüs
İkincil arıtma	X			X							
Nütrient giderimi				X	X	X					
Filtrasyon	X								X	X	
Yüzey filtrasyonu	X		X						X	X	
Mikrofiltrasyon	X	X	X						X	X	
Ultrafiltrasyon	X	X	X						X	X	X
Flotasyon	X	X	X							X	X
Nanofiltrasyon			X	X			X	X	X	X	X
Ters osmoz				X	X	X	X	X	X	X	X
Elektrodiyaliz		X						X			
Karbon adsorpsiyonu				X			X				
İyon değiştirme					X		X	X			
İleri oksidasyon			X	X			X		X	X	X
Dezenfeksiyon				X					X	X	X

Bugün artan nüfus ve konvansiyonel su kaynaklarının azalması nedeniyle, içme suyu üretimi dünya genelinde önemli bir sorundur. Dünyada 1 milyar insan temiz su kaynaklarına erişememekte, 2,3 milyar insan ise (dünya nüfusunun %41'i) su kıtlığı olan bölgelerde yaşamaktadır. Genellikle, su kaynaklarının korunması, suyun başka bölgelerden transferi ve barajların inşası artan ihtiyacı karşılayamamakta ve çoğu durumda kaynaklar azalmaktadır. Geleneksel temiz su kaynakları olan göller, nehirler ve yeraltı suları aşırı derecede ve yanlış

kullanıldığı için azalmaya ve tuzlulanmaya başlamıştır. Şehirler geliştikçe ve ihtiyaçlar da arttıkça daha fazla su ihtiyacını karşılayacak alternatif kaynaklar gündeme gelmiştir. Sonuç olarak, su geri kazanımı ve tuzlu su desalinasyonu gibi alternatifler gelecekteki ihtiyaçları karşılayacak çözümler olarak ortaya çıkmıştır (Greenlee vd., 2009; Gabelich vd., 2011).

Su geri kazanım prosesleri; su arıtım teknikleriyle birlikte kullanılarak temiz su sağlanması için prosesler geliştirilmiştir (Sanza vd., 2007; Sauvet-Goichon, 2007). Su geri kazanımı; sulama, endüstriyel proses suyu, güç santrali soğutma suyu ve yeraltı suyu besleme ile dolaylı içme suyu üretim amacıyla kullanılmaktadır (Zhang vd., 2011). Termal desalinasyon proseslerinde son 60 yıldaki gelişmeler ve membran teknolojisindeki son 40 yıldaki gelişmelerle birlikte desalinasyon içme suyu üretiminde önemli bir kaynak olmuştur.

Desalinasyon sudan tuzluluk giderimi için kullanılan genel bir terim olup, temiz su (fresh water) genel olarak 1.000 mg/L'den daha az tuz veya TDS içermektedir. TDS değerinin 1.000 mg/L değerinin üzerine çıkması durumunda tat, koku, korozyon ve renk özellikleri kötü yönde etkilenmektedir. Birçok ülke TDS konsantrasyonunu ulusal içme suyu kriterlerlerinden biri olarak kabul etmiş olmakla birlikte sınır değerler, ülkeden ülkeye ve bölgeden bölgeye değişmektedir. Örnek olarak Dünya Sağlık Örgütü (World Health Organization, WHO) 250 mg/L olarak belirlemişken, EPA içme suyu için maksimum klorür konsantrasyonunu 250 mg/L, TDS değerini ise 500 mg/L olarak belirlemiştir. Ülkemizde geçerli standartlarda da klorür seviyesi 250 mg/L ile iletkenlik ise 2500 µS/cm ile sınırlandırılmıştır (Sağlık Bakanlığı, 2005). Tuzsuzlaştırılan su ayrıca sulama, endüstriyel kullanım ve yeraltı suyu deşarjı için de kullanılabilir. Özellikle endüstriyel atıksuların fiziksel-biyolojik ve kimyasal arıtımdan sonra tuzsuzlaştırılarak tekrar tesis içi kullanımı üzerine yoğun çalışmalar yürütülmektedir (Suksaroj vd., 2005; Sahinkaya vd., 2008; Umar, 2014). Tuzsuzlaştırılan suyun endüstride kullanımı durumunda istenen su kalitesi endüstri özelinde değişmektedir. Dolayısıyla, istenen su kalitesini sağlayacak şekilde proseslerin seçimi önem kazanmaktadır. Benzer olarak tuzsuzlaştırılan suyun sulamada kullanılması durumunda da TDS, klorür, sodyum ve bor için sınır değerler genellikle bulunmakta olup, yine yetiştirilecek ürüne bağlı olarak standartlar değişebilmektedir. Yetiştirilecek ürüne bağlı olarak klorür standardı 350 ile 2.000 mg/L arasında değişmektedir (Greenlee vd., 2009). Desalinasyon tesisleri için su kaynakları genel olarak acı su ve deniz suyu olarak sınıflandırılmakta olup, besleme suyu tuzluluğu genel olarak 1.000 mg/L TDS ve 60.000 mg/L TDS arasında değişmektedir. Deniz suyu tuzluluk seviyesi genel olarak 30.000-45.000 mg/L TDS seviyelerinde olup, deniz suyu membranları 10.000-60.000 mg/L TDS seviyelerinde kullanılabilir. Acı su membranları ise 1.000-10.000 mg/L TDS seviyelerindedir (Greenlee vd., 2009). Evsel atıksuların TDS konsantrasyonu ise genel olarak 1000 mg/L civarında olup, iletkenlik değeri 1.500-2.000 µS/cm değerlerine kadar yükselebilmektedir (Xu vd., 2010). Dolayısıyla, tuzluluk seviyesi olarak evsel/kentsel atıksular acı su seviyesindedir. Endüstriyel atıksuların tuzluluk seviyeleri ise oldukça farklılık göstermekte olup, tekstil endüstrisinde iletkenlik seviyesi 12.000 µS/cm seviyelerine kadar çıkmaktadır. Su kullanımının fazla olduğu bu tür endüstrilerde su geri kazanımı için membran proseslerinin kullanımına yönelik çalışmalar yoğun şekilde yapılmaktadır (Sahinkaya vd., 2008; Yigit vd., 2008; Ozturk vd., 2015).

Desalinasyon amacıyla termal veya membran prosesler kullanılmaktadır. Termal desalinasyon (distilasyon) prosesleri yüzlerce yıldır kullanılmakla birlikte, büyük ölçekli içme suyu tesislerinde 1950'lerde kullanılmaya başlanmıştır. Orta doğuda yer alan ülkeler dünyadaki desalinasyon kapasitesinin %50'sini oluşturarak birincil teknoloji olarak kullanılmakla birlikte, membran prosesler de 1960'lardan sonra hızlı bir şekilde gelişmeye başlamıştır. Orta doğu dışında ise yeni kurulan tesislerin su üretim kapasitesi açısından %75'i RO desalinasyon prosesleridir. Orta Doğu'da bulunan ülkeler fosil yakıtlara kolaylıkla ulaşabildikleri için termal prosesleri tercih etmektedirler. Pers ve Umman Körfezlerinde deniz suyu oldukça tuzlu olup, yüksek sıcaklığın da

etkisiyle yüksek tıkanma potansiyeline sahiptir. Yüksek tuzluluk ve su geri kazanım oranlarında (55.000 mg/L TDS ve %35'in üzerinde geri kazanım), gerekli basınç membran modüllerinin dayanabileceği maksimum basınçtan daha yüksek olabilir ve termal prosesler kullanılmalıdır (Kim vd., 2007). Yüksek su sıcaklığı membran desalinasyon proseslerinde tıkanmaya neden olacağı için termal prosesler kullanılabilmektedir. Ters osmoz (RO), nanofiltrasyon (NF), elektrodializ (ED) ve ileri osmoz (FO) desalinasyon amacıyla kullanılan membran prosesleridir. ED membranları elektriksel akım altında işletilmekte olup, iyonların paralel olarak yerleştirilmiş membranlardan hareket etmesini sağlamakta ve genellikle acı suların desalinasyonunda kullanılmaktadır. NF prosesi daha yeni bir proses olup, 1980'lerin ortalarında gelişmiş bir prosestir. NF prosesiyle deniz suyu, içme suyu standartlarına kadar tuzsuzlaştırılamaz fakat acı suların desalinasyonunda kullanılabilir. Aslında NF prosesi sertliğe sebep olan divalent iyonların (kalsiyum ve magnezyum gibi) ve çözünmüş organiklerin gideriminde etkilidir (Greenlee vd., 2009). Böylece bazı durumlarda RO membranlarında inorganik çökelmeyi/organik tıkanmayı engellemek için bir ön arıtım basamağı olarak ta kullanılabilir.

RO membranlar sodyum ve klorür gibi tek değerlikli iyonları itebilmektedir. Deniz suyu membranlarının tuz itme performansı genellikle %99'un üzerinde olup, bazı membranlar standart işletme koşullarında (32.000 mg/L NaCl, 5,5 Mpa, 25ºC, pH 8, %8 geri kazanım) %99,7-99,8 tuz itme verimine sahiptir. RO membran teknolojisi hem acı su hem de deniz suyu uygulamaları için geliştirilmiş olup, acı su membranları daha yüksek akı ve daha düşük tuz itme verimine sahip olup, daha düşük basınç gerektirmesine rağmen, deniz suyu membranları maksimum tuz giderimi sağlar. Daha yüksek tuz giderimi amacıyla tasarlanan membranlar; membran seçiciliği ve geçirgenliği arasındaki dengeden dolayı daha düşük membran akısına sahiptirler. Ayrıca, deniz suyu osmotik basıncının yenilmesi için deniz suyu RO membranları daha yüksek basınçlarda işletilmelidir.

2.3. Membran Bazlı Prosesler

2.3.1. Ters osmoz: temel prensipler

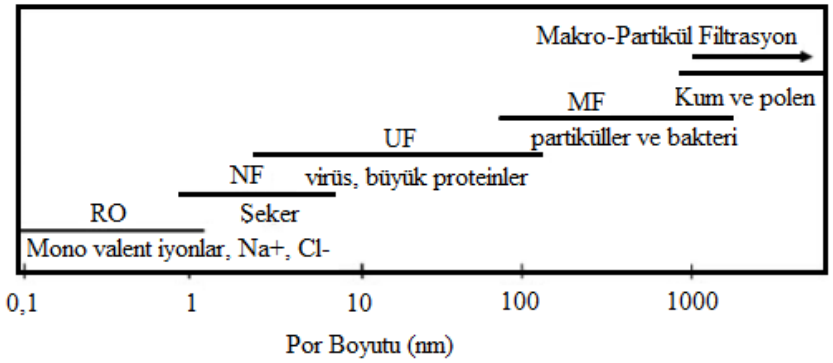
RO membranları gözeneksiz membranlar olup, monovalent iyonlar dahil en küçük kontaminantları dahi itebilmektedir. Fakat NF, UF ve MF gibi membranlar Şekil 2.4.'de verildiği gibi artan boyutlardaki kirleticileri gidermede kullanılmaktadır. UF ve NF membranlar ayrıca moleküler kesme boyutuna (MWCO) göre de sınıflandırılabilir. MWCO membranların %90 ittiği molekül boyutu olarak tanımlanabilir. UF ve NF membranlarda MWCO sırasıyla 2000-500.000 Da ve 250-2000 Da arasında değişmektedir. MF ise genel olarak nominal por (gözenek) boyutu (0,05-10 μm) ile karakterize edilmektedir.

Membranlar ölü-son (dead-end) veya çapraz akımlı olarak kullanılabilirler. RO membranlar genel olarak çapraz akımlı olarak işletilmekte olup, spiral sargılı modüller yaygın olarak kullanılır. Spiral sargılı membranlarda içsel bir tüp etrafına membran tabakaları sarılır. Birçok membranda akış porlar vasıtasıyla olup, pozitif bir hidrostatik basınç gerekmektedir. Sıvı akışı membran porozitesine, pürüzlülüğüne, membran kalınlığına bağlı olarak değişir. Membranlardan su akışı ayrıca difüzyon yoluyla da olmaktadır. Porlardan su akışı ve difüzyon aşağıdaki genel denklem ile ifade edilebilir:

$$N_{Ax} = \frac{P_a K}{\mu}\frac{dp}{dx} - D_{AB}\frac{d\rho_A}{dx}$$

Burada N_{Ax} A'nın x yönündeki (membran yüzeyine dik) kütle akımı, ρ_A A'nın yoğunluğu, K permeabilite, μ vizkozite, dp/dx basınç gradyanı, D_{AB} A'nın B içinde difüzyon katsayısıdır. MF ve

UF ler için difüzyon, konveksiyona kıyasla ihmal edilebilecek düzeydedir. NF ve RO membranlarda ise ürün suyu akısı difüzyon tarafından kontrol edilmektedir.



Şekil 2.4. Ticari olarak mevcut membranlarının por boyut dağılımları

RO membranlarda açık por olmadığından konvektif akım söz konusu değildir. Bu nedenle ters osmozda transport mekanizması solüsyon-difüzyon olarak adlandırılır. Solüsyon difüzyon modelde, RO membrandan su akışı üç ayrı adımda gerçekleşmektedir: membran yüzeyine adsorpsiyon, membrandan difüzyon ve membranın ürün suyu yüzeyinden desorpsiyon. Bir su molekülünün membran yüzeyine adsorpsiyonu neticesinde, membran boyunca su konsantrasyon gradyantı su molekülünün ürün suyu tarafına difüz etmesine neden olur. Daha sonra su molekülü membran yüzeyinden desorbe olur ve ürün suyunun bir parçası olur. RO membranın işletilmesinde osmotik basınçtan daha yüksek bir basınç uygulanarak ürün suyu akışı sağlanır (Şekil 2.5). Tuzlu tarafa basıncın uygulanmasıyla birlikte bir potansiyel oluşturulur ve suyun doğal akış yönü olan (osmotik basınç dolayısıyla) temiz sudan tuzlu suya olan akış tersine çevrilir. Böylece tuzlu sudan temiz suya doğru bir akış olur ve tuz ile diğer kirleticiler membran tarafından tutularak giriş kısmında birikmeye başlar (Şekil 2.5).

Şekil 2.5. Osmoz ve ters osmoz mekanizması
(http://www.hitachi.com/environment/showcase/solution/industrial/desalination_plant.html)

Bir kısım tuz membrandan geçecek olup; bu geçiş tuz konsantrasyonun ve sıcaklığın artmasıyla artacaktır. RO membranlarından kütle transferi aşağıdaki gibi tanımlanabilir:

$$N_A = L(\Delta p - \Delta\pi)$$

Burada, N_A membrandan geçen su akısı, Δp basınç farkı ve $\Delta\pi$ ise giriş ve ürün suyu arasındaki osmotik basınç farkıdır. Osmotik basınç, π, solüsyonda tuz konsantrasyonu ve sıcaklığıbağlıdır. Termodinamiksel olarak ideal çözeltilerde aşağıdaki gibi verilebilir:

$\pi = CRT$
Burada C molar bazlı iyon konsantrasyonu, R ideal gaz sabiti ve T işletme sıcaklığıdır.

Permeabilite katsayısı, L, ise membran karakteristiğine bağlı olup, aşağıdaki denklem ile ifade edilebilir:

$$L = \frac{DSV}{RTl}$$

Burada D su difüzitesi, S sudaki çözünürlük, V su kısmi molar hacmi, R ideal gaz sabiti, T sıcaklık ve l membran kalınlığıdır. L'nin bu tanımlaması RO membrandan suyun solüsyon-difüzyon modeliyle akışına dayanmaktadır (Greenlee vd., 2009).

Deniz suyunun osmotik basıncı tipik olarak 2.300-2.600 kPa olup, 3.500 kPa seviyesine kadar çıkabilir. Acı suyun osmotik basıncı deniz suyuna kıyasla çok daha düşük olup, 2.000-5.000 mg/L konsantrasyon aralığı için osmotik basınç 100 kPa ile 300 kPa arasında değişir. Su geri kazanımıyla birlikte besleme tarafında tuz konsantrasyonu ve osmotik basınçta artacaktır. Bu osmotik basınç farkını yenmek için deniz suyu uygulamalarında besleme basıncı 6.000 ile 8.000 kPa arasında değişirken, acı suda bu değer 600 ile 3.000 kPa arasındadır. Geri kazanım ters osmoz proses performansında önemli bir gösterge olup, aşağıdaki şekilde verilir:

$$R_w = \frac{Q_p}{Q_F}$$

Burada Qp ürün suyunun hacimsel akışı ve QF giriş debisidir (Rahardianto vd., 2006). Genel olarak ters osmoz geri kazanım oranı %35 ile %85 arasında değişmekte olup, bu değer giriş su kompozisyonuna, giriş su tuzluluğuna, ön arıtıma, konsantre atım opsiyonlarına ve optimum enerji tasarım konfigürasyonuna bağlıdır. Bazı durumlarda su geri kazanımında çok az bir artış, ters osmozun toplam maliyetini önemli derecede arttıracağı gibi ayrıca, osmotik basıncı, tıkanma özelliklerini ve mineral kireçlenmeyi (scaling) etkilemektedir. Geri kazanım oranının artması, giriş basıncının ve ürün suyu akısının artmasını gerektirir; membran alanında artış bu durumda geri kazanım optimizasyonunda önemlidir. Fakat RO modülünün daha yüksek akılarda işletilmesi akının hızlı azalmasına sebep olur, fakat akı arttırılmadan geri kazanımın arttırılması tuz geçişini arttıracaktır. Herhangi bir geri kazanım oranında konsantrasyon polarizasyonu, sudaki konsantrasyona dayanılarak tahmin edilen tuz geçişinden daha fazla tuz geçişi olmasına neden olur. Bir membran modülü daha yüksek geri kazanım oranlarında işletilirse, konsantre veya rejekt akımında ve membran yüzeyinde de tuz ve kirletici konsantrasyonu artacaktır. Membran yüzeyinde tuzluluk arttıkça lokal osmotik basınçta artacaktır. Sonuç olarak, hidrostatik basınç ile osmotik basınç farkı azalacak ve ürün suyu akısı da düşecektir. Ayrıca, membran üzerinde tuz konsantrasyonun artmasıyla membrandan tuz geçişi de artacaktır. İlave olarak, tuz çökelmesi ve tıkanma da artan lokal tuzluluktan dolayı artacaktır. Ters osmoz membran yüzeyindeki tuz konsantrasyonunu ve oluşacak çökelekleri tahmin eden modeller mevcuttur.

Ters osmoz membran performansı membrandan tuz akışı ile ölçülebileceği gibi genel olarak tuz rejeksiyonuyla ölçülmektedir. Tuz akışı tuz konsantrasyonun bir fonksiyonu olup, yüksek tuz konsantrasyonundan düşük tuz konsantrasyonuna doğru akış olacaktır. Tuz akısı aşağıdaki denklem ile ifade edilmektedir:

$$N_s = B(C_{besleme} - C_{permeat})$$

Burada N_s membrandan geçen tuz akısı, B ise membran karakteristiğine bağlı bir sabit (su akı denkleminde L ile aynı), $C_{besleme}$ ve $C_{ürün\ suyu}$, sırasıyla, besleme ve ürün suyundaki iyon konsantrasyonudur. B aşağıdaki gibi tanımlanabilir:

$$B = \frac{D_s K_s}{l}$$

Burada D_s membranda tuz difüzitesi, K_s solüsyon ve membran fazları arasında tuz paylaşım katsayısı, ve l ise membran kalınlığıdır.

Membran tuz itilmesi membran sistem performansının bir ölçütü olup, membran üreticileri tarafından tipik membran itme performansını vermektedir. RO membranın itme performansı aşağıdaki şekilde verilir:

$$R_s = \left(1 - \frac{C_{permeat}}{C_{besleme}}\right) x100\%$$

Fakat RO membranlar tipik olarak spiral sargılı olup membranlar spacerlar kullanılarak ayrılmaktadır. Spiral sargılı bir modülde, besleme akımı modül başlangıcından sonuna doğru kademeli olarak artmakta olup, tuz itme verimi aşağıdaki gibi hesaplanır:

$$R_s = \left(1 - \frac{C_{permeat}}{\left(\frac{C_{besleme} + C_{konsantre}}{2}\right)}\right) x100\%$$

Burada $C_{konsantre}$ konsantre akımdaki iyon konsantrasyonu olup, dead-end (ölü-son) işletimde aşağıdaki gibi verilir:

$$R_s = \left(1 - \frac{C_{permeat}}{C_{konsantre}}\right) x100\%$$

RO mebranlar %98-99,9 NaCl itebilirken, nanofiltrasyon membranları multivalent iyonları %90 oranında ve monovalent iyonları %60-70 oranında itebilmektedir. NF membranda tuz itim verimi toplam çözünmüş iyon konsantrasyonuna ve diğer iyonların varlığına bağlıdır.

Membran üreticileri RO tesisleri için yüksek tuz itme verimine sahip membranlar üretse de membranlar tüm ömürleri boyunca (etkin bir ön arıtımla yaklaşık 7 yıl) aynı itki performanslarıyla işlemezler. Normal yaşlanma sürecinde tuz geçişi yaklaşık yıllık %10 artacaktır. Ayrıca, sıcaklık, tuzluluk, hedeflenen geri kazanım ve temizleme yöntemleri gibi diğer faktörler de tuz geçişini etkilemektedir.

Sıcaklık arttıkça hem su hem de tuz geçişi artacaktır. Sıcaklık değişimi membran performansını hem pozitif hem de negatif olarak etkileyebilmektedir. Örnek olarak 30°C sıcaklık altında, besleme suyundaki sıcaklık artışı sistemin daha düşük basınçlarda çalışmasına veya aynı basınçta daha yüksek akılarda çalışmasına neden olur. Fakat sıcaklık artışıyla basınç azalması doğrusal değildir. Sıcaklıkta daha fazla artış osmotik basıncı ve dolayısıyla gerekli basıncı da arttıracaktır. Dolayısıyla, ürün suyu kalite standardının sağlanması için ikincil ters osmoz prosesinin kullanımı enerji ihtiyacını arttıracaktır. Tipik olarak RO prosesi sabit bir basınç altında işletilir ve sıcaklığa bağlı olarak da membrandan geçen tuz konsantrasyonu değişmektedir.

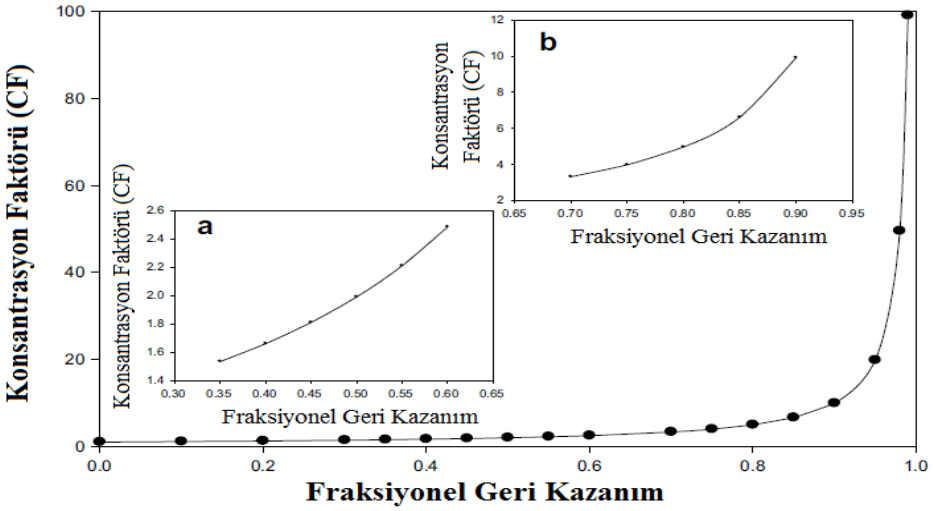
Giriş suyunda tuzluluk arttıkça membrandan geçen tuz miktarı da artacaktır. RO membranları genel olarak negatif yüzey yüküne sahip olup, negatif yüklü iyon ve molekülleri itecektir. Negatif iyonlar itildikçe, membran yüzeyine yakın mesafede anyonlardan çok katyonlar bulunur ve bu durum Donnan Potansiyel adı verilen bir elektriksel potansiyel oluşturur (Bartels vd., 2005). Donan potansiyeli iyonları membran yüzeyinden itmeye yardımcı olur, fakat tuzluluğun veya divalent iyonların artması Donan potansiyelin membran tuz itme etkisini azaltır. Membranın tuz itme verimi su kompozisyonuna ve membran yükünün gücüne bağlıdır. Membran yüzey yükü pH artışıyla artacak ve tuz itme verimi de bu sayede daha fazla olacaktır. Tüm RO membranlar yüzey yükünün nötral olduğu bir izoelektrik noktasına sahip olsa da poliamid membran materyaldeki polar gruplar tuz itmeye izin veren lokaldipoller sunacaktır. Fakat birçok ticari RO membran standart bir elektrolit çözeltisi (0,01 M NaCl veya KCl) ile test edildiklerinde oldukça düşük pH (3-4) seviyelerinde izoelektrik noktaya sahiptir ve RO membranın normal işletme pH (5-7) seviyelerinde yüzey yükü negatif yüklüdür. Suda bulunan divalent iyonlar veya organik maddeler (humik maddeler gibi) izo elektronik noktayı değiştirebilirler (Greenlee vd., 2009). Tuz itme verimi ve su geri kazanım verimi kullanılarak konsantrasyon faktörü (CF) de hesaplanabilir:

$$CF = \left(\frac{1}{1 - R_W}\right)[1 - R_W(1 - R_s)]$$

CF ayrıca konsantre ve giriş akımdaki TDS kosantrasyonlarının oranı şeklinde de hesaplanabilir (Gabelich vd., 2007):

$$CF = \frac{C_{konsantre}}{C_{besleme}}$$

Tuz itme verimini %99 kabul ederek, artan su geri kazanım veriminin CF üzerine etkisi Şekil 2.6'da verilmiştir. CF; su geri kazanımı arttıkça eksponansiyel olarak artmakta ve yüksek geri kazanım oranlarında küçük artışlar dahi konsantrede TDS konsantrasyonunu önemli derecede arttırmaktadır. Özellikle deniz suyu CF değişiminde, acı suya kıyasla önemli değişiklikler olmaktadır. Deniz suyunda su geri kazanımının %35'den %60'a artması durumunda CF değeri 1,5 tan 2,5'a artarken, acı suda geri kazanım değerinin %70'den %90'a artmasıyla CF değeri 3,3'den 9,9'a artmaktadır. Konsantrasyon faktöründeki bu artış, acı suda özellikle düşük çözünürlüğe sahip tuzların (CaCO3, CaSO4, BaSO4, SrSO4, silikatlar) çökmesine neden olabilir. CF genel olarak konsantre tuzluluğu için bir indikatör olsa da farklı konsantreler için spesifik iyon ve tuzlar için direk bir kıyaslama olanağı sunmaz (Greenlee vd., 2009).



Şekil 2.6 Artan geri kazanım oranının konsantrasyon faktörü (CF) üzerine etkisi (Rs = %99) a) deniz suyu ters osmoz proseslerinde tipik geri kazanım aralığı, b) acı su geri kazanımında tipik geri kazanım oranları (Greenlee vd., 2009)

Ters osmoz desalinasyon prosesleri genellikle 1-4 geçiş (birinin ürün suyu, diğerine beslenir) ve aşamada (konsantre diğer bir RO'ya beslenir) gerçekleşir (Sanza vd., 2007; Greenlee vd., 2009). Her bir geçiş (pass) veya aşama (stage) birçok basınçlı kap içerir (büyük sistemlerde 100-200 modül) ve paralel olarak işlerler. Her bir basınçlı kapta 6 ile 8 membran elementi seri olarak bağlıdır. Paralel olarak işletilen basınçlı kaplara genellikle RO treni adı verilir. Geri kazanım ve konsantrasyon faktörü RO prosesinin her bir geçiş veya aşamasını ve tüm sistemi tanımlamak için kullanılabilir (Greenlee vd., 2009).

2.3.1.1. Ters osmoz desalinasyonu: besleme suyu

Ters osmoz prosesleri en çok deniz suyu ve acı su desalinasyon amacıyla kullanılmakta olup, her iki tür su kompozisyonu arasındaki fark nedeniyle proses işletme parametreleri ve kullanılan membranlar farklıdır. Çizelge 2.4'de deniz ve acı su içeriklerinin bir kıyaslaması verilmiştir.

Çizelge 2.4. Deniz suyu ve acı su içeriklerinin kıyaslanması (Greenlee vd., 2009)

Bileşen	Akdeniz Deniz Suyu Toulon, Fransa (mg/L)	Acı Su Hueneme Limanı, USA, CA (mg/L)	Acı Su Martin İli, USA, FL (mg/L)
Ca^{2+}	440–670	175	179
Mg^{2+}	1400–1550	58	132
Ba^{2+}	0.010	<0.10	0.06
Sr^{2+}	5–7.5	–	26.4
Boron	4.9–5.3	–	–
Na^{+}	12,000	170	905
Cl^{-}	21,000–23,000	72	1867
SO_4^{2-}	2,400–2,670	670	384
HCO_3^{-}	120–142	260	146
TDS	38,000–40,000	1320	3664
DOC	<2	–	1.4

Deniz suyu kaynağı Akdeniz iken, acı suyun kaynağı yer altı suyudur. Yeraltı sularında bor ile ilgili ölçümler sınırlıdır, çünkü yer altı sularında bor konsantrasyon sınırlaması nispeten yeni olup, deniz suyuna kıyasla konsantrasyonu da oldukça düşüktür. Örnek olarak Kaliforniya'da yapılan bir ölçümde yer altı sularında boron konsantrasyonu 0,3-0,6 mg/L arasında olup, yüzeysel sulardan veya standartlarda verilen değerden (≤1 mg/L) daha düşüktür. Çizelge 2.4'den de görüldüğü gibi acı suda TDS konsantrasyonu çok daha düşüktür. Fakat Ca/TDS, karbonat/TDS, sülfat/TDS oranları deniz suyuna kıyasla acı suda oldukça yüksektir.

Evsel atıksuların TDS konsantrasyonu ise genel olarak 1.000 mg/L civarında olup, iletkenlik değeri 1.500-2.000 µS/cm civarında olabilmektedir (Xu vd., 2010). Dolayısıyla, tuzluluk seviyesi olarak evsel/kentsel atıksular acı su seviyesindedir. Endüstriyel atıksuların tuzluluk seviyeleri ise oldukça farklılık göstermekte olup, tekstil endüstrisinde iletkenlik seviyesi 12.000 µS/cm seviyelerine kadar çıkmaktadır. Su kullanımının fazla olduğu bu tür endüstrilerde su geri kazanımı için membran proseslerin kullanımına yönelik çalışmalar yoğun şekilde yapılmaktadır (Sahinkaya vd., 2008; Yigit vd., 2008; Ozturk vd., 2015). Bu bölümde her üç farklı suda ters osmoz prosesinin kullanımı ile bilgi verilmiş olup, limitasyonlar ve proses farklılıkları tartışılmıştır.

Deniz suyu RO

Deniz suyu RO tesisleri besleme suyu için iki farklı opsiyona sahiptir. İlki deniz suyu kuyuları (plaj kuyusu) veya yüzey suyu (açık deniz su alma yapısı). Geçmişte 1970 ve 1980'lerde açık deniz suyunun besleme suyu olarak kullanıldığı durumlarda, kimyasal ön arıtmanın kullanılmasına rağmen RO membranlarında önemli tıkanma problemleri gözlenmiştir. Daha sonraki yıllarda ise tesislerde sahil kuyularından alınan su besleme suyu olarak kullanılmış ve oldukça yüksek RO membran performansı gözlenmiştir. Her iki su kaynağı arasındaki temel fark ise; organik madde ve partikül madde konsantrasyon farkıdır. Temiz su kaynakları arasındaki farka benzer olarak (nehir, göl ve yeraltı suları), kuyulardan alınan sular gözenekli ortamdan (kum, kil, taş, vb) filtrelenerek, yüzeysel suda bulunan organik maddelerin büyük bir kısmı giderilmiş olur. Son zamanlarda deniz suyu desalinasyon tesisleri oldukça büyük olup, plajlara kurulan kuyular yeterli miktarda suyu sağlayamamaktadır, bu nedenle açık denizden su alma yapılarıyla sular alınmakta ve beslemede kullanılmaktadır (Brehant vd., 2003; Bonnelye vd., 2004; Greenlee vd., 2009). Tipik olarak deniz suyu TDS değeri ≤35.000 veya ≥45.000 mg/L olabilir. Farklı noktalara ait deniz suyu TDS konsantrasyonları Çizelge 2.5'de sunulmuştur.

Çizelge 2.5. Farklı deniz suyu kaynaklarında TDS konsantrasyonu (Greenlee vd., 2009)

Su Kaynağı	TDS (mg/L)
Tampa Limanı	18,000–31,000
Pasifik Okyanusu	34,000
Akdeniz	38,000–40,500
Atlantik Okyanusu	38,500–40,000
Kırmızı Deniz	41,000–42,000
Umman Körfezi	40,000–48,000
Pers Körfezi	42,000–45,000
Ölü Deniz (Tuz Denizi)	275,000

Acı su RO

Acı veya orta tuzlulukta su TDS konsantrasyonu 1.000-15.000 mg/L arasında değişmektedir. Acı su ayrıca içeriğine göre farklı şekillerde de kategorize edilebilmektedir:

1. Orta tuzlulukta (TDS 5.000 mg/L'ye kadar) acı su,
2. Orta tuzlulukta (TDS 5.000 mg/L'ye kadar) ve doğal organik madde içeriği yüksek acı su,
3. Orta tuzlulukta üçüncül arıtım çıkış suları; yüksek toplam organik karbon (TOK), BOİ içeren ve tuzluluğu 5.000 mg/L TDS'e kadar olan sular (Alghoul vd., 2009).

Acı sular yüksek tuzluluk içeriklerinden dolayı direk olarak kullanılamazlar. WHO'ya göre tuzluluk içeriği 500 mg/L'den az olan sular içme amacıyla kullanılabilir. Dolayısıyla acı sularda bulunan tuzluluğun kullanımdan önce giderilmesi gerekmektedir. Acı suların tuzluluk içerikleri RO prosesleriyle kolaylıkla 500 mg/L'nin altına düşürülebilir. Fakat oluşan konsantre yoğun tuzluluk içeriğine sahip olup, uygun şekilde bertarafı gerekmektedir. Bu tür sular için geliştirilmiş olan acı su RO membranları (brackichwater RO (BWRO)) bu amaca yöneliktir. BWRO sistemleri gerek bir modüldeki membran sayısına göre ve gerekse membran modüllerinin yerleşimlerine göre birçok şekilde tasarlanabilirler. Örnek olarak Vince vd. (2008) bir modüldeki optimum membran element sayısını tartışmış olup, birinci ve ikinci aşamada bir modülde yedi elementin kullanılmasıyla; birinci aşamada %64 geri kazanım, ikinci aşamada %50 geri kazanım neticesinde toplamda geri kazanım oranının %82'ye ulaşacağını vurgulamışlardır. Başka bir çalışmada Lu vd. (2007) farklı giriş konsantrasyonlarında optimum modül yerleşimini incelemiş ve pompa, enerji ve modül tasarımlarını da dikkate alarak optimum modül yerleşimlerinin nasıl olması gerektiğini tartışmıştır.

Almulla vd. (2003) tarafından acı su RO tesisinde su geri kazanım oranının yükseltilmesi için çalışma yapılmıştır. Yapılan çalışmada iki aşamalı RO prosesinin birinci aşamasında BWRO membranı, ikinci aşamasında ise deniz suyu ters osmoz membranı (SWRO) kullanılmıştır. Çalışmanın amacı; su geri kazanım oranını SWRO kullanarak arttırmak olup, SWRO membranın kullanımında operasyonel bir değişikliğe gerek duyulmamıştır. Yapılan çalışmada üç farklı alternatif değerlendirilmiş olup, geri kazanım oranı %70-75 seviyelerinden %90-95 seviyelerine yükseltilmiştir. Denenen alternatifler ise;

1. BWRO konsantresinden SWRO membranı ile su geri kazanımı (Şekil 2.7),
2. ZeeWeed batık UF membranı ile multi-medya filtre geri yıkama sularının kullanımının 1. opsiyona ilavesi (Şekil 2.8),
3. Kristalizatör+ZeeWeed batık UF membranın 2. opsiyona ilavesi (Şekil 2.9).

Çalışma Sharjah Emirliği, Birleşik Arap Emirliği'ne bağlı bir tesiste gerçekleştirilmiştir. Suyun ortalama TDS değeri 3.216 mg/L (2.500-7.500 mg/L) olup, ayrıca yüksek Ca^{+2} (45 mg/L), Mg^{2+}, SiO_2 (31 mg/L) değerlerine sahiptir. Mevcut tesiste acı su debisi 22.710 m^3/gün olup, su geri kazanım oranı %62-75 arasındadır.

Su geri kazanım oranını arttırmak amacıyla ilk olarak 1. seçenek denenmiş olup, uygun antiskalantlarla birlikte SWRO membranının 27 barda ve %40 geri kazanımda işletilmesinin uygun olacağına karar verilmiştir. Böylece, ilave olarak 3.027 m^3/gün su geri kazanımı yapılabilecektir. Ayrıca, konsantre atık miktarı su geri kazanımını limitleyen durum ise suda düşük çözünürlüğe sahip olan SiO_2, $CaCO_3$ ve $MgSO_4$ varlığıdır.

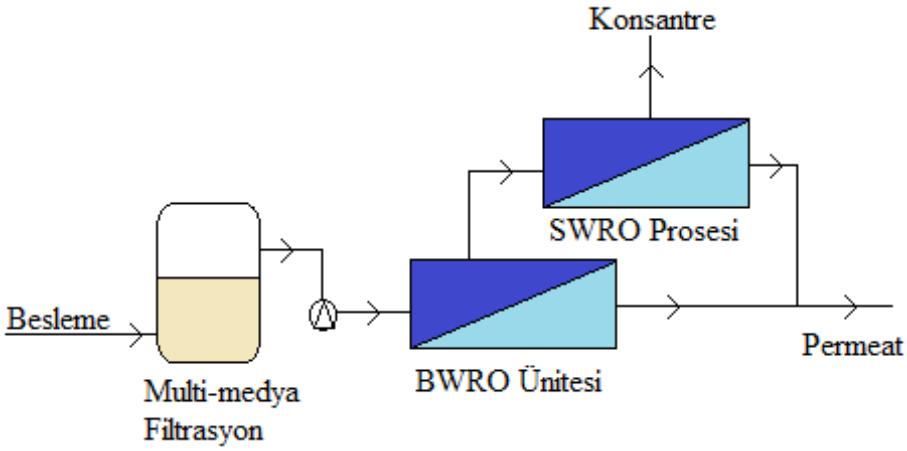
İkinci opsiyonda ise; multi-medya filtre geri yıkama suları ZeeWeed membran ile geri kazanılmıştır. Bu su besleme suyuna verilebileceği gibi mevcut RO ürün suyuyla da karıştırılabilir.

Birinci opsiyona ZeeWeed UF membranının ilavesiyle su geri kazanımı %83'den böylece %85,4'e yükseltilebilmektedir.

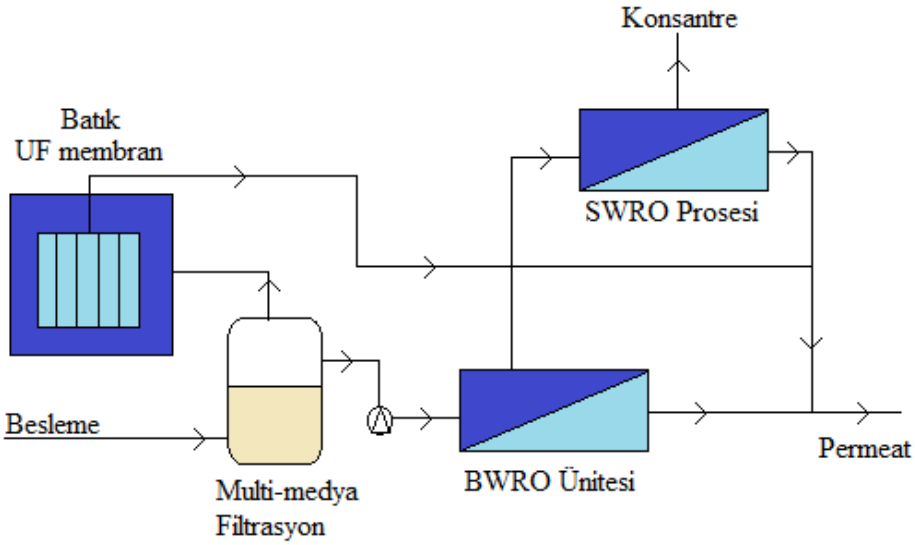
SWRO membranlarında geri kazanım oranının arttırılması amacıyla konsantrede tıkanmaya neden olabilecek iyonların giderilebilmesi için kristalizatör+ZeeWeed membran ilave edilmiştir. Böylece düşük çözünürlüğe sahip olan SiO_2, $CaCO_3$ ve $MgSO_4$'ın giderimi üzerinde durulmuştur. İlk olarak jar testi analizleri yapılarak pH seviyesinin 10,4-10,7'ye arttırılmasıyla %92 Ca^{2+} ve Mg^{2+} ile %83 silika giderilebileceği belirlenmiştir. Böylece düşük çözünürlüğe sahip iyonlar besleme suyunun da altına indirilebilmiştir. Bu yöntemin ilavesiyle BWRO konsantresinden SWRO membranlarıyla geri kazanım oranı %40'lardan %75'lere yükseltilebilecek ve toplam geri kazanım değeri de %95'e yükselecektir. SWRO membranlarına gelen TDS konsantrasyonu 15.000 mg/L olup, bu membranlar 60.000 mg/L'ye işletilebileceklerinden bir sorun teşkil etmeyecektir. Her bir seçenek için su geri kazanımı ve işletme maliyeti Çizelge 2.6'da sunulmuştur.

Çizelge 2.6. Almulla vd. (2003) tarafından yapılan çalışmada farklı seçenekler için su geri kazanımı ve işletme maliyeti

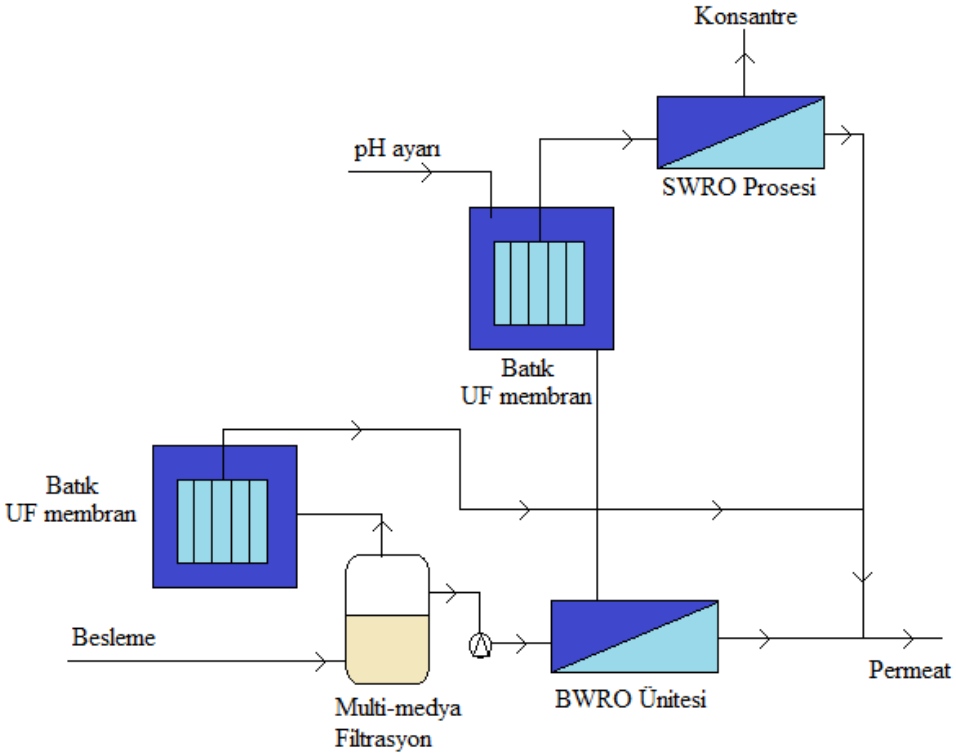
Opsiyon	Su geri kazanımı, m^3/gün	İşletme maliyeti, \$US/m^3
1. BWRO konsantresine SWRO ilavesi	3.028	0,37
2. Filtre geri yıkama sularının kullanımı	735	0,49
3. Kristalizatör + BWRO konsantresine SWRO ilavesi	5.337	0,46



Şekil 2.7. BWRO ünitesi konsantre geri kazanımı amacıyla SWRO kullanımı-opsiyon 1 (Almulla vd., 2003)



Şekil 2.8. BWRO ünitesi konsantre geri kazanımı amacıyla SWRO kullanımı ve UF filtrasyonuyla filtre yıkama sularının geri kazanımı-opsiyon 2 (Almulla vd., 2003)



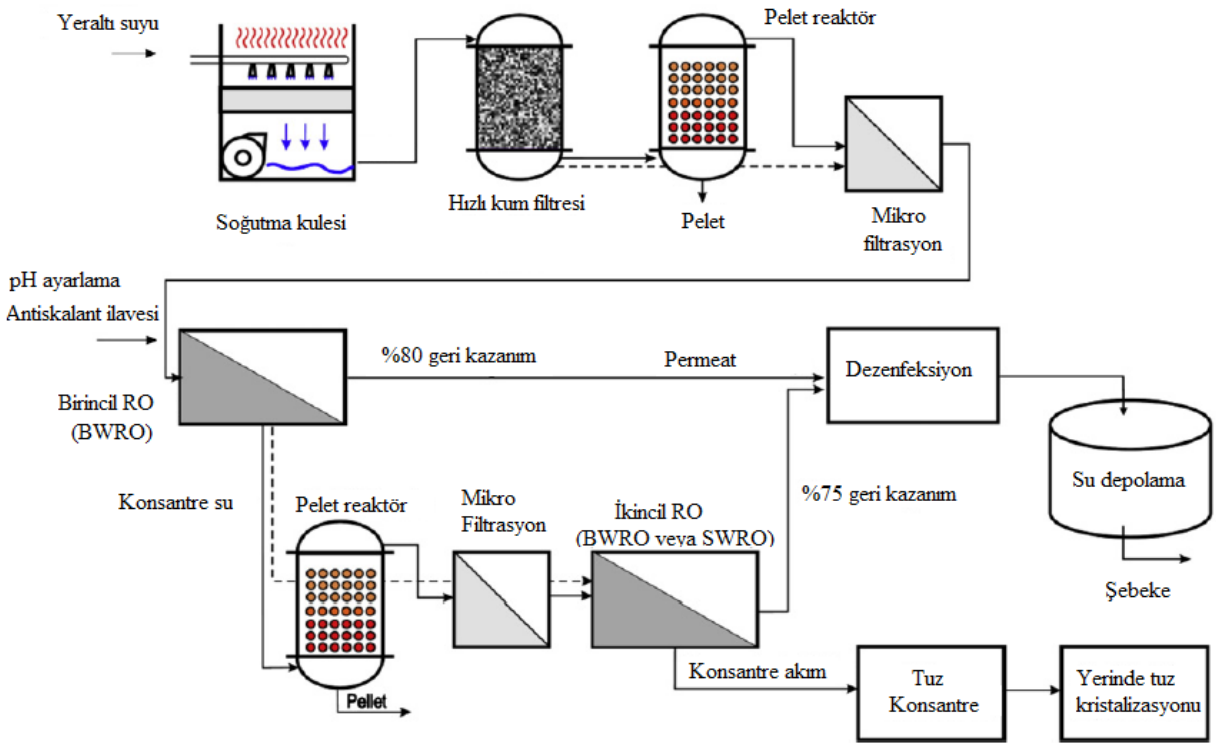
Şekil 2.9. BWRO ünitesi konsantre geri kazanımı amacıyla kristalizatör+SWRO kullanımı, UF filtrasyonuyla filtre yıkama sularının geri kazanımı-opsiyon 3 (Almulla vd., 2003)

Bazı acı sular yüksek konsantrasyonda bor içermektedir (Alghoul vd., 2009). Normal olarak ticari membranların test edildiği koşullarda (25 ºC, %15 su geri kazanımı, 1.030 kPa basınç, 1.500 mg/L NaCl, pH 6,5-7,0) bor itme performansı %65-80 civarındadır. Fakat gerçek sistemlerde giderim performansı %15-20 arasındadır.

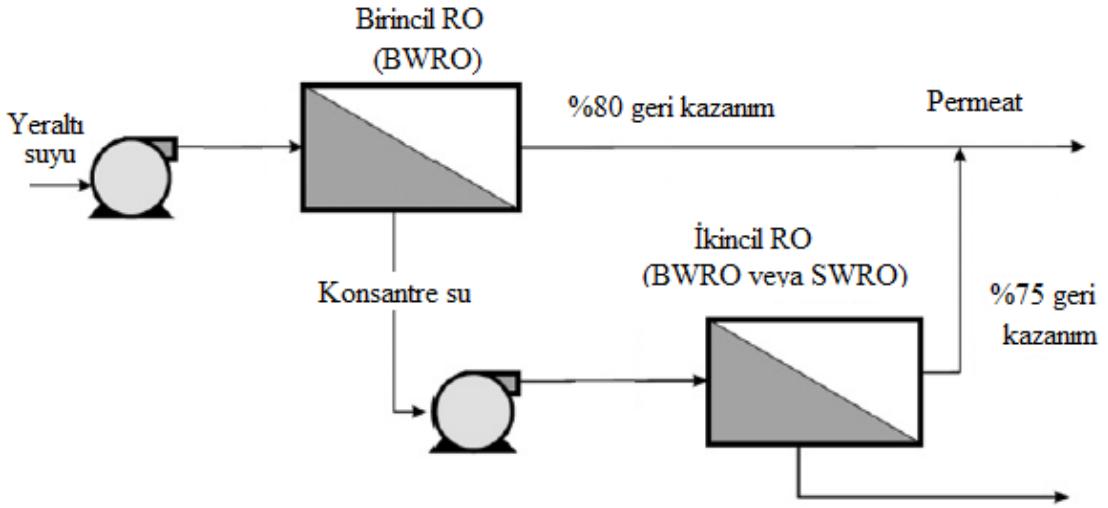
RO prosesinde ihtiyaç duyulan enerji ve birim m^3 su üretimi için gereken enerji de oldukça önemlidir. Özellikle ülkemiz gibi enerji bakımından dışarıya bağımlı ülkelerde bu daha da önemli bir durum haline gelmektedir. Sobhani vd. (2012) tarafından yapılan çalışmada acı su ters osmoz

prosesleri için gerekli enerji kıyaslanmış ve ayrıca, sıfır sıvı atık (ZLD) için gerekli enerji de hesaplanarak kıyaslanmıştır. Yapılan çalışmada acı su, TDS konsantrasyonuna bağlı olarak yüksek TDS ve orta düzeyde TDS konsantrasyonuna sahip acı su şeklinde bir sınıflama yapılarak, kullanılacak olan proses TDS konsantrasyonuna göre aşağıda Şekil 2.10 ve Şekil 2.11'deki gibi belirlenmiştir. Çalışma Arap Yarımadası'nda yapıldığı için su ilk olarak soğutulmuş ve 35 ^{o}C'ye düşürülmüştür. Bilindiği gibi 45^{o}C üzerindeki sıcaklıklarda membran zarar görmektedir. Daha sonra suya klor (NaOCl) verilerek membranda biyo-tıkanmanın önlemeye çalışılmış olup, membranın da klorlamadan zarar görmemesi için girişine indirgeyici kimyasal olarak $NaHSO_3$ ilave edilmiştir. Ön arıtım olarak ayrıca pelet reaktör kullanılmış ve böylece suda bulunan sertlik verici +2 değerlikli katyonların ve yerel olarak suda yüksek konsantrasyonlarda bulunan radyumun giderimi gerçekleştirilmiştir. Pelet reaktör için pilot çalışma yapılmış ve giriş atıksuyu için Ca+Mg ile Rd giderimi, sırasıyla, %81 ve %77 olarak belirlenmiştir. Birincil RO proses konsantresinde ise aynı katyonların giderim verimleri sırasıyla %62 ve %91 olarak belirlenmiştir. Pilot çalışmalar konsantre akımda bulunan antiskalantın Ca ve Mg giderimini olumsuz etkilediğini belirlenmiştir. Son olarak mikrofiltrasyon prosesi ön arıtım prosesinde kullanılmış ve partikül halindeki maddelerin RO membranlarına zarar vermesi engellenmiştir.

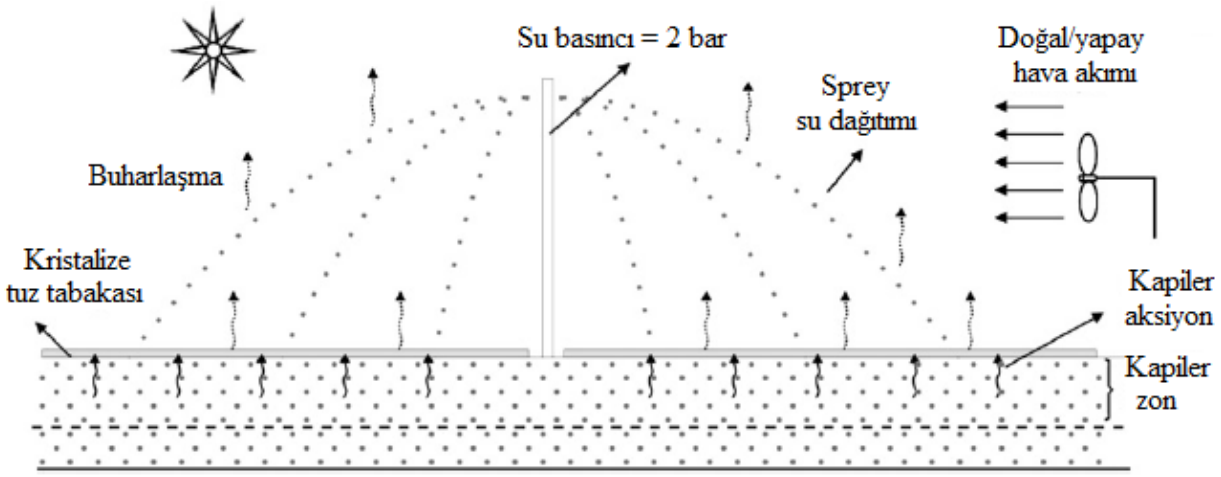
RO prosesiyle pelet reaktörde kimyasal çöktürme prosesi birleştirilmiş ve böylece su geri kazanım oranı arttırılmıştır. Ayrıca, artan tuzluluk nedeniyle birincil BWRO konsantresinin filtrasyonunda deniz suyu membranı (SWRO) kullanımı önerilmiştir. Birincil RO prosesinde basınç 9 bar'da tutularak %80 geri kazanıma ulaşılmıştır, birincil RO konsantre filtrasyonunda ise basınç 29 barda tutularak geri kazanım oranı %75'de tutularak toplam su geri kazanım oranı %95'e çıkarılmıştır. Ön arıtım için enerji gereksinimi 0,2 kWh/m^3 olarak belirlenmiş olup, bunun önemli bir kısmı (0,14 kWh/m^3) mikrofiltrasyon için gerekmektedir. TDS konsantrasyonu 2900 mg/L için birincil ters osmoz prosesinde (9 bar basınç, %80 geri kazanım) enerji gereksinimi 1,4 kWh/m^3 olarak belirlenmiştir. Birincil ters osmoz konsantrelerinin SWRO ile filtre edilerek %75 su geri kazanımı için 29 bar basınç gerekmiş olup, gerekli enerji 3 kWh/m^3'dür. Bu proses çıktısının toplam su geri kazanım oranına katkısı %15 olup, toplam enerjiye katkısı 0,5 kWh/m^3 dür. Üretilen %5 lik konsantrenin tamamen kurutulup, tuzun kristalizasyonu için Şekil 2.12'de verilen tuzlu su için kapiler kristalizasyon prosesi kullanılmıştır. Bu proses için 4 kWh/m^3 enerji gerekmiş olup, proses sadece giriş suyunun %5'ini arıttığı için toplam enerji gereksinimine katkısı 0,2 kWh/m^3 olacaktır. Sonuç olarak yüksek TDS (2.920 mg/L) konsantrasyonuna sahip acı su ters osmoz prosesi için gerekli toplam enerji 2,4 kWh/m^3 olup, bunun 0,2 kWh/m^3'ü ön arıtım, 1,4 kWh/m^3'ü birincil RO, 0,5 kWh/m^3'ü ikincil RO, 0,1 kWh/m^3'ü ürün suyu son arıtımı, 0,2 kWh/m^3'ü ise kristalizasyon için hesaplanmıştır. Şekil 2.13'de ise farklı TDS konsantrasyonları için gerekli enerji ihtiyaçları sunulmuş olup, ayrıca gerekli toplam enerjiden yeraltı suyu çekmek için gerekli enerji çıkarılarak proses için gerekli enerji de sunulmuştur.



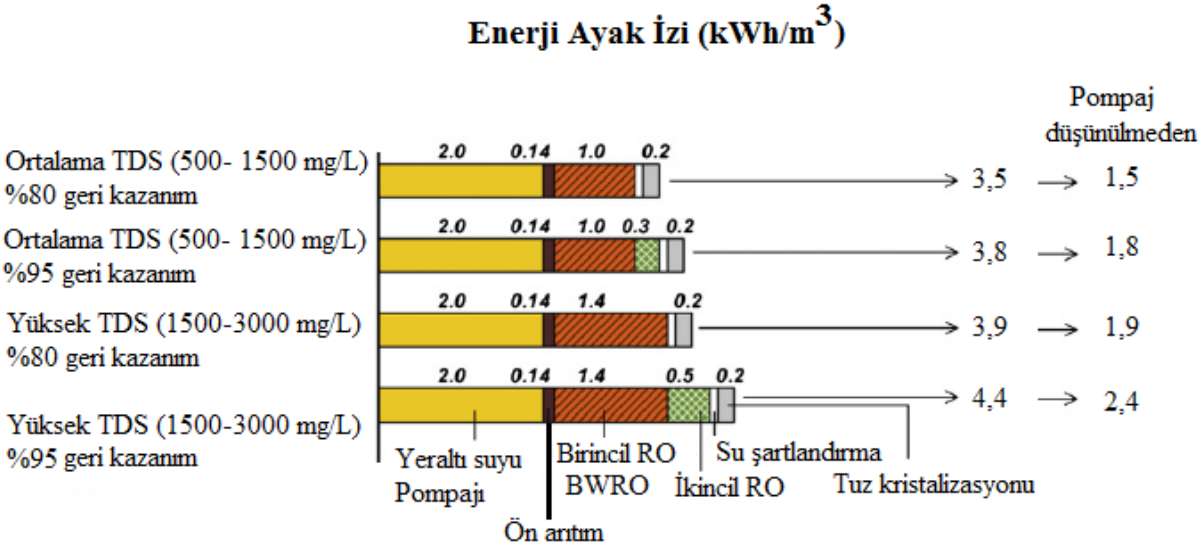
Şekil 2.10. Yüksek TDS konsantrasyonuna (2.920 mg/L) sahip yeraltı suları arıtımı için sıfır sıvı atığı oluşturacak ters osmoz prosesi akım şeması (Sobhani vd., 2012)



Şekil 2.11. Orta düzeyde TDS konsantrasonuna (740 mg/L) sahip yeraltı suları arıtımı için sıfır sıvı atık oluşturacak ters osmoz prosesi akım şeması (Sobhani vd., 2012)



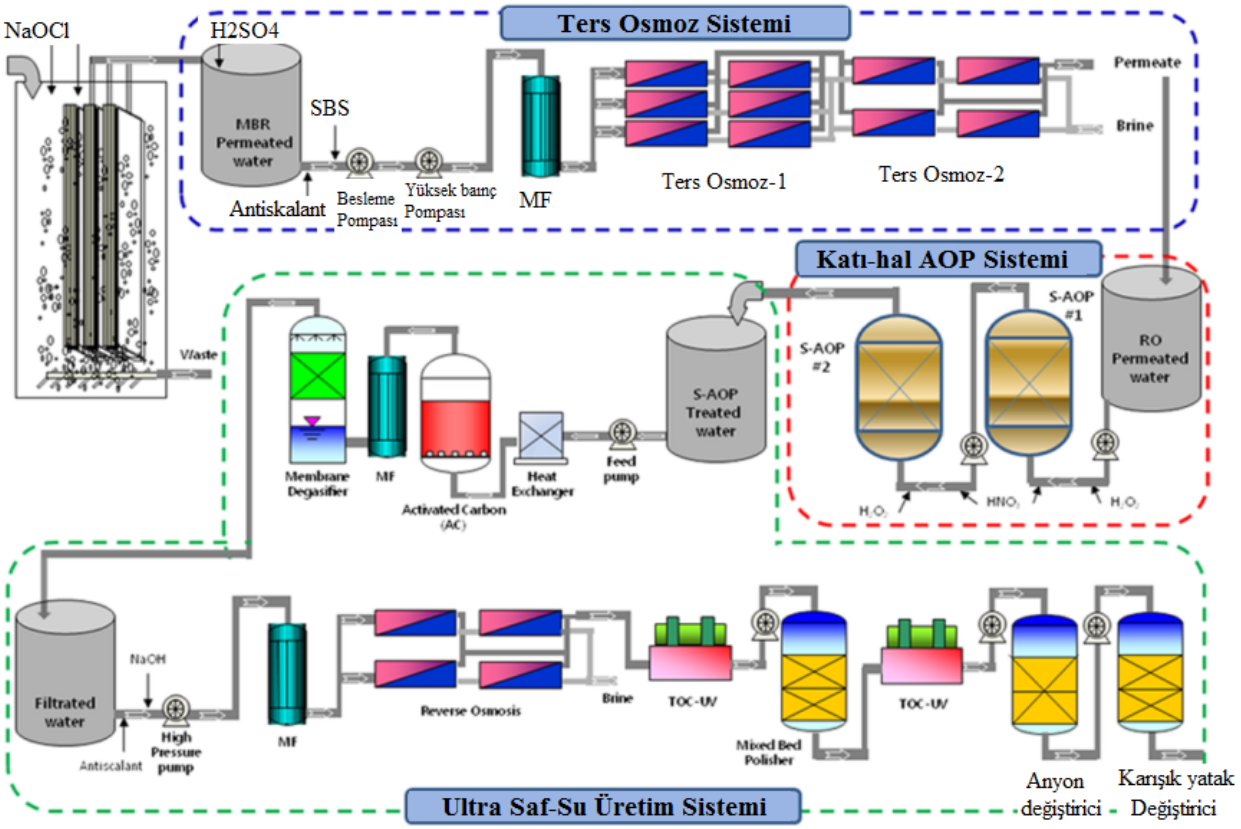
Şekil 2.12. Konsantrenin kurutulması için kullanılan sistem (Sobhani vd., 2012)



Şekil 2.13. Farklı TDS konsantrasonuna sahip yeraltı suları arıtımı için enerji gereksinimi (Sobhani vd., 2012)

Atıksu RO

Atıksu geri kazanımı amaçlı RO prosesinin kullanımına dair örnekler literatürde mevcuttur. Membran biyoreaktör (MBR)-RO sistemi atıksu geri kazanımı için önerilen bir proses olup; kentsel ve tekstil endüstrisi gibi atıksuların geri kazanımında kullanılabilir (Wenten ve Khoiruddin, 2016). Xiao vd. (2014) MBR-RO prosesini kullanarak yarı-iletken atıksu arıtımı çalışmıştır. RO membran otopsisi; dominant kirleticilerin zayıf bağlı inorganik $BaSO_4$ ve Ca, Mg, Si, Al, Fe ve Zn içeren birikimler olduğu, biyo- ve organik tıkanmanın ise ihmal edilecek seviyede olduğunu belirtmişlerdir. HCl-NaOH/EDTA ile kimyasal yıkamanın kirleticileri gidermede etkili olduğu ve kimyasal yıkama sonunda membran permeabilitesinin yeni membran permabilitesine ulaşabileceğini belirtmişlerdir. Choi ve Chung (2014) tarafından yapılan başka bir çalışmada ise elektronik endüstrisi atıksuları (yarı iletken endüstrisi atıksuları) MBR-RO ve ileri oksidasyon prosesleri (AOP) nin birleştirildiği bir sistem kullanılarak geri kazanılmaya çalışılmış ve sonuç olarak ultra saf su üretimi amaçlanmıştır. Bu amaçla pilot ölçekli bir sistem kurulmuştur. Çalışmada kurulan pilot ölçekli proses Şekil 2.14'de sunulmuştur.



Şekil 2.14. Elektronik endüstrisi atıksularının geri kazanımı için kullanılan pilot ölçekli RO, katı-hal AOP ve ultra saf su üretim prosesi (Choi ve Chung, 2014)

Şekil 2.14'de sunulan proseste MBR çıkış suları RO prosesine beslenmektedir. RO prosesinin amacı organik maddeleri ve iletkenliği gidermek olup, AOP prosesiyle de RO prosesinde tutulamayan düşük molekül ağırlıklı organik maddelerin (metanol, aseton, asetonitril, izopropilalkol, kloroform) giderilmesi hedeflenmiştir. Ultra saf su (UPW) üretim sisteminde ise RO ve AOP proses çıkış suları kullanılmaktadır. RO sisteminin kapasitesi 36 m^3/gün olup, tıkanmaya dayanıklı RO membranları (RE4040-FL, Woongjin Chemical Co., Kore) kullanılmıştır. Sistemde toplam 30 adet membran elementi ve 10 adet basınç kabı kullanılarak 4-kademeli (3-3-2-2) proses konfigürasyonu kullanılmıştır. Giriş pH değeri sülfürik asit ile 6,2'ye ayarlanmış, sistem girişine ayrıca biyosit ve oksidantları gidermek için sodyum bisülfit (SBS, 10,5 mg/L) ilave edilmiştir. RO prosesinde konsantre geri devri yapılmaksızın toplam geri kazanım %70 civarında tutulmuştur. RO prosesinde basınç farkı %50 arttığında (2,5 bar) yerinde temizleme yapılarak membranlar yıkanmıştır. Bu amaçla %10 NaOH (pH 9,5-10) ve %2,5'luk sitrik asit kullanılmış ve modüller her bir kimyasala 3 saat maruz bırakılmıştır. RO prosesine beslenen suya ait özellikler Çizelge 2.7'de sunulmuştur.

Çizelge 2.7. Elektronik endüstrisi atıksularının geri kazanımı için kullanılan pilot ölçekli RO, katı-hal AOP ve ultra saf su üretim prosesi'ne beslenen atıksu özellikleri (Choi ve Chung, 2014)

Parametre	Değer	Parametre	Değer
pH	6.52 ± 0.2	SO_4^{2-} (mg L^{-1})	732 ± 200
İletkenlik ($\mu S\ cm^{-1}$)	2 352 ± 1 000	Ca^{2+} (mg L^{-1})	211 ± 50
turbidity (NTU)	0.51 ± 0.4	Mg^{2+} (mg L^{-1})	1.42 ± 0.2
Alkalinite (mg L^{-1} as $CaCO_3$)	146.2 ± 9	Na^{+} (mg L^{-1})	415.2 ± 200
hardness (mg L^{-1} as $CaCO_3$)	35.5 ± 10	K^{+} (mg L^{-1})	1.44 ± 0.6
TOC (mg L^{-1})	1.67 ± 0.4	Ba^{2+} (mg L^{-1})	0.07 ± 0.02
NH_4^{+}–N (mg L^{-1})	0.16 ± 0.08	Sr^{2+} (mg L^{-1})	0.03 ± 0.01
NO_3^{-}–N (mg L^{-1})	1.79 ± 1	Al^{3+} (mg L^{-1})	0.08 ± 0.06
T–N (mg L^{-1})	6.45 ± 5	Fe^{2+} (mg L^{-1})	0.05 ± 0.04
Cl^{-} (mg L^{-1})	14.6 ± 2	Mn^{2+} (mg L^{-1})	3.37 ± 1

Çalışmada pH ayarı için sülfürik asit kullanımı nedeniyle sülfat konsantrasyonun yüksek olduğu ve kalsiyum iyonlarının da mevcudiyeti nedeniyle çökelek oluşumunun engellenmesi amacıyla antiskalant ilave edildiği belirtilmiştir. Diğer inorganiklerin önemli bir sorun oluşturmayacağı belirtilmiştir. RO prosesinin kullanımıyla iletkenlik değeri 123-191 µS/cm değerlerine düşürülmüş ve %96,4 iletkenlik itimi gözlenmiştir. RO prosesi giriş ve çıkışında TOK konsantrasyonları ise, sırasıyla, 800-100 µS/cm ve 82-220 µS/cm olup, ortalama TOK giderimi %88'dir. RO prosesi 10,7 bar da işletilmiş olup işletme süresince önemli bir değişiklik gözlenmemiştir. Proseste fark basıncı yaklaşık 1,7 bar olup, 75 gün işletme sonucunda 2,5 bar seviyesine çıkmış olup, kimyasal yıkama yapılmıştır. Kimyasal yıkamanın ardından basınç farkı tekrar eski seviyesine dönmüştür. AOP prosesinde ise H_2O_2 konsantrasyonuna bağlı olarak TOK giderimi %85'e kadar çıkmış olup, AOP'den sonra TOK konsantrasyonu 14 µg/L seviyesine kadar düşmüştür.

MBR-RO-AOP prosesinden geçmiş ve UPW üretim tesisine gönderilecek suyun özellikleriyle yüzeysel su özellikleri kıyaslamalı olarak Çizelge 2.8'de sunulmuştur. Proses çıkış suyu özellikleri yüzeysel sudan daha iyi olmakla birlikte, katı-hal AOP prosesinde pH ayarı için HNO_3 kullanımı nedeniyle nitrat konsantrasyonu kısmen yüksektir. Fakat nitrat UPW prosesinde kullanılacak olan RO prosesiyle %99 oranında tutulabilmektedir. Sonuç olarak üretilen suyun UPW su üretim tesisine beslenmesinin uygun olduğu görülmüştür (Choi ve Chung, 2014).

Çizelge 2.8. Elektronik endüstrisi atıksularının geri kazanımı için kullanılan pilot ölçekli RO, katı-hal AOP ve ultra saf su üretim prosesi çıkış su özellikleri (Choi ve Chung, 2014)

Parametre	Birim	Yüzeysel Su	MBR-RO-AOP arıtılmış su
pH	–	7.7 ± 0.5	3.1 ± 0.1
TOC	$\mu g\,L^{-1}$	1 390 ± 20	22.1 ± 4
NO_3^-	$mg\,L^{-1}$	6.84 ± 1	0.04 ± 0.01
F^-	$mg\,L^{-1}$	0.015 ± 0.004	0.045 ± 0.009
Cl^-	$mg\,L^{-1}$	14.9 ± 3	2.51 ± 0.5
SO_4^{2-}	$mg\,L^{-1}$	18.4 ± 4	5.46 ± 2
Ca	$mg\,L^{-1}$	23.6 ± 7	0.097 ± 0.01
Mg	$mg\,L^{-1}$	4.31 ± 1	0.012 ± 0.003
Na	$mg\,L^{-1}$	8.99 ± 3	6.47 ± 1
K	$mg\,L^{-1}$	2.28 ± 1	0.139 ± 0.5
Ba	$mg\,L^{-1}$	0.079 ± 0.004	0.054 ± 0.02
Al	$mg\,L^{-1}$	0.104 ± 0.05	0.054 ± 0.01
Fe	$mg\,L^{-1}$	0.005 ± 0.001	0.017 ± 0.009

Tekstil endüstrisi atıksuları genellikle yüksek debilerde üretilmekte olup, ülkemizde de yaygın bir sektördür. Özellikle çok su harcadığı için tekstil endüstrisi atıksularının uygun arıtımlardan sonra geri kazanılması önem arz etmektedir (Yurtsever vd., 2016). De Jager vd. (2014) tarafından yapılan çalışmada yoğun kirlilik içeriğine sahip tekstil endüstrisi atıksularının MBR+RO prosesiyle arıtımı ve geri kazanımı çalışılmıştır. Pilot ölçekli iki aşamalı dışsal UF membran içeren MBR'de arıtılmış su, RO prosesine beslenmiştir. Atıksuyun kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ) ve renk içeriği, sırasıyla, 728-1.033 mg/L ve 195-2070 ADMI olup, renk MBR'den sonra 660 ADMI'ya ve RO'dan sonra da 12 ADMI'ya düşürülmüştür. RO proses çıkış suyu renk içeriğinin içme suyunun (17 ADMI) altında olduğu ifade edilmiştir.

Çizelge 2.9'da görüldüğü gibi RO prosesiyle MBR çıkışında kalan renk ve organik maddeler yüksek performansta giderilmekte, ayrıca 4.000 µS/cm'ye yakın iletkenlik 300 µS/cm ve altına düşürülebilmektedir. Çalışmada spiral sargılı XUS-SW30XHR-2540 deniz suyu membranı kullanılmıştır. RO giriş basıncı 12,8 bar, fark basıncı 0,8 bar, çapraz akış hızı 4,62 m/s ve ortalama akısı 5 LMH'dir.

Sahinkaya vd. (2008) tarafından yapılan çalışmada ise denim tekstil atıksularının aktif çamur + nanofiltrasyon prosesiyle arıtımı ve su geri kazanımı çalışılmıştır. Çalışmada kullanılan su oldukça yoğun bir kirliğe sahip olup (KOİ=2.300±800 mg/L, Renk = 2.347±1.200 Pt-Co, TDS = 4.000-8.000 mg/L ve iletkenlik 9.000±3.000 µS/cm), laboratuvar ölçekli aktif çamur+NF prosesi denenmiştir. Aktif çamur prosesinde %90 civarında KOİ ve %75 civarında renk giderimi gerçekleştirilmiştir. Aktif çamur prosesinden sonra 5 µm lik bir koruyucu ön arıtım sonrası atıksu NF-270 (Dow Filmtec, USA) membranı içeren sisteme 5 bar basınç ile beslenmiş ve 31-37 LMH akı ile ürün suyu çekilmiştir. Ürün suyu iletkenlik değeri yaklaşık 2-2,67 mS/cm arasında kalmıştır. İlgili çalışmada Çizelge 2.10'da verilen İngiliz Tekstil Teknoloji Grubu tekstil atıksuları geri kazanım kriterleri kullanılarak çıkış suyu değerlendirilmiş olup, NF-270'nin istenilen düzeyde iletkenlik gidermediğine karar verilmiştir.

Çizelge 2.9. Tekstil endüstrisi atıksularının geri kazanımı için kullanılan pilot ölçekli MBR+RO proses giriş ve çıkış suyu özellikleri (De Jager vd., 2014)

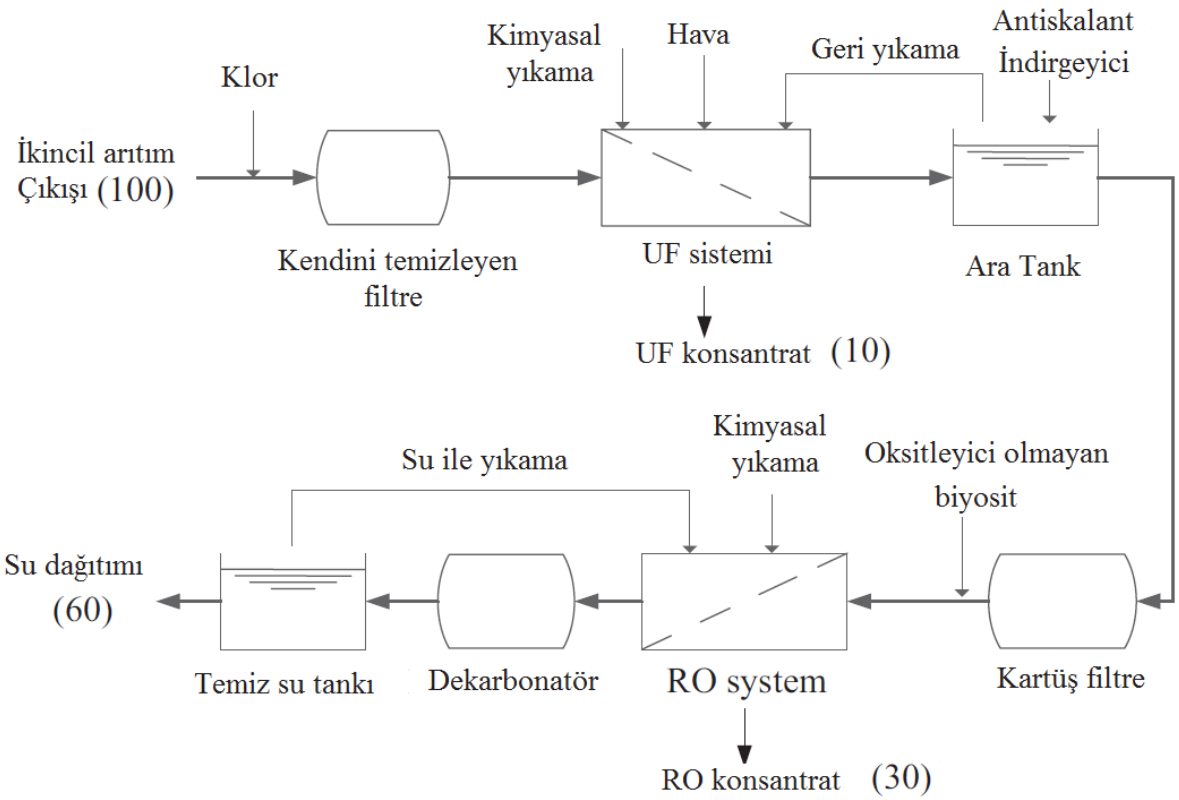
Parametre	Koyu renkli atıksu		Orta Renkli Atıksu		Açık Renkli Atıksu	
	Giriş	MBR+RO Permeat	Giriş	MBR+RO Permeat	Giriş	MBR+RO Permeat
Sıcaklık (°C)	24.9	25.0	16.2	21.3	26.2	24.2
pH	11.1	8.8	11.1	8.7	7.4	9.5
İletkenlik (µS/cm)	3848	305	1079	6805	3012	175
TDS (ppm)	7710	215	759	6730	2020	125
KOİ (mg/L)	579	78.3	738	80.0	715	87.0
Amonyum (mg/L)	11.8	8.8	10.3	10.3	18.7	11.0
TSS (mg/L)	40.0	0.33	51.0	15.0	34.0	0.0
Bulanıklık (NTU)	24.3	0.58	43.1	0.74	30.5	0.0
Fosfat (mg/L)	1.4	0.92	1.9	1.1	1.6	1.2
Nitrat (mg/L)	1.9	1.9	2.0	1.8	1.7	1.3
TOC (mg/L)	107	14.0	107	104	103	8.8
DOC (mg/L)	92.8	11.3	78.4	57.0	62.7	11.5
Gerçek Renk (mg Pt/L)	399	15.4	278	171	68.0	13.0
ADMI (ADMI units)	1956	18.3	1027	436	290	27.8

Çizelge 2.10. İngiliz Tekstil Teknoloji Grubu geri kazanım kriterleri (Sahinkaya vd., 2008)

Parametre	Geri kazanım kriteri
KOİ (mg/L)	80
TSS (mg/L)	5
TDS (mg/L)	500
Sertlik (mg/L as $CaCO_3$)	60
İletkenlik (µS/cm)	1000
Alkalinite (mg/L as $CaCO_3$)	–
Renk (Pt–Co)	20
pH	6–8
Bulanıklık (NTU)	1

RO proseslerinin atıksu geri kazanımı amacıyla kullanımlarının artmasına rağmen, atıksu içerisinde bulunabilecek inorganik ve özellikle organik kirleticiler tıkanmalara neden olabilmekte ve bu nedenle de tasarımlarının ve işletmelerinin özenle yapılması gerekmektedir. Tıkanan RO membranlarının otopsisi, bu konudaki bilgi birikimlerimizi önemli derecede ilerletmiştir. Fakat literatürdeki çoğu RO membran otopsi çalışmaları deniz suyu ve acı su desalinasyon tesislerinde gerçekleştirilmiş olup, tam ölçekli atıksu RO tesislerine ait membranlar üzerine çok daha sınırlı çalışmalar yapılmıştır. Fakat biyolojik arıtım sonrası oluşan kompleks çözünmüş organik maddeler RO membranlarında organik ve biyolojik tıkanmaya neden olmaktadır. Tang vd. (2014) tarafından yapılan çalışmada gerçek ölçekli bir atıksu RO tesisinden elde edilen tıkanmış RO membranları üzerinde otopsi çalışmaları yapılarak tıkanmaya neden olan organik ve inorganik kirleticiler belirlenmiş ve bu kirleticiler giriş atıksuyu ile ilişkilendirilerek tıkanmaya neden olan kirleticilerin ve gerekli ön arıtım seçeneklerinin belirlenmesine çalışılmıştır. Çalışma yapılan tesis Çin'de yer alan Shandong İline bağlı Zibo'da bulunmaktadır. Kapasitesi 4.800 m^3/gün olup, çalışma sırasında (2014 yılı) iki yıldır işletimde olan bir tesistir. Tesise ait genel akış diyagramı Şekil 2.15'de verilmiş olup, RO membran tıkanmasını engellemek için bir UF membran kullanılmıştır. RO

prosesi iki aşamalı olup, arıtılmış su dekarbonasyon prosesinden sonra endüstriyel kullanım amacıyla servis edilmektedir.



Şekil 2.15. Çin'de yer alan Shandong İline bağlı Zibo'da kurulmuş olan evsel atıksu RO membran prosesine ait akış diyagramı (Parantez içindeki değerler ilgili prosesteki su oranını göstermektedir) (Tang vd., 2014)

Şekilden de görüldüğü gibi RO'da %70 geri kazanım yapılmaktadır. Otopsi çalışmasından önce tesis 2 ay süresince sürekli olarak kimyasal yıkama yapılmadan işletilmiştir. Desalinasyon oranı %99,2-99,6 arasında kalmıştır. Otopsiden hemen önce ise membran akısı başlangıç ürün suyu akısına kıyasla %48,5 azalmıştır. Tesiste her iki ayda bir asit ve alkali yıkama yapılmaktadır. Asit yıkama 10 g/L sitrik asit çözeltisiyle (pH 2), alkali yıkama ise pH'sı 11,5-12,0 olan NaOH çözeltisiyle yapılmaktadır. Tesiste Hydranautics Proc10 RO membranları kullanılmaktadır. Yapılan çalışma neticesinde, organik kirlenmenin RO membran tıkanmasında en önemli neden olduğu ve membran üzerinde biriken kirleticinin %75'inin organik olduğu belirlenmiştir. Çözünmüş organik karbon (ÇOK) birikimi ise 2,37±0,32 g-ÇOK/m^2 olduğu ve çoğunlukla mikrobiyal kökenli organik maddelerden ve hümik-kaynaklı doymamış veya organik ring içeren organik maddelerden kaynaklandığı belirtilmiştir (Çizelge 2.11). İlave olarak kirlenmiş RO membranları üzerinde Fe, Ca ve Si elementleri belirlenmiştir (Çizelge 2.12). Fe diğer elementlere kıyasla daha kolay birikmektedir. Si ise kıyasla oldukça yüksek bir oranda birikmekte ve fiziksel-kimyasal olarak zor giderilebilmektedir. Ca ise RO girişinde (266 mg/L) ve birikimde (157,78 mg/m^2) yüksek konsantrasyonlarda bulunmasına rağmen birikme oranı (%0,0017) oldukça düşük bulunmuştur. Bunun nedeni ise kullanılan antiskalantın (PWT Titan ASD 200) oldukça etkili olmasıdır.

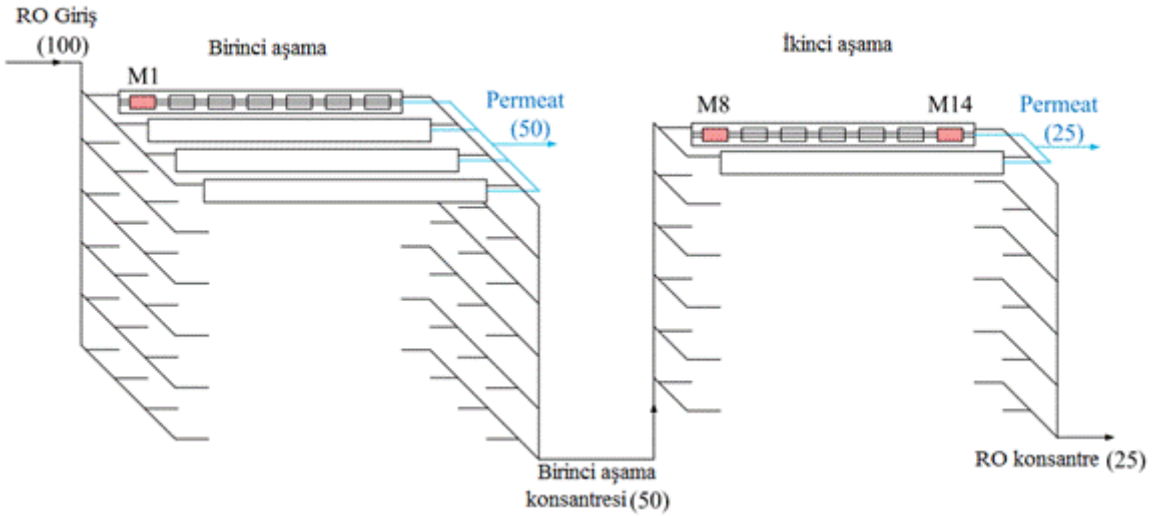
Çizelge 2.11. Tıkanmış RO membranının organik ve inorganik içeriği (Tang vd., 2014)

Kuru ağırlık (g/m^2)	Organik içerik (g/m^2)	Organik içerik (% of DW)	İnorganik içerik (g/m^2)	İnorganik içerik (% of DW)
4.87 ± 0.44	3.66 ± 0.29	75.31 ± 3.38	1.21 ± 0.39	24.69 ± 3.38

Çizelge 2.12. Tıkanmış RO membranında element içeriği (Tang vd., 2014)

Element	Ca	Mg	Fe	Mn	Si	Al
Birikme oranı (%)	0.0017	0.00047	26.42	7.07	0.019	0.43

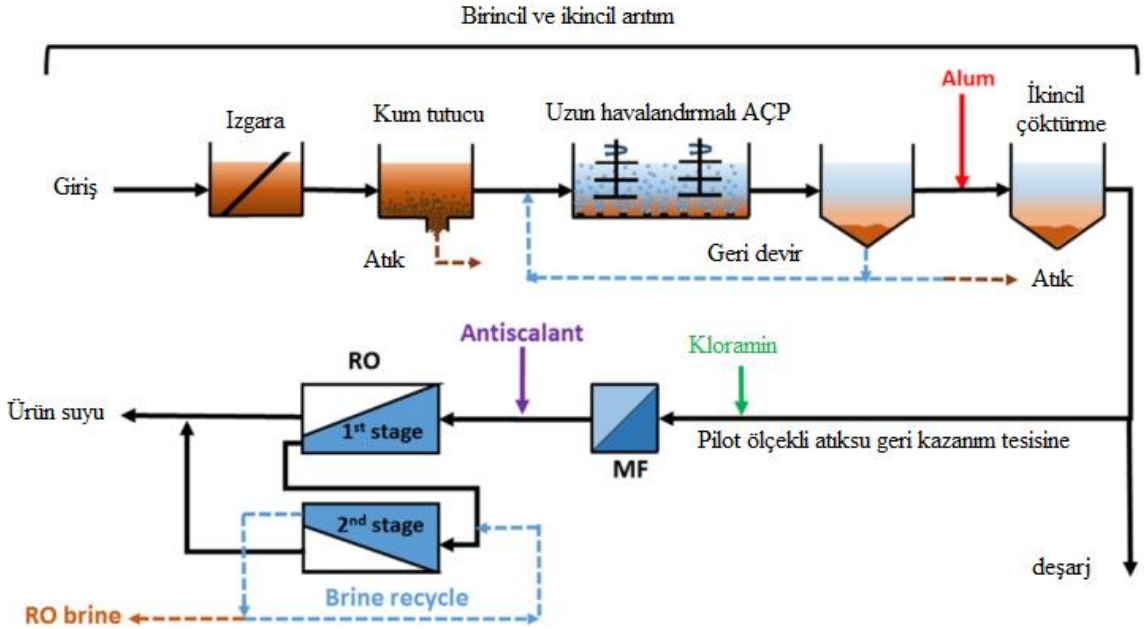
Aynı tesis için farklı bir çalışma yapılarak membranların pozisyonlarına göre tıkanma dereceleri belirlenmiştir (Tang vd., 2016). Biyolojik olarak arıtılmış sular iki kademeli RO prosesine verilmekte olup, her bir kademede seri bağlı 7 membran elementi (Şekil 2.16) bulunmaktadır. Membran prosesinde basınç yaklaşık 15,5 bar ve akı yaklaşık 44,5 LMH'dir. Bu akı nispeten yüksek olmakla birlikte tuz giderim verimi %99,6 ve su geri kazanım oranı da %75 olarak rapor edilmiştir. Yapılan çalışmada en baştaki membrandan en sona doğru gidildikçe hem organik hem de inorganik tıkanmanın azaldığı belirlenmiştir. Daha önce yapılan çalışmalardan farklı olarak, konsantrede inorganik artışı basınçlı kaplarda sonda bulunan membranlarda ilave bir inorganik birikime neden olmamıştır (Şekil 2.16). Fe, Ca ve Mg esas inorganikler olarak belirlenmiştir. RO girişinde düşük konsantrasyonda olmasına rağmen, Fe membran kirleticileri içerisinde en yüksek inorganik madde olarak tespit edilmiştir. Tesiste Fe giderimi için özel bir ön arıtma seçeneği bulunmamaktadır. Ca ve Mg kirlenmesi özel bir antiskalantla giderilmiştir. Organik birikim toplam birikimin %75-84,5'ini oluşturmakta olup, ikincil arıtma sularında bulunan kompleks organikler nedeniyle en önemli sorunu oluşturmaktadır.



Şekil 2.16. RO membran prosesinde membran yerleşimine ait akış diyagramı (Parantez içindeki değerler ilgili prosesteki su oranını göstermektedir) (Tang vd., 2016)

Litereatürde RO membranlarının tıkanmasının nedenleriyle ilgili olarak çelişkili bulgulara rastlamak mümkündür. Örnek olarak Tang vd. (2016) tarafından yapılan çalışmada biyolojik olarak arıtılmış evsel atıksuların RO prosesiyle geri kazanımında membran tıkanmasına neden olan kirleticilerin önemli bir kısmının organik maddeler olduğu vurgulanmakla birlikte, Sari ve Chellam (2016) tarafından yapılan çalışmada ise; biyolojik arıtımdan geçmiş suların alüminyum

sülfat ile koagülasyonundan sonra RO prosesine verilmekte ve RO membranları üzerinde inorganik birikimin dominant olduğu vurgulanmaktadır. Sari ve Chellam (2016) tarafından yapılan çalışmada gerçek ölçekli tesis çıkış sularına Al ilave edilmekte ve MF prosesi kullanılarak ön arıtım yapılmakta ve sonrasında da pilot ölçekli RO prosesine verilmektedir (Şekil 2.17). Biyolojik arıtımdan geçmiş suda TOK, $BOİ_5$ ve KOİ konsantrasyonları ortalama değerleri, sırasıyla, 6,3±0,5 mg/L, <2 mg/L ve 22,3±4 mg/L dir. Giriş atıksuyunda ortalama TDS, Ca ve sülfat konsantrasyonları ise sırasıyla, 1117 mg/L, 110 mg/L ve 143 mg/L'dir. Tesiste iki aşamalı KOCH HR-4040 RO membranları kullanılmakta olup, akı 19 LMH ve geri kazanım oranı %85'dir. ikinci aşamada konsantre geri döngüsü uygulanmaktadır. Membran üzerindeki Al birikiminin ön arıtımda koagülant olarak kullanılan Al'dan dolayı olduğu vurgulanmış olup, ayrıca antiskalantdan gelen fosfat nedeniyle kalsiyum ve fosfor bileşikleri de membran üzerinde gözlenmiştir. pH 11'de membranın EDTA ile yıkanmasıyla Al ve Ca un giderilerek membran akısının orijinal membrana yaklaştığı belirtilmiş olup, sitrik asit ile pH 4'de yıkamanın ise Ca bileşiklerini giderdiği fakat Al bileşiklerini gidermede yeteri kadar etkili olmadığı ve akının tam olarak geri kazanılamadığı belirtilmiştir (Çizelge 2.13).



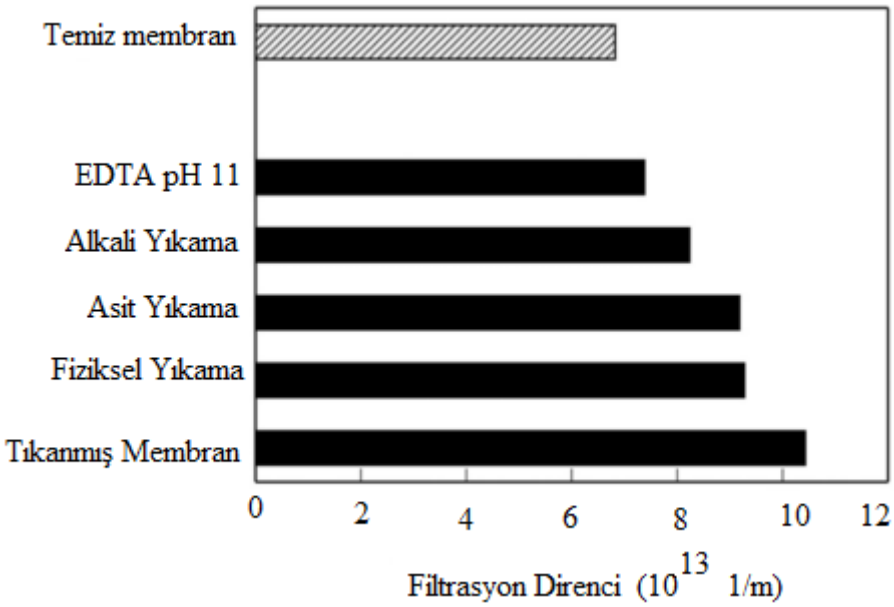
Şekil 2.17. Sari ve Chellam (2016) tarafından yapılan çalışmada atıksu arıtma tesisi çıkış sularının geri kazanımı amacıyla kullanılan RO proses akım şeması

Çizelge 2.13. Tıkanmış RO membranının temizlenmesinde farklı yıkama alternatiflerinin performansı (Sari ve Chellam, 2016)

	EDTA (pH 11)		Citric acid (pH 4)	
	1st stage	**2nd stage**	**1st stage**	**2nd stage**
Giderilen Al (mg/m^2)	16.0 ± 1.9	9.2 ± 2.1	9.8 ± 2.9	5.7 ± 1.8
Giderilen Ca (mg/m^2)	22.7 ± 3.3	7.1 ± 1.2	25.7 ± 5.4	7.6 ± 2.9
Akı geri kazanımı	98.1 ± 1.0	97.9 ± 0.4	91.0 ± 1.4	98.4 ± 1.0

Yukarıdaki örneklerde açıklandığı gibi atıksular uygun arıtım sonrasında başarılı bir şekilde RO prosesinden geçirildikten sonra geri kazanabilmelerine rağmen organik veya inorganik maddelerden dolayı tıkanma, uygulamaların sınırlı kalmasının asıl nedenlerinden biridir. Literatürde RO tıkanmasında organik veya inorganik maddelerin önemli rol oynadığını belirten

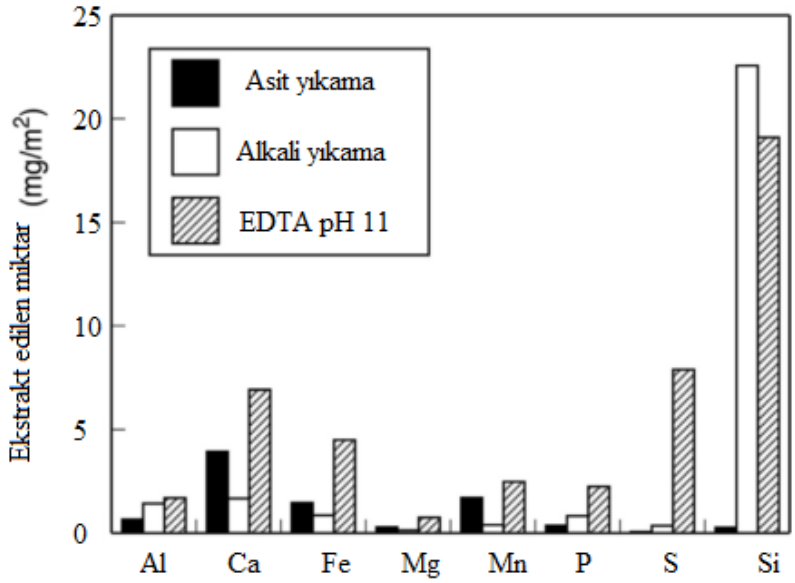
çalışmalar olmakla birlikte organik ve inorganik maddelerin birlikte çökelmesi, organiklerin yıkama ile giderimlerini daha da güçlendirdiklerine yönelik çalışmalar mevcuttur. Örnek olarak, Kimura vd. (2016) tarafından yapılan çalışmada MBR çıkış suları RO prosesinden geçirilmiş olup, yapılan çalışmada silikanın membran tıkanmasında önemli rol oynadığı ve silika ile organik maddenin birlikte bulunması durumunda membranlarda önemli derecede tıkanma meydana geldiği vurgulanmıştır. Dolayısıyla, organik madde ve silikanın birlikte bulunmasının sinerjistik bir etkiye sebep olduğu vurgulanmıştır. Silika ve organik maddenin dominant kirletici olduğu membranların yıkanmasında farklı kimyasallar kullanılmış olup, sonuçlar Şekil 2.18'de verilmiştir.



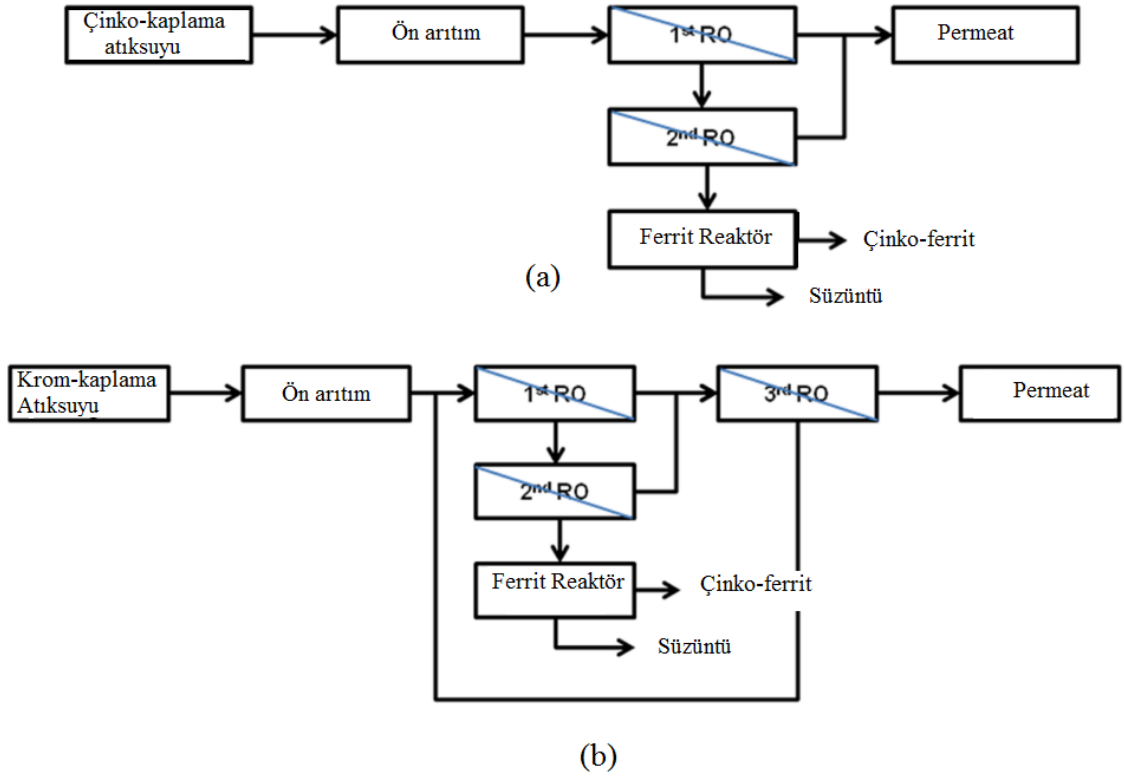
Şekil 2.18. Atıksuların RO ile filtrasyonunda tıkanan membranın yıkanmasında farklı kimyasalların performansı (Kimura vd., 2016)

Şekilden de görüldüğü gibi tıkanma neticesinde membran direnci önemli derecede artmış ve üç farklı kimyasal, tıkanmayı gidermek amacıyla kullanılmıştır. EDTA ve NaOH'ın birlikte kullanıldığı yıkama neticesinde en yüksek geri kazanıma ulaşılmış olup, bunun nedeni hem organiklerin hem de silika gibi inorganiklerin önemli oranda membran yüzeyinden temizlenmesidir. Asit ile temizleme aynı oranda etkili olmamış olup, benzer sonuçlar Çizelge 2.13'de verilen Sari ve Chellam (2016) tarafından yapılan çalışmada da elde edilmiştir. Ayrıca, farklı yıkama kimyasallarıyla ekstrak edilen inorganikler de kıyaslamalı olarak Şekil 2.19'da sunulmuş olup, EDTA ve alkali ile inorganikler daha iyi ekstrakt edilebilmiştir. Alkali EDTA ile organiklerin yıkanmasıyla birlikte inorganikler de kolaylıkla ekstrakt edilebilmiş ve membran permeabilitesi artmıştır.

Chung vd. (2014) tarafından yapılan başka bir çalışmada ise pilot ölçekli sistemlerde metal kaplama endüstrisi atıksularının arıtımı ters osmoz ve ferrit çökelmesiyle çalışılmıştır (Şekil 2.20). RO prosesiyle atıksu konsantre edilmiş ve daha sonra konsantreden de ağır metal geri kazanımı çalışılmıştır. Yapılan pilot ölçekli çalışmada; çinko içeren atıksular için tek geçişli, krom içeren atıksular için ise iki geçişli RO prosesinin yeterli olduğu görülmüştür. Atıksu girişinde çinko konsantrasyonu 40 mg/L iken konsantrede bu değer 583 mg/L'ye kadar artmıştır. Ferrit çöktürme işleminden sonra ikinci aşama RO konsantresinden %99,7 çinko geri kazanılabilmiştir. Yapılan fizibilite çalışmasından sonra lokal bir tesise prosesin gerçek ölçekli olarak kurulmasına karar verilmiştir.



Şekil 2.19. Atıksuların RO ile filtrasyonunda tıkanan membranın yıkanmasında farklı kimyasalların kullanılması durumunda ekstrakt edilen inorganik miktarlarının kıyaslanmaı (Kimura vd., 2016)



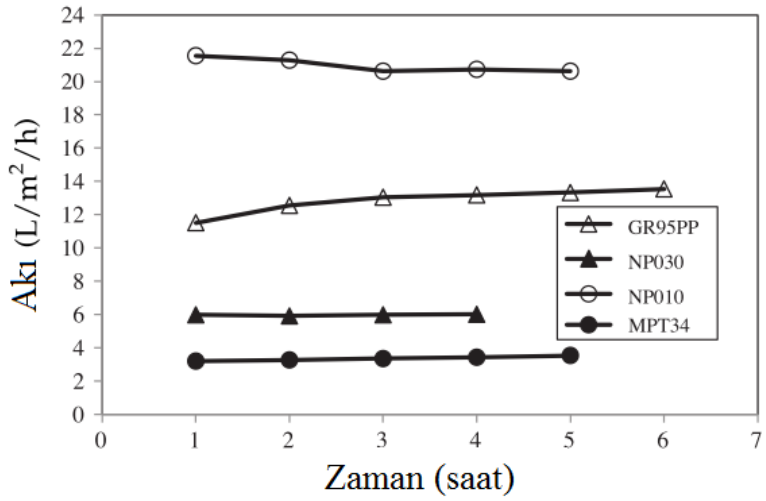
Şekil 2.20. Metal kaplama atıksularından RO-ferrit prosesiyle su ve metal geri kazanımı (a) çinko kaplama atıksuları, (b) Krom-kaplama atıksuları

Membran prosesi sadece su geri kazanımı için değil, aynı zamanda kimyasal geri kazanımı için de kullanılmaktadır. Bu amaçla ekstrem koşullarda (çok yüksek alkali ve asidik şartlar ve yüksek sıcaklık) çalışabilen nanofiltrasyon ve ters osmoz membranları ticari olarak geliştirilmiştir. Bu tür uygulamalar endüstride yoğun olarak kullanılmakla birlikte atıklardan materyal geri kazanımı son derece ilgi çekici ve üzerinde çalışma yapılan en önemli alanlardan biridir. Örnek olarak Varol vd. (2015) tarafından yapılan bir çalışmada bir kot tekstil fabrikasının merserize atıksularından kostik

geri kazanımı için alkali şartlara dayanıklı özel ticari membranlar ile nanofiltrasyon prosesinin kullanılabileceğini göstermiştir. Merserizasyon sırasında son durulama suyunda iletkenlik değerleri 150 mS/cm, TSS 1.600 mg/L, KOİ 8,5 g/L ve NaOH %67,5'e kadar çıkabilmektedir. Görüldüğü gibi NaOH miktarı oldukça yüksek olup, geri kazanımı son derece önemlidir. Bu amaçla bazik ortamlara dayanıklı hidrofilik PES NF membranlar (Microdyn-Nadir NP010, NP030 ve Koch MPT-34) 4 bar basınç altında laboratuvar ölçekli membran sisteminde denenmiştir. Elde edilen giderim ve filtrasyon performansları sırasıyla Çizelge 2.14 ve Şekil 2.21'de sunulmuştur.

Çizelge 2.14. Merserizasyon atıksularından kostik geri kazanımında UF ve NF membranların kıyaslanması (Varol vd., 2015)

Membran	KOİ Giderim (%)	Renk Giderim (%)	Akı ($L/m^2/h$)	Permeat NaOH (g/L)	Geri kazanılan NaOH (%)
GR95PP (UF)	83.8	93.9	13.6	32	99
NP030 (NF)	90.5	98.5	6.0	32	99
NP010 (NF)	92.4	97.7	20.6	32	99
MPF34 (NF)	97.2	99.7	3.6	41	100



Şekil 2.21. Merserizasyon atıksularından kostik geri kazanımında farklı NF membranlarının akı kıyaslanması (Varol vd., 2015)

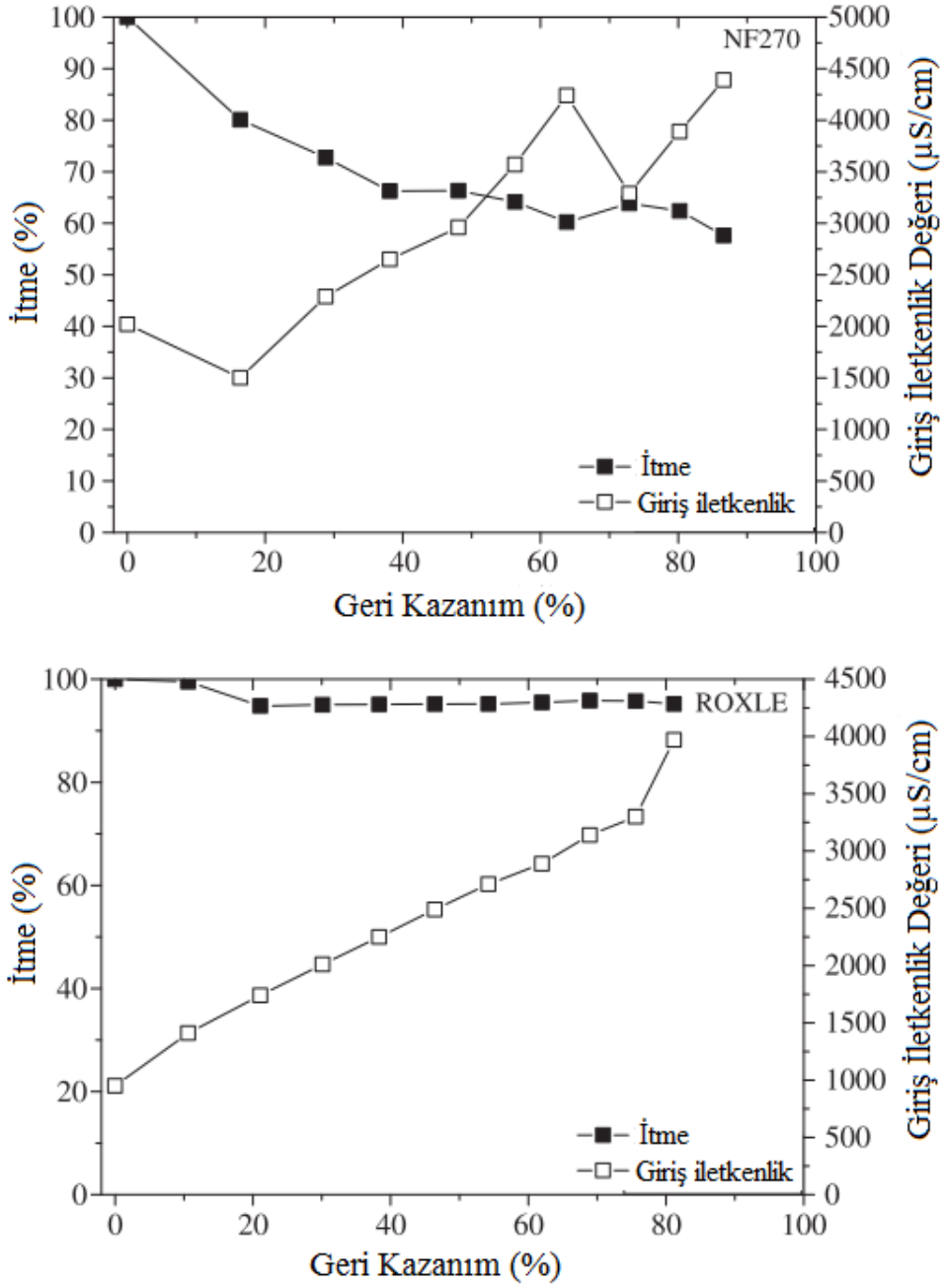
Bununla birlikte tekstil endüstrisi atıksularının geri kazanımına yönelik birçok çalışma yapılmıştır. Örnek olarak Liu vd. (2011) tarafından yapılan çalışmada RO ve NF membranları biyolojik olarak arıtılmış suların geri kazanımı amacıyla kıyaslanmıştır. Bu amaçla BW30 ve NF90 membranları kıyaslanmıştır. Çalışmada kullanılan biyolojik olarak arıtılmış suda KOİ konsantrasyonu yaklaşık 100 mg/L ve iletkenlik değeri ise 2.000 µS/cm dir. BW30 ve NF90 ile iletkenlik tutma performansları, sırasıyla, %99 ve %87,9 olmuştur. Yapılan çalışmada BW30 kullanımı durumunda tuzluluk giderimi hacim konsantrasyon faktörünün 4 olması (su geri kazanımı %75) durumunda %99'da kalmıştır. Sonuç olarak yapılan çalışmada NF ve RO filtrasyonun KOİ, tuzluluk ve renk gideriminde etkili bir şekilde kullanılabileceği gösterilmiştir. Yapılan çalışmaya ait sonuçlar ayrıca Çizelge 2.15'de özetlenmiştir.

Çizelge 2.15. Biyolojik olarak arıtılmış tekstil atıksularının geri kazanımında NF ve RO membranlarının kıyaslanması (Liu vd., 2011)

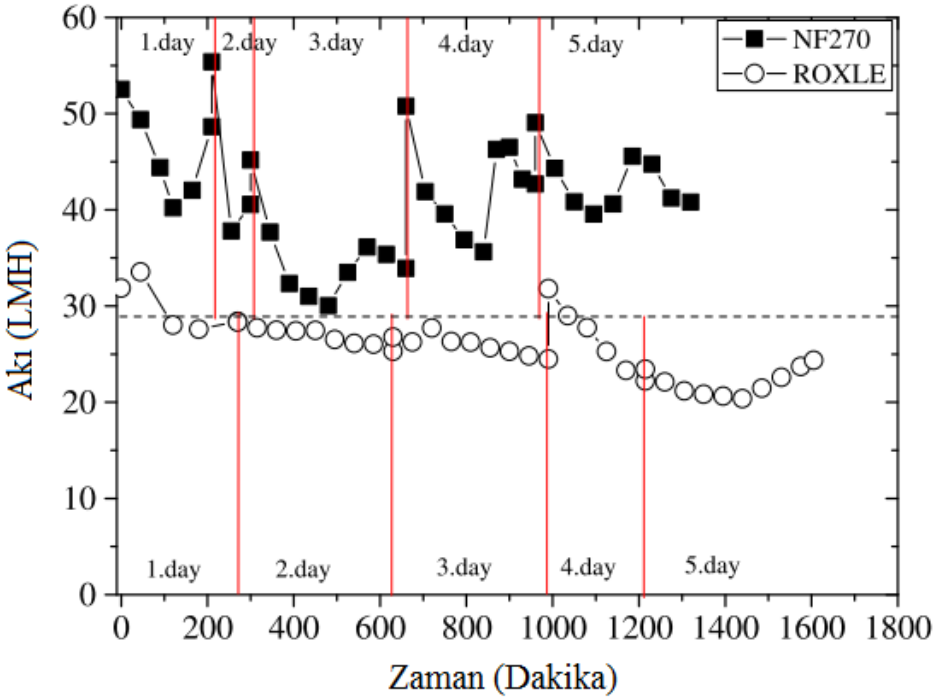
VCF	Stabil Akı (LMH)		Permeat KOİ (mg/L)		Permeat İletkenlik (µS/cm)	
	BW30	NF90	BW30	NF90	BW30	NF90
1.0	24.6	45.5	8.6	3.4	16.5	245
1.5	22.5	42.6	9.2	4.2	28.5	398
2.0	18.8	39.7	11.8	6.1	38.0	586
2.5	15.9	36.5	16.5	9.3	48.5	918
4.0	14.8	32.5	22.6	13.5	76.0	1580

Başka bir çalışmada ise Kurt vd. (2012) pilot ölçekli olarak NF ve RO prosesleriyle tekstil atıksularının filtrasyonunu çalışmıştır. Bu amaçla, NF-270 ve RO-XLE membran performanslarını farklı işletme koşullarında kıyaslamalı olarak incelemiştir. Sürekli işletim koşullarında NF ve RO membranları için ortalama akılar 42 LMH ve 26 LMH olarak belirlemişlerdir. Farklı geri kazanım oranlarında NF ve RO membranları için iletkenlik itme verimleri Şekil 2.22'de sunulmuştur. NF ve RO prosesleri sırasıyla 6 bar ve 20 bar'da işletilmiştir. Görüldüğü gibi geri kazanım oranı arttıkça iletkenlik itme verimi azalmakla birlikte %80 geri kazanım oranında NF270'de %60'lara düşmüş, RO-XLE'de ise %80 su geri kazanımında dahi iletkenlik itme verimi her zaman %95'in üzerindedir. Sürekli filtrasyon modunda akı değişimleri ise Şekil 2.23'de verilmiştir. NF-270 için başlangıç akı değeri 53 LMH olup, akı 5 gün içerisinde fiziksel yıkama sonrası 41 LMH değerine düşmüş olup, yaklaşık %23 irreversible tıkanma olduğu belirtilmiştir. RO membranda ise akı değeri 32 LMH'den 24 LMH değerine düşmüş olup, 5 gün içerisinde geri dönüşümsüz tıkanma nedeniyle %25 lik bir akı kaybı söz konusudur.

Membran prosesiyle su geri kazanımına ilave olarak faydalı ürünlerin geri kazanımına örnek başka bir çalışma ise Capar (2012) tarafından yapılmıştır. Bu çalışmada NF ile koza pişirme atıksularından serisin proteininin geri kazanımının mümkün olacağı gösterilmiştir. Dolayısıyla NF ve RO prosesleri hem su hem de ürün geri kazanımında kullanılabilecek prosesler olup, oluşan konsantrenin uygun şekilde bertarafı ve yönetimi önem kazanmaktadır.



Şekil 2.22. Tekstil endüstrisi atıksularının geri kazanımı amacıyla NF ve RO ile filtrasyonunda tuz itme performansının su geri kazanım oranıyla değişimi (Kurt vd., 2012)



Şekil 2.23. Tekstil endüstrisi atıksularının geri kazanımı amacıyla NF ve RO ile filtrasyonunda akı değişimi (Kurt vd., 2012)

2.3.2. İleri osmoz (FO) prosesleri

Birçok ülkede kıyı bölgelerin gelişmesi nedeniyle, 1 milyondan 10 milyona kadar nüfusa sahip şehirlerin beşte ikisi kıyı şeridinde bulunmaktadır (Tibbetts, 2002). Dahası, dünyanın en büyük 17 kentinin 14'ü sahil boyunda yer almaktadır. 2025 yılında 3 milyardan fazla kişi su kıtlığı ya da su sıkıntısı yaşayacaktır. Dünyadaki suyun %97'den fazlası deniz suyu olduğundan, desalinasyon teknolojisi, özellikle kıyı bölgelerinde tatlı su krizini çözme potansiyeline sahiptir. Mevcut yüksek basınçlı RO gibi geleneksel desalinasyon teknolojileri genel olarak yüksek enerji gerektiren proseslerdir. Benzer olarak atıksuların geri kazanılmasında RO proseslerinin kullanımında da enerji gereksinimi yüksek olabilmektedir. Bu nedenle, artan küresel nüfus için ekonomik bir şekilde su temini sağlayacak, kalitesi bozulmuş su kaynaklarından suyu geri kazanabilecek daha az enerjiye ihtiyaç gösteren proseslere ihtiyaç duyulmaktadır (Valladares Linares vd., 2014).

İleri osmoz (FO), su arıtım uygulamaları ile ortaya çıkan bir membran teknolojisidir. İşlemi yürütmek için harici bir hidrolik basınç hemen hemen hiç gerekli değildir. Potansiyel FO uygulamaları seçilen besleme ve çekme çözeltileri ile su kalitesi hedeflerinin bir fonksiyonudur. FO'da su, daha düşük bir osmotik basınç besleme çözeltisinden (FS) daha yüksek bir osmotik basınç çekme çözeltisine (DS) ekstrakte edilir. Süreç, yarı geçirgen bir membranın her iki tarafındaki iki sulu çözelti arasındaki osmotik basınç farkıyla yönlendirilir ve proses sırasında FS konsantre olurken, DS seyrelmektedir (Valladares Linares vd., 2014).

FO prosesinde membran tıkanma sorunu RO prosesine kıyasla daha azdır. Çünkü FO işleminde tıkanmaya sebep olacak maddeleri basınçla membrana doğru itme ve sıkıştırma söz konusu değildir. Membrandan akış sadece osmotik basınç farkına yani tuz konsantrasyonuna bağlıdır ve bu nedenle kapsamlı bir ön muamele ihtiyacını da azaltır. FO ve RO sistemlerinin aynı hidrodinamik çalışma koşulları (örn. başlangıç süzüntü akısı ve çapraz akış hızı) ve besleme suyu özellikleri (ör. pH, iyonik kuvvet ve kalsiyum konsantrasyonu) altında tıkanma davranışlarının karşılaştırılması için yapılan deneylerde, FO ve RO'nun tıkanma tabakalarının önemli derecede

farklı olduğu görülmüştür. Kalsiyum bağlanması, süzüntü direnci ve hidrodinamik kesme kuvveti, FO membranının yüzeyindeki tıkanma tabakasının gelişimini yönlendiren başlıca faktörlerdir (Mi ve Elimelech, 2008).

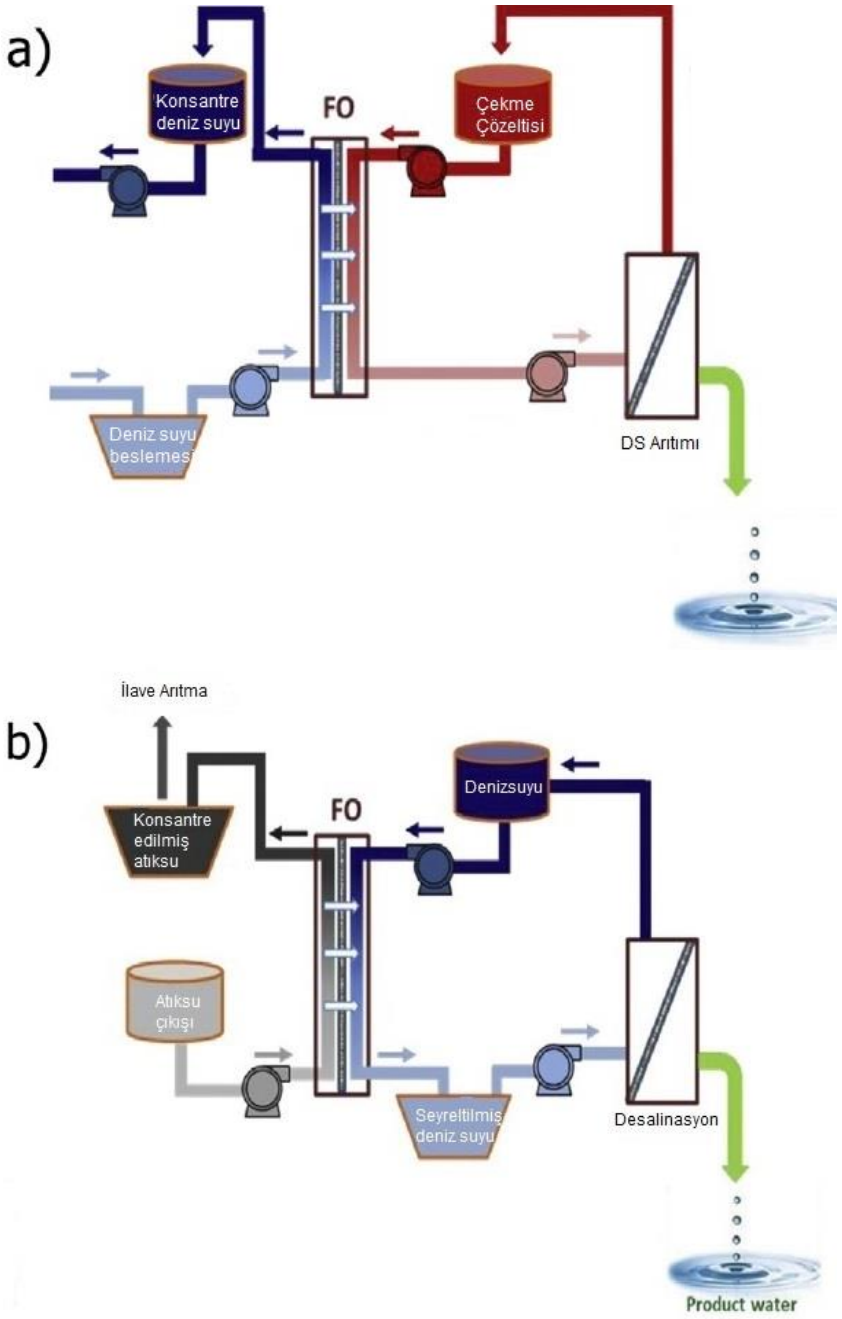
Araştırmalar deniz suyunun desalinasyonu da dahil olmak üzere çeşitli uygulamalar için hibrit ileri osmoz/düşük basınçlı ters osmoz (FO/LPRO) sistemlerinin, kalitesi bozulmuş su kaynaklarından temiz su üretiminde maliyeti ve tıkanma eğilimini azaltmak için (Chang vd., 2002; Achilli vd., 2009; Boo vd., 2013) bir potansiyel olduğunu tespit etmiştir (Choi vd., 2009). Son zamanlarda yapılan çalışmalar desalinasyonda kullanılan düşük basınçlı FO/LPRO sistemlerinin düşük maliyetle ve yüksek kalitede temiz su üretiminde önemli bir potansiyel olduğunu göstermiştir (Cath vd., 2009; Yangali-Quintanilla vd., 2011).

Su üretimi ve su arıtma endüstrisinde FO ile ilgili başlıca iki dizi uygulama vardır (Zhao vd., 2012) ; (i) desalinasyon ve (ii) suyun yeniden kullanımı (Şekil 2.24). Her iki uygulama türü için özel uygulamalar ve mevcut durum aşağıda açıklanmıştır.

Şekil 2.24. Su arıtma endüstrisinde ileri osmoz uygulamaları iki ana alanda toplanmıştır: suyun tuzdan arındırılması (solda) ve suyun yeniden kullanılması (sağda) (Valladares Linares vd., 2014)

2.3.2.1. FO ile desalinasyon uygulamaları

İki adet FO desalinasyon yaklaşımı vardır: i) doğrudan FO desalinasyonu ve ii) dolaylı FO desalinasyonu. Şekil 2.25 'de işlemlerin genel akışı açıklanmaktadır.



Şekil 2.25. Suyun tuzdan arındırılması için iki ileri osmoz sürecinin düzeni: (a) doğrudan ve (b) dolaylı (Valladares Linares vd., 2014)

Doğrudan Desalinasyon

Doğrudan FO desalinasyon konsepti, tatlı suyun bir tuzlu sudan (deniz suyu veya tuzlu su) doğrudan özümlendiği diğer geleneksel membran temelli desalinasyon proseslerine (örn., ters osmoz, nanofiltrasyon) benzerdir. Direkt FO desalinasyonunda tuzlu su; besleme çözeltisi (FS) ve osmotik reaktif olarak kullanılır. Bu konuda patentler, laboratuvar testleri (Choi vd., 2009) proses modellemeleri ve pilot ölçekli testler gibi çeşitli FO çalışmaları yapılmıştır. Çizelge 2.16'da doğrudan FO desalinasyonu ile ilgili en son çalışmalar/patentler gösterilmektedir (Valladares Linares vd., 2014).

Çizelge 2.16. Son yirmi yılda bildirilen doğrudan FO desalinasyon araştırmalarına genel bakış (Valladares Linares vd., 2014)

Yıl	Besleme Çözeltisi	Çekme Çözeltisi	Statü
1992	Tuzlu Su	Şeker Kamışı	Patent
2002	Deniz Suyu	KNO_3, SO_2 ve NH_4NO_3	Patent
2005-2011	NaCl (0,05-2 M)	Amonyak-Karbondioksit Çözeltisi (Amonyum bikarbonat ve amonyum hidroksit)	Laboratuvar ölçekli, Pilot ve Patent
2006	-	Magnetoferritin Parçacıkları	Patent
2010	Kirli Su	Çapraz Bağlı Süper Emici Polimer	Patent
2011-2013	NaCl (0,034 M)	İyonik Polimer Hidrojelleri	Laboratuvar ölçekli
2011	Sentetik Deniz Suyu	Hidrofilik Nanopartiküller	Laboratuvar ölçekli
2012	B.W.	Çift Değerlikli Tuzlar (Na_2SO_4 veya $MgSO_4$ gibi)	Laboratuvar ölçekli
2012	Deniz suyu ve B.W.	Bulanma Noktası Çözünenleri (Poli etilen glikoller gibi)	Patent
2012	Deniz suyu, B.W. ve kirli su	Retrograd Çözünebilir Çözeltiler	Pilot ve Patent
2013	NaCl (0,034 M)	Sıcaklığa Duyarlı Yarı-Geçişen Ağlı Hidrojeller	Laboratuvar ölçekli
2013	NaCl (0,086 M)	$CuSO_4$	Laboratuvar ölçekli
2013	Tuzlu su ve sentetik deniz suyu	Sıcaklığa Duyarlı Manyetik Nanopartiküller	Laboratuvar ölçekli
2013	Sentetik B.W.	NaCl (0,2-1 M)	Laboratuvar ölçekli

B.W.: Brackish Water

Doğrudan desalinasyon prosesi, en çok çalışılan proseslerden biridir. Bu proseste çekme çözeltisi olarak amonyak-karbon dioksit çözeltisinin kullanımı, tatlı suyun geri kazanılması ve osmotik ajanın yeniden üretilmesi için bir termal proses içermektedir (McCutcheon vd. 2005; Cath vd., 2006; McCutcheon vd., 2006). 6,0 M amonyak karbon-dioksit çekme çözeltisi ve 0,05 M NaCl besleme çözeltisi kullanıldığında 36 LMH su akısının elde edilebileceği gösterilmiştir (Gray vd., 2006). Başka bir araştırmada, bu prosesin çalışma gereksinimlerinin geleneksel desalinasyon teknolojilerine göre çok daha az olduğugörülmüştür (%72'den %85'e kadar değişen enerji tasarrufları sağlanmıştır) (McGinnis ve Elimelech, 2007). Araştırmacılar, doğrudan desalinasyon deneylerinde çekme çözeltisi olarak amonyum bikarbonatı kullanıp konsantrasyon polarizasyon etkisini incelemişlerdir ve ileri osmozun tuzlu sudan suyun geri kazanılması için uygulanabilir bir teknik olduğu sonucuna varmışlardır (Valladares Linares vd., 2014).

Doğrudan FO desalinasyonda aynı zamanda daha kolay ve daha sürdürülebilir bir çekme çözeltisi rejenerasyonu için farklı yeni çekme çözeltileride kullanılmıştır. Genel olarak, uygun bir DS; yüksek osmotik basınçlı, düşük maliyetli, toksik olmayan, kolayca ayrılabilir, tekrar kullanılabilir ve çevre dostu olmalıdır. Bu bağlamda yapılan çalışmaların birinde karbon dolgu maddesi parçacıklarına sahip özel hidrojeller FO membranının su akısını arttırmak için DS'ye dahil edilip

kullanılmış ve en yüksek DS konsantrasyonu için akı yaklaşık 12 LMH olarak elde edilmiştir. FO işlemi için DS olarak kullanılan hidrojel üzerine yapılan bir başka çalışmada, hidrojellerin termal rejenerasyonu ile daha düşük akılar gözlenmiştir. Hidrofilik nanoparçacıkların kullanımı ile besleme çözeltisi olarak sentetik deniz suyunda 6 LMH'den biraz daha yüksek bir su akısı elde edilmiştir. Bu çalışmada, UF ile DS rejenerasyonunda %92,7'lik bir DS geri kazanım sağlanmıştır. Son zamanlarda, tuzlu suyun desanilasyonu sırasında Na_2SO_4 gibi iki değerlikli tuzlar kullanılarak 8-10 LMH aralığında akılar elde edilmiş olup DS geri kazanımı (nanofiltrasyon ile) %98 oranında gözlenmiştir. Doğrudan FO desalinasyonu için araştırılan çekme çözeltilerinin çoğu maliyetleri, üretebildikleri maksimum su akısı veya rejenerasyon adımının nispeten düşük verimliliği nedeniyle ticari olarak uygulanabilir değildir (Valladares Linares vd., 2014).

Modern Water, doğrudan FO desalinasyonu yoluyla tuzdan arındırılmış su üretmek için FO'yu kullanmaktadır. Doğrudan deniz suyu desalinasyonu için ticari bir FO tesisi bulunan dünyadaki tek şirkettir (Al Najdah, Oman). Prosesin azaltılmış kimyasal tüketimi, tıkanmaya dirençli membranlar kullanılması ve daha düşük karbon ayak izine sahip olması nedeniyle RO teknolojilerine kıyasla FO prosesi işletme ve sermaye maliyetlerinde önemli derecede tasarruflar sağlamıştır (Modern Water, 2013). Bu faydalar esasen, bir ön arıtma basamağı olarak FO'nun kullanılmasından dolayı RO membran tıkanıklığının azaltılması ile ilgilidir.

Doğrudan FO desalinasyonuda RO desalinasyon prosesine benzer şekilde bir ön arıtmaya ihtiyaç duyar. Şimdilik doğrudan FO desalinasyonu işleminde doğal deniz suyu kullanılan çok az araştırma yapılmıştır. Bu nedenle tıkanma eğilimi yeterince incelenmemiştir (Valladares Linares vd., 2014).

Dolaylı Desalinasyon

Dolaylı desalinasyon işleminde çekme çözeltisi olarak yüksek tuzluluk oranına sahip sular kullanılır ve besleme suyu olarak atıksu çıkışları gibi kalitesi bozulmuş su kaynakları (Valladares Linares vd., 2013) veya kentsel yağmur suyu kullanılır. Deniz suyu ve acı sular dolaylı tuzdan arındırma prosesi için potansiyel bir DS'dir.

Kıyı kentleri ile bağlantılı olarak atıksu arıtımı ve deniz suyu desalinasyonu entegre edilerek FO sürecinin umut verici rolü gösterilmiştir (Valladares Linares vd., 2013). Bu çalışmalar (özellikle de FO'da birincil çıkışların FS olarak kullanılması), konvansiyonel arıtma sonrası çıkış suyunun ileri arıtımında FO'nun kullanılabileceğini göstermiştir. FO prosesi kullanılarak konsantre edilmiş atıksu bir anaerobik proses ile daha az maliyetli bir atıksu arıtımı için fırsat sağlayabilir (Valladares Linares vd., 2014).

Dolaylı desalinasyon deneyleri ile FO membranlarının atıksudaki kimyasal oksijen ihtiyacını ve fosfatı giderme yetenekleri gösterilmiştir. Azot bileşiklerinin giderimi ise orta derecede gerçekleşmiştir. Buna ek olarak Valladares Linares vd. (2013) bu prosesi deniz suyunun dolaylı desalinasyonu için birincil bir arıtmaya adaptasyonunu mümkün kılmışlardır. Bu çalışma ayrıca FO membranlarında atıksuyun içinde bulunan ağır metallerinde (~%98) çok yüksek düzeyde giderildiğini göstermiştir. FO membranının tıkanma tabakasındaki fraksiyonel organik karbon bileşiminin analizi yapıldığında, tıkanmanın esasen biyopolimerler ve protein benzeri maddeler tarafından oluşturulduğu gözlenmiştir. Bununla birlikte, FO prosesinde atıksuyun ön arıtımı incelenmemiştir. Bunun nedeni muhtemelen, FO'nun çoğunlukla atıksuyun konsantre edilmesi için bir ön arıtma adımı olarak kullanılması ve konsantre atıksudan biyogazları veya diğer değerli bileşenleri geri kazanmak için kullanılabilecek bir katma değer olduğu düşünülmektedir (Valladares Linares vd., 2014).

FO sistemi düşük basınçlı bir RO sistemi ile birleştiğinde; hibrit prosesin farmasötik bileşikler, hormonlar ve diğer organik mikrokirleticilerde dâhil olmak üzere seçilen mikrokirleticilere karşı bir çift bariyer olarak çalıştığı tespit edilmiştir. Uygulama koşullarında, ikincil arıtma çıkışları besleme çözeltisi, deniz suyu ise çekme çözeltisi olarak kullanıldığında, FO membranları mikrokirleticilerin çoğunu giderebilmiştir. Şöyle ki hidrofilik nötral bileşikler için giderim %44-95 seviyelerinde, hidrofobik nötral bileşikler için giderim %48-92 seviyelerinde ve hidrofilik iyonik mikrokirleticiler için ise %96-99 seviyelerinde yüksek bir giderim elde edilmiştir. Düşük basınç RO ile birleştirilen FO, düşük molekül ağırlıklı hidrofilik nötral mikrokirleticilerin %89'dan daha fazlasının giderilmesinde etkili olmuştur (Valladares Linares vd., 2011).

2.3.2.2. Suyun yeniden kullanımında FO uygulamaları

Düşük kalitedeki suların arıtılması ve yeniden kullanımı için çoğu FO yaklaşımı, yukarıda açıklanan doğrudan deniz suyu desalinasyonu yöntemine benzer olarak çalışmaktadır. Düşük kaliteli su arıtımı ve yeniden kullanımı için FO uygulamaları Çizelge 2.17'de vurgulanmaktadır.

Çizelge 2.17. Düşük kaliteli su ıslahında ve arıtımında kullanılan FO yaklaşımlarına genel bakış (Valladares Linares vd., 2014)

Besleme Suyu	**Çekme Çözeltisi**	**Proses Konfigürasyonu**	**FO membran Materyalleri**	**Membran Modülü ve Test Statüsü**	**Prosesin Amacı**
Ham Kanalizasyon	NaCl çözeltisi	FO-MD	CTA	Düz Tabaka-Lab. Ölçek	Doğrudan kanalizasyondan temiz su eldesi
Anaerobik Olarak Çürütülmüş Çamur Konsantresi	MgCl çözeltisi	FO-MD	CTA	Düz tabaka-Lab. Ölçek	Su ve fosfor giderimi
İkincil Atıksu Çıkışı	NaCl çözeltisi	FO-MD	CTA	Düz Tabaka, Parelel Tabaka ve Çerçeve Modülü, Lab. Ölçek	İçilebilir su üretimi, doğal enerjinin kullanılması
Aktif Çamur Çözeltisi	$MgSO_4$, $NaSO_4$, $ZnSO_4$, NaCl çözeltisi	OsMBR	TFC NF, TFC RO ve CTA FO membranlar	Düz Tabaka-Lab. Ölçek	Su arıtımı ve geri kullanımı
Evsel Atıksu	NaCl/$MgSO_4$ çözeltisi	OsMBR	CTA	Düz Tabaka-Pilot Ölçek	Aktif çamurdan su ıslahı
WWTP Aşı Çamuru-Sentetik Atıksu	NaCl çözeltisi	Batık OsMBR	CTA	Düz Tabaka-Lab. Ölçek	Evsel atıksu arıtımı için anoksik / aerobik ve FO proseslerini oluşturan pilot sistem
Aktif Çamur	NaCl çözeltisi	Batık OsMBR	TFC	Hollow Fiber-Lab. Ölçek-Batık Modül	Atıksudan su ıslahında uzun vadeli OMBR testi
Sentetik Atıksu	NaCl çözeltisi	OsMBR-RO	CTA	Düz-tabaka, Lab. Ölçek, Batırılmış Levha ve Çerçeve Modül	Aktif çamurdan su ıslahı

Besleme Suyu	Çekme Çözeltisi	Proses Konfigürasyonu	FO membran Materyalleri	Membran Modülü ve Test Statüsü	Prosesin Amacı
WWTP Aşı Çamuru-Sentetik Atıksu	Doğal Deniz suyu	FO-SBR-LPRO	CTA	Düz-Tabaka, Lab. Ölçek, Dalgıç Plaka-Çerçeve modülü	Atıksudan su ıslahı, içilebilir su üretimi
Aktif Çamur	Sentetik RO deniz suyu (tuzlu su)	Tekli FO	CTA	Düz Tabaka-Lab. Ölçek	Atıksudan su ıslahı ve içilebilir su üretimi
Yüksek Nitrüentli Çamur	EDTA sodyum tuzu	FO-NF	CTA	Düz Tabaka-Lab. Ölçek	Çamur kalınlaştırma, çürütme ve susuzlaştırma
Sentetik Boya Atıksuyu	Poli (akrilik asit) sodyum tuzu çözeltisi	FO-MD	CA	Hallow Fiber-Lab. Ölçek	Boya atıksuyu arıtımı ve temiz geri kazanım
Ağırmetalle kirletilmiş Sentetik Endüstriyel Atıksu	NaCl çözeltisi	FO-RO	CTA	Düz Tabaka-Lab. Ölçek	Endüstriyel atıksudan ağır metal giderimi
Sentetik yağ-su Emisyonu	NaCl çözeltisi	Tekli FO	TFC	Düz Tabaka-Lab. Ölçek	Yağlı atıksudan su arıtımı ve ıslahı
Sondaj Atıksuyu	NaCl çözeltisi	FO / RO Kapalı Döngü Sistemi	CTA	Düz Tabaka-Spiral Sarım Modülü-Endüstriyel Pilot Ölçekli	Petrolsahası atıksuyu ıslahı
Petrol/Doğalgaz prosesinden üretilen su	NH_4HO_3 çözeltisi	FO-Termal Distilasyon	CTA	Düz-Tabaka-Mekanik Olarak Geliştirilmiş Dairesel Raylı Sistem FO Modülü-Pilot Ölçek	Petrol ve / veya doğalgaz operasyonlarından arıtılılarak su üretimi
Kaya Gazı Sahasından Sondajlanmış Atıksu	NaCl çözeltisi	Tekli FO	CTA	Düz levha, Plaka ve Çerçeve Modülü, Lab. Ölçeği	Petrol ve gaz opreasyonlarındançık an sondaj çamurunun ve atıksuyun arıtımı
Kaya Gazı Sahasından Üretilen Su	NH_3/CO_2 çözeltisi	FO- Termal Distilasyon-RO	TFC	Düz Tabaka-Spiral Sarım Modülü-Pilot Ölçek	Doğal gaz çıkarma operasyonlarından Frac geri tepmesi ve su üretimiyle su ıslahı
Konsantre RO deniz suyu	NaCl çözeltisi	FO-RO	CTA	Düz Tabaka-Lab. Ölçek	ZLD için RO tuzlusuyunun arıtılması
Tuzlu Su veya Bozulmuş Kaliteli Su	Suni gübre çözeltisi	FO-Sulama	CTA	Düz Tabaka-Lab. Ölçek	Sulama için su ıslahı ve yeniden kullanımı
Sentetik Atıksu	NaCl çözeltisi	OsMFC	CTA	Düz Tabaka-Lab. Ölçek	Atıksu arıtımı, su ekstrasyonu ve biyoelektrik üretimi.

Besleme Suyu	Çekme Çözeltisi	Proses Konfigürasyonu	FO membran Materyalleri	Membran Modülü ve Test Statüsü	Prosesin Amacı
Kanalizasyon	Deniz suyu	Yüzebilir FO Çevirme	CTA	Düz Tabaka, FO membran Ekli Şeffaf plastik Torba, Pilot ölçek	Atıksu arıtımı, biyoenerji üretimi

2.3.2.3. Atıksudan su geri kazanımında FO kullanımı

Kentsel atıksu arıtma tesislerinde su geri kazanımı için membran distilasyonu (MD) işlemi ile entegre FO uygulanmıştır. Xie vd. (2013) tarafından yapılan bir çalışmada; %80'e kadar geri kazanım oranında kararlı bir su akısına ulaşılmıştır. FO, çoğu organik kirleticinin orta ila yüksek derecede giderimlerini sağlamıştır. Bununla birlikte bu hibrit proses ile neredeyse kirletici kalıntıların tamamı giderilmiştir.

Hem biyolojik olarak aktif çamur prosesini hem de membran filtrasyonunu içeren membran biyoreaktörler (MBR), birçok atıksu türünün arıtımında en yaygın uygulanan teknolojilerden biri haline gelmiştir. FO ve MBR'nin entegrasyonu geleneksel MBR'deki enerji tüketimini azaltabilir. Yeni FO-MBR veya osmotik MBR (OsMBR) çalışmaları son beş yıl içinde başlatılmıştır. OsMBR prosesi, basınçlı membran prosesindeki enerji maliyetini düşürmekle kalmaz aynı zamanda havalandırma ile tıkanma kontrolü ile daha stabil bir akı ve kirleticilerin güvenilir şekilde arıtımını sağlar. FO işlemi ayrıca aktif çamurun susuzlaştırılması için kullanılmıştır. EDTA sodyum tuzu, çamurun susuzlaştırılması için olası bir DS olarak test edilmiştir. Çamurdaki nütriyentler FO işlemi ile başarılı bir şekilde giderilmiştir (Valladares Linares vd., 2014).

2.3.2.4. Endüstriyel atıksuların FO ile yeniden kullanımı

Düşük kalitedeki su arıtımının ve rejenerasyonunun bir diğer önemli kısmı endüstriyel atıksulardır. ABD'deki bir firma, tekstil ve halı fabrikaları tarafından üretilen atıksuyun geri kazanımını sağlayan ileri osmoza dayalı bir sistemi başarıyla pilot ölçekli olarak işletmiştir. Başka bir FO uygulaması ise, endüstriyel atıksulardan veya bozulmuş kaliteli sudan ağır metalleri gidermektir. Hidrodinamik koşulların, organik kirlilik, sıcaklık, besleme ve çekme çözeltisi özelliklerinin etkileri incelenmiştir. FO membranları, test edilen metallerin (ör., Pb, Zn, Cu, Cd) hemen hemen tamamını gidermiş ve bu da endüstriyel atıksu arıtımı için uygun ve ekonomik bir yöntem olma potansiyelini göstermiştir (Valladares Linares vd., 2014).

Günümüzde, endüstriyel atıksu arıtımına yönelik FO uygulamaları, üretilen suyun petrol ve gaz endüstrisinden arıtılması ve ıslah edilmesine yöneliktir. Laboratuvar ölçekli testlerde, emülsiyonlaşmış yağ-su ayırımı için FO prosesinin etkinliği gösterilmiştir. Benzer araştırmalar ve uygulamalar, bireysel araştırma ekipleri ve şirketler tarafından farklı membran malzemeleri, membran modülleri, çekme çözeltileri ve proses yapılandırmaları kullanılarak yürütülmektedir (Valladares Linares vd., 2014).

2.3.3. Elektrodiyaliz/ters elektrodiyaliz

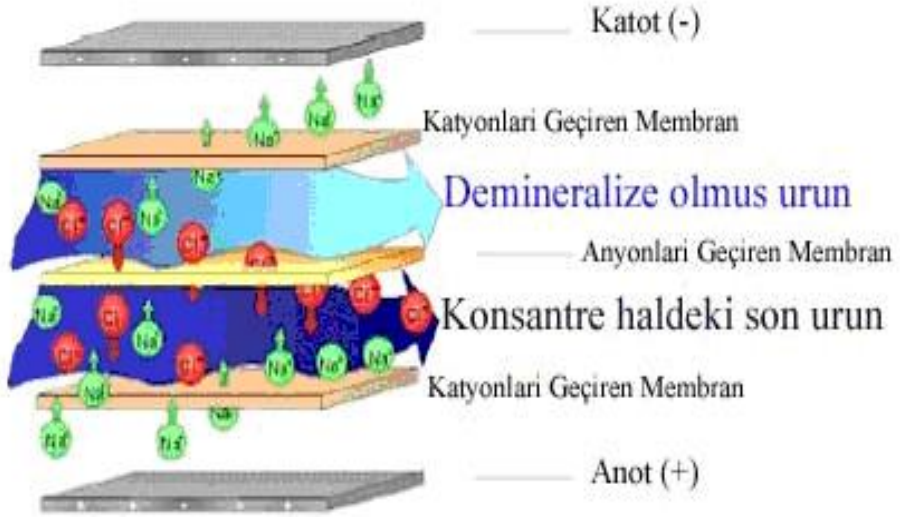
Elektrodiyaliz/Ters elektrodiyaliz (ED/EDR) en yaygın kullanılan ikinci membran bazlı desalinasyon teknolojisidir (Quist-Jensen vd., 2015). Acı sulardan içme suyu elde edilmesinde 50 yıldan uzun süredir kullanılmaktadır (Strathmann, 2010). Ayrıca ED prosesi önemli ölçüde

modifiye edilmiştir ve sürekli elektron-iletkenleştirme, difüzyon diyalizi veya kapasitif deiyonizasyon gibi elektrodiyaliz bazlı yeni prosesler geliştirilmiştir. Bu gelişmeler sayesinde elektrodiyaliz su ve atıksu arıtımında, gıda ve kimya sanayinde yaygın olarak kullanılmaya başlanmıştır. Yüksek kaliteli endüstriyel proses suyu üretimi veya belirli endüstrilerin atıksu arıtımında özellikle de bipolar membranlarla veya iyon değiştirici reçinelerle birlikte kullanımı son zamanlarda artmıştır. ED, elektriksel alan etkisi altında seçici geçirgenliğe sahip membranlar boyunca iyonların aktarıldığı elektrokimyasal ayırma süreci olarak, diyaliz ve elektrolizin bileşiminden oluşan bir prosestir. Bir giderim mekanizması olması yanı sıra ED/EDR aynı zamanda geri kazanım prosesi olarak yaygın bir kullanım alanı bulmuştur. ED/EDR yöntemi, tuzlu ve acı sulardan içilebilir düzeyde su elde edilmesi, klor-alkali tesislerinde kostik soda üretimi, ağır metal geri kazanımı, meyve sularının asitliğinin giderilmesi, atıksulardan çeşitli iyonların uzaklaştırılması; organik bileşiklerin ayrılması ve saflaştırılması gibi çalışmalar için kullanılabilmektedir. EDR sistemleri enerjinin verimli bir şekilde kullanılması, iyon değiştirici reçinelerde yapılan rejenerasyon aşamasına gerek duyulmaması ve işletme kolaylığı gibi bazı üstünlükleri sebebi ile diğer arıtma sistemlerine alternatif olarak tercih edilebilmektedir.

ED teknolojisine dayanan ilk ticari ekipman, tuzlu suyu demineralize etmek için 1950'lerde geliştirilmiştir (Winger vd., 1953). İyon değişimi membranlarının özelliklerinin iyileştirilmesi, daha iyi yapı malzemelerinin geliştirilmesi ve teknolojideki ilerlemeler nedeniyle ED bazlı proseslerde hızla gelişmiştir. 1960'larda, tıkanma problemlerinin önlenmesi amacıyla için EDR prosesi kullanılmaya başlanmıştır (Valero vd., 2011). EDR, membran yüzeylerini otomatik olarak temizlemek için elektrot polaritesi tersini kullanan ED prosesinin bir varyasyonudur. EDR, ED ile aynı şekilde çalışır, ancak doğru akım (DC) gücünün polaritesi saat başına iki ila dört kez tersine çevrilir. Polarite tersine döndüğünde, besleme suyu seyreltik ve konsantre bölmeleri de ters çevrilir ve böylece elektrotlardaki kimyasal reaksiyonlar da tersine çevrilir. Bu ters polarite membranlarda tortu oluşumunu önlemeye yardımcı olur. EDR, doğru bir şekilde tasarlandığında ve işletildiğinde, içme suyu teminde, atıksuların yeniden kullanılması ve bazı özel endüstriyel uygulamalarında ekonomik ve güvenilir şekilde çalışan bir prosestir. Deniz suyundan doğrudan içme suyu temininde maliyetli olması ve bariyer etkisi olmadığı için mikrobiyolojik kontaminasyon önlemek amacıyla ED/EDR kullanımı uygun olmayabilir (Valero vd., 2011). ED/EDR, sahip olduğu bazı üstünlükleri nedeniyle çoğu uygulamada RO, iyon değişimi ve diyaliz gibi diğer ayırma süreçleri ile rekabet halindedir. ED prosesinin en fazla karşılaştırıldığı proses olan RO prosesine göre avantajlarından bazıları aşağıda verilmiştir (Valero vd., 2011):

- EDR sistemi, yüksek besleme suyu kalitesi gerektirmez ve RO sistemi ile karşılaştırıldığında ön arıtma işlemlerinde oluşan problemlere karşı daha toleranslıdır. EDR prosesi için Silt Yoğunluk İndeksi (SDI) ortalama 12 değerlerinde sistem çalışabiliyor iken bu değer RO'da 3'dür.
- EDR sistemi, 1 ppm'e kadar serbest klor kalıntısı ile çalışabilir. RO sisteminde ise membran türüne bağlı olmakla birlikte membran yapısını bozduğu için deklorinasyon işlemine ihtiyaç vardır. Klor kalıntısı ile çalışabilen EDR sistemlerinde membranlarının biyolojik kirliliği en aza indirgenmiş olur.
- Acı su için ürün suyu geri kazanım oranı RO'dan daha yüksektir. Yüksek geri kazanım daha az konsantre oluşumu anlamına gelmektedir. RO gibi diğer yöntemlerin aksine ürün miktarı giriş suyunun %90'larına ulaşmaktadır. Aynı şekilde yine RO'un aksine konsantre kısım da %10 gibi oldukça düşük seviyelerde kalmaktadır.
- RO'ya göre düşük basınçlarda işletilebilir.
- RO'ya oranla daha fazla uzun ömürlüdür (RO 5-7 yıl, ED ise 7-10 yıl)

İyon seçici membranları kullanan elektrodiyaliz, genelde sürücü kuvvet olarak hem elektriksel potansiyel hem de derişim farkının etkisi altında çalışmaktadır. Elektrodiyaliz hücresi anot ve katot arasına yerleştirilmiş bir dizi katyon ve anyon seçici membranlardan oluşmaktadır. Bu proseste elektriksel potansiyel sayesinde çözünmüş iyonlar suyu geçirmeyen ancak iyonları geçirebilen membranlardan geçer ve proses tamamlanır. Bu proses Şekil 2.26'da şematik olarak gösterilmiştir. Şekilde görüldüğü gibi anyonlar (-) ve katyonlar (+) pozitif ve negatif yüklerin arasındaki alandan etkilenerek membranlardan geçerler. Elektrotlara akım verildiği zaman oluşan alan sebebiyle katyonlar negatif yüklü elektroda doğru hareket ederler. Katyonlar katyon membranından geçerler ancak anyon membranlarından geçemezler ve bu membran üzerinde tutunurlar. Böylece, konsantre olmuş akım daha da yoğunlaşır. Sonuç itibariyle ürün olarak elde edilen su, başlangıçta alınan besleme suyundan daha seyreltilmiş ve konsantre akım ise daha yoğun olarak membran ünitesini terk eder.



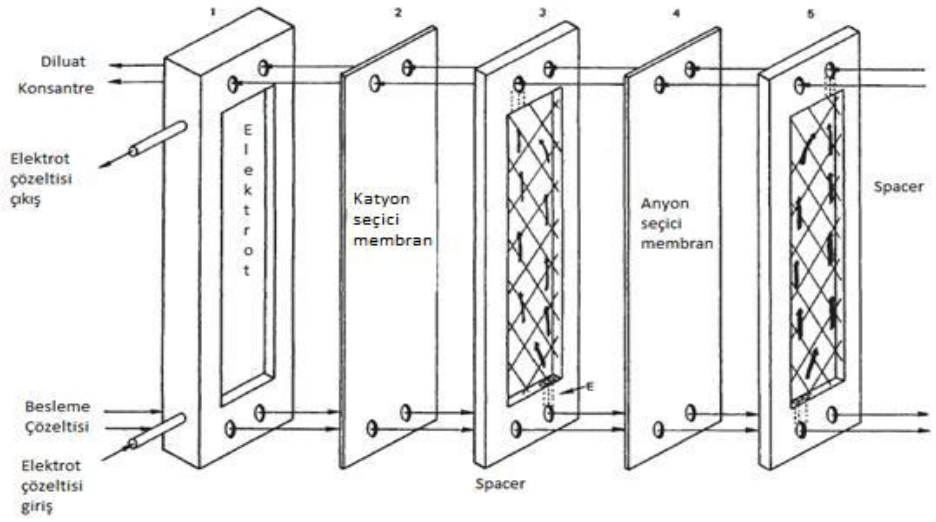
Şekil 2.26. Elektrodiyaliz (ED) prosesi akım şematiği

Besleme suyu aşağıdaki üç suya ayrılmaktadır:

1. Düşük iletkenlik ve TDS seviyesine sahip olan ürün suyu
2. Tuzlu su veya konsantre
3. Elektrot besleme suyu (elektrik potansiyelini oluşturan doğrudan elektrotların üzerinden geçen su)

Elektrodiyaliz hücresi genellikle çerçeve ve plaka membran tiplerine göre tasarlanır. Hücrenin en dış tabakasında zıt yüklü iki elektrot vardır. Hücresinin iç tabakasında iyon seçici membranlar yer alır. Membran tabakaları arası uzaklık mümkün olduğunca kısa olmalıdır. Membranlar 2-5 mm aralıklarla dizi halinde anot ve katot arasına dizilirler. Böylece farklı konsantrasyonlarda çözeltilerin oluşacağı ayrı bölmeler meydana gelir. Elektrodiyaliz sistemler kesikli ve sürekli olmak üzere iki şekilde işletilebilmektedir. İşletimi kısıtlayan unsur tüm membran proseslerinde olduğu gibi elektrodiyaliz sistemlerinde de iyon seçici membranların tıkanmasıdır. Bu kısıtlayıcı unsur nedeniyle işletme performansı düşmektedir. Endüstriyel tesislerde kesikli veya sürekli işletme uygulamaları mevcuttur. Şekil 2.27'de bir elektrodiyaliz hücresinin ana bölümleri görülmektedir. 1 numaralı bileşen başta ve sonda bulunan elektrotlardan biridir. Elektrotun iç yüzeyi 2 ve 4 numaralı bileşen olan iyon seçici membran ile kenetlenebilmesi için girintili çıkıntılı olabilmektedir. 3 ve 5 numaralı bileşenler çözeltilerin ayırımını yapan spacerlardır. Spacerların iyon seçici membranlar ile birleştirilmesi ile farklı çözeltilerin elde edildiği bölmeler oluşmuş olur. İki bölme arasında basınç farkı olduğunda çökelmeleri önlemek ve iyon seçici membranlara destek

sağlamak için tel örgülü spacer kullanılır. Bir elektro-membran hücresi şekilde görülen 2, 3, 4, 5 numaralı bileşenler ve son bir elektrotun tekrarlanmasından oluşur. Bu tekrarlanan birimlere hücre çifti denilmektedir.



Şekil 2.27. ED hücresi (Yazıcı, 2012)

Hücre çiftleri, bir ED/EDR membran bloğunun temel yapı taşlarını oluşturur. Tüm ED ve EDR sistemleri özel olarak belirli bir uygulama için tasarlanmaktadır. Giderilecek iyon miktarı membran bloğu konfigürasyonu ile belirlenir. Membran bloğu yatay veya dikey konumda olabilir. Birleştirilen her blok, iki elektrot ve hücre çifti gruplarına sahiptir. Belli bir ürün su kalitesini elde etmek için gerekli olan hücre çifti sayısı öncelikle suyun kalitesi ile belirlenir ve endüstriyel uygulamalar için 600'den fazla hücre çifti içeren bloklar tasarlanabilir (Valero vd., 2011). ED/EDR sistemlerinde iki tür iyon değişim membranı kullanılır. Katyon seçici membranlar için iyon seçici gruplar sülfonik asit veya karboksilik asit grupları iken, anyon seçici membranlar için 4 değerlikli amonyum tuzlarıdır. Katyon seçici membranlar SO_3^-, COO^-, PO_3^{-2}, PO_3H^-, $C_6H_4O^-$ gibi negatif yüklü grupları içerirler ve katyonların geçişine izin verirken anyonları reddederler. Anyon seçici membranlar ise NH_3^+, NR_3^+, NR_2H^+, NRH_2^+, PR_3^+ gibi pozitif yüklü grupları içerirler ve anyonların geçişine izin verirken katyonların geçişini engellerler (Xu, 2005). İyon seçici membranlar sayesinde elektrodiyaliz hücresinde katyon ve anyon transferinde kontrolü ve pH değerinin belirli oranlarda tutulmasını sağlamaktır. Örneğin anyon seçici membran ile anotta oksijen üretimi sırasında ortaya çıkan H^+ iyonlarının katot bölmesine geçişini engeller ve böylece hücreler arasında pH farkı elde edilir.

Elektrodiyaliz hücresi içinde kullanılan her iki elektrot yeterli mekanik dayanıklılığa, korozyana karşı dirençliliğe sahip olmalıdır. İnert elektrotların kimyasal etkilere karşı direnci önemlidir ve istenilmeyen oksit, hidrür veya istenilmeyen organik filmlerden hem işlem koşulları altında hem de pasif durumlarda kaçınılmalıdır. Tasarlanan ED hücresine uygun fiziksel şekillerde elektrot seçimi, hücre bakımı ve elektriksel bağlantıları sağlayabilmek açısından önem arz etmektedir. Bir elektrodun yüzey koşulları ve şekli, ürün ayırımındaki gaz veya katılar gibi madde çeşidine bağlı olarak dikkate alınmalıdır. Sonuç olarak, elektrot maliyeti düşük olmalı ve mümkün olduğu kadar uzun süre verimli bir şekilde kullanılabilmelidir (Yazıcı, 2012).

Elektrodiyaliz (ED)/Ters Elektrodiyaliz (EDR) Uygulamaları

ED/EDR prosesleri içme suyu arıtımında radyum, perklorat, bromür, florür, demir, mangan, nitrat gideriminde kullanılmaktadır (Hays, 2000; Roquebert vd., 2000; Valero ve Arbós, 2010; Valero

vd., 2011). ED/EDR, çeşitli endüstrilerde atıksularının arıtılmasında kullanılmaktadır (Chao ve Liang, 2008; Hsu vd., 2012; Scialdone vd., 2016). Endüstriyel uygulamalar arasında EDR tekstil atıksuyu (Chandramowleeswaran ve Palanivelu, 2006), petrol ve gaz ekstraksiyonunda üretilen sular (Sirivedhin vd., 2004), çelik üretim proses suyu (Chao ve Liang, 2008) arıtımında kullanılmakta olup, TDS azaltmada etkili bir prosestir. ED prosesi pilot ölçekli olarak badem endüstrisinin atıksuyundan iyonları uzaklaştırarak iletkenliği azaltmak için de kullanılmıştır (Valero vd., 2015). Ayrıca evsel ve endüstriyel atıksuların (Chao ve Liang, 2008) ve RO konsantresinin geri kazanımı (Subramani ve Jacangelo, 2014) gibi birçok alanda ED/EDR uygulamaları mevcuttur. Bu tür uygulamalarda diğer membran teknolojileri, özellikle RO ile karşılaştırıldığında, ED/EDR prosesleri daha iyi bir hidrolik geri kazanım ve daha uygun maliyete sahiptir. Ayrıca, ED/EDR işlemi sırasında daha az atık oluşmaktadır. Ancak ED prosesi deniz suyunun tuzsuzlaştırılması için her zaman uygun maliyetli bir seçenek olmayabilir ve mikrobiyolojik kontaminasyona karşı bir engel etkisi yoktur. Genel trend olarak, deniz suyu tuzsuzlaştırmada RO tercih edilirken, 1.000-3.000 mg/L'den daha yüksek TDS ve yüksek silikalı acı su tuzsuzlaştırma ED/EDR prosesleri tercih edilir.

Dünyanın en büyük kapasiteli EDR tesisi (200.000 m^3/gün, Abrera, Barcelona, İspanya) Llobregat nehrinden içme suyu eldesi amacıyla Abrera içme suyu arıtma tesisinde kurulmuştur ve başarıyla işletilmektedir. Victoria'da bulunan Western Atıksu Arıtma Tesisinde su geri kazanım amacıyla flokülasyon/filtrasyon ve pilot ölçekli iki aşamalı EDR sistemi kullanılmıştır ve sonuç olarak elde edilen ürün suyunun tarımsal sulamaya uygun olduğu rapor edilmiştir (Burn vd., 2015). Barselona yakınlarında bulunan Llobregat'daki Depurbaix Atıksu Arıtma Tesisinin üçüncül arıtma/filtrasyon sonrası elde edilen çıkış suyunun geri kazanımı amacıyla EDR prosesi kullanılmaktadır (Şekil 2.28). Bu tesis, tarımsal kullanım amacıyla atıksu geri kazanımı yapan dünyadaki en büyük tesisler arasında yer almaktadır (Valero vd., 2011; Burn vd., 2015;).

Depurbaix Atıksu Arıtma Tesisindeki EDR sisteminin temel özellikleri şunlardır:

- Beklenen EDR ürün suyu: 55.296 m^3/gün.
- Pompa istasyonu: 2+1 pompa
- Kartuş filtreler: Her biri 300 mm kartuşlu 4 filtre (20 μm)
- Her biri 600 hücre çifti içeren 96 yığınlı 4 modül, (iki aşamalı)
- Heterojen iyon değişim membranları: RALEXAM (H) (anyonik) ve CM(H) (Katyonik)
- İletkenlik değerinde azaltma: %60-80
- Su geri kazanımı: >% 85

Şekil 2.28. Depurbaix AAT'nde EDR Blokları

Organize sanayi bölgelerinde yaşanan su sıkıntılarından dolayı atık geri kazanımı Tayvan'da mutlak bir zorunluluk olarak görülmektedir. İkincil arıtma çıkış suyu yüksek inorganik içerikten dolayı endüstriyel kullanıma uygun değildir ve membran prosesleri kullanılarak uygun su kalitesi sağlanabilir. Pilot ölçekli yapılan çalışmada Tayvan Xianxi'de bulunan atıksu arıtma tesisi çıkış suyu için kumfiltrasyonu +EDR performansı test edilmiştir (Yen vd., 2016). EDR sistemi, toplam 3200 cm^2 membran alanı ve maksimum 24 m^3/gün kapasiteli 40 membranlı bir bloğa sahiptir. Sistem %50-60 su geri kazanımı olacak şekilde çalıştırılmıştır. EDR prosesi için elde edilen ortalama iletkenlik giderme oranı %89,7 ve su geri kazanım %40-50 oranındadır. EDR prosesinin çıkış suyu iletkenlik değerleri 0,35 ile 0,90 mS/cm arasında değişmekte olup tarımsal sulama için güvenlidir.

GE firması tarafından kurulan EDR sistemleri ile sulama amacıyla 20 milyon gbp'den (75.000 m^3/gün) fazla atıksuyu geri kazanılmaktadır. GE firması içme suyu ve atıksu arıtma ve yeniden kullanım amacıyla dünya çapında 900'den fazla EDR sistemi kurmuştur ve atıksu geri kazanım amacıyla San Diego Şehrinde 6,6 milyon gpd (25.000 m^3/gün) kapasiteli bir EDR sistemi bulunmaktadır.

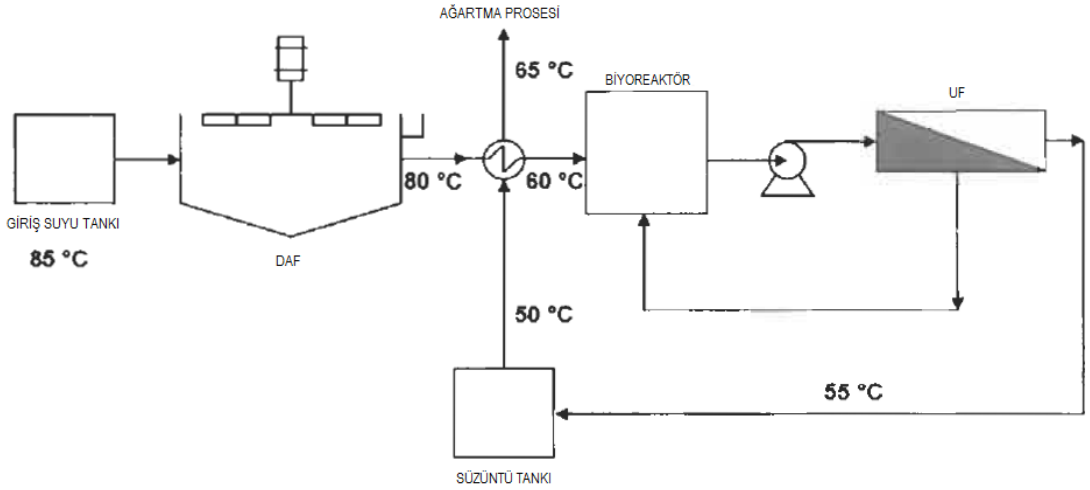
2.4. Pilot ve Tam Ölçek Membran Prosesleri ile Su Geri Kazanım Uygulama Örnekleri

2.4.1. VHP Ugchelen: Kâğıt fabrikası su geri kazanımı (Hollanda)

Apeldoorn'da (Hollanda) bulunan Ugchelen BV firmasına ait VHP güvenli kağıt fabrikası banknot ve güvenli kağıtları üretmektedir. Kağıt fabrikası yaklaşık 100°C'lik bir sıcaklıkta ve pH 11-12 arasında hidrojen peroksit ile ağartma işlemi gerçekleştirmektedir. Hammadde olarak ise pamuk kullanmaktadır. Proses, bir ton kağıt başına 100 m^3 su kullanmaktadır. Üretim prosesi sonucunda 75-85°C'lik bir sıcaklığa, yüksek pH'ya ve yüksek miktarda organik içeriğine sahip (KOİ=4.390 mg/L) atıksu oluşmaktadır. Genel olarak bu prosesin çıkış suyu kanalizasyona deşarj edilmektedir.

Üretim tesisinden gelen debi (başlangıçta 10 m^3/saat'lik bir debiyle), çözünmüş hava flotasyonu tesisine geçmeden önce bir depolama tankına girer (Şekil 2.29). Proseste her 1 m^3 atıksuya 7 m^3

hava verilerek atıksuyun pH değeri 11'den 8,2'ye düşürülmekte olup, pH kontrolü için oldukça yararlıdır.



Şekil 2.29. Apeldoorn'daki kağıt fabrikası çıkış suyu yeniden kullanım tesisi için proses akım diyagramı

Atıksu daha sonra 200 m³'lük bir çalışma hacmine ve 22 saatlik bir hidrolik alıkonma süresine sahip dışsal (side-stream) membran biyoreaktöre (MBR) girer. Biyoreaktör, 0,02 kgSS/gün'den daha düşük bir çamur üretimine eşdeğer olarak yaklaşık 20 g/L'lik bir MLSS'de çalıştırılır. Biyoreaktör, 0,04 µm gözenek boyutunda 8 mm tübular PVDF bir membrana sahiptir. MBR, ortalama 9 m³/saat'lik bir debiye göre tasarlanmış ve 6 modülden oluşan 3 sıra şeklinde yapılandırılan 82,5 m²'lik yüzey alanına sahip membran içermektedir. Membranlar 3,5 m/sn'lik çapraz akış hızında 120 LMH'lik ortalama bir akı sağlamak amacıyla 3,5 bar TMP ile çalıştırılır. Membranlarda ilk işletme yılında temizliğe ihtiyaç duyulmamış, ancak gerektiğinde anyonik ve katyonik yüzey aktif maddelerden oluşan bir karışım ile temizlenebilmektedir. Membranların beklenen ömrü 3 yıldır ancak şu ana kadar gereken minimum temizleme ile bu sürenin önemli ölçüde uzatılabileceği umulmaktadır. Tesis, dahili bir ısı döngüsünü içerir; burada sıcak giren debi, biyolojik arıtma için istenen sıcaklığa soğutulurken aynı zamanda ultrafiltrasyon ürün suyunun sıcaklığını yükseltir.

Çalışmanın ilk aşaması atıksuyun arıtılması için termofilik membran biyoreaktörlerin pilot ölçekli incelemesini içermektedir. Biyoreaktör performansı sıcaklığa bağlı olup, en yüksek KOİ giderim verimi (%85) 50°C'de gerçekleşmiş olup, çıkış KOİ konsantrasyonu 600 mg/L civarındadır.

Tam ölçekli tesis 2001 yılında faaliyete geçmiş ve işletmenin ilk 100 günlük işletimi süresi içinde tesis çıkış susyunun KOİ değeri 450-500 mg/L arasında değiştiği gözlenmiştir. Dahası, KOİ değerleri devamlı azalmaktadır, bu da biyokütlenin reaktörün spesifik koşullarına adapte olabileceğini göstermektedir. Tesis çıkış suyu şu anda ürün kalitesinde belirgin bir bozulma olmaksızın ağartma işleminin %80-90'ı için kullanılmaktadır.

Tesiste geri kazanım sisteminin kullanılması neticesinde hem temiz su kullanım debisi hem de üretilen atıksu debisinde önemli azalmalar olmuştur. Ağartma için kullanılan temiz su miktarı 10'dan 2 m³/ton'a (%80 azalma) düşmüş olup, bu da temiz suda yıllık 40.000 m³ tasarruf anlamına gelmektedir. Dâhili ısıtma döngüsünün kullanımı neticesinde suyu ısıtmak için kullanılan gaz miktarında da %20 oranında bir azalma meydana gelmiş olup, gaz debisi 660 m³/ton'dan 520 m³/ton'a düşürmüş ve yıllık 700.000 m³'lük bir gaz tasarrufu sağlamıştır. Tesislerden deşarj edilen toplam atıksu için yılda 227.000 € tasarruf sağlanmıştır.

2.4.2. T. Forsell ve Son: Boya atıksuyunu yeniden kullanım tesisi (İngiltere)

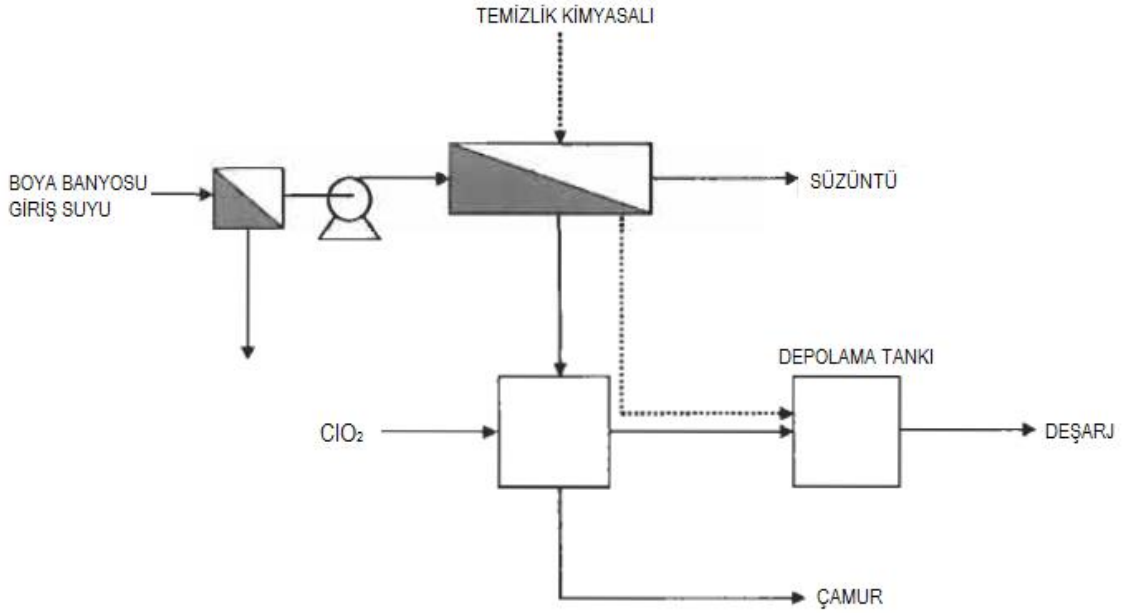
Thomas Forsell ve Son Ltd, 1850 yılında Leicester'in merkezinde kurulan tekstil fabrikasıdır ve 1963 yılında Güney Wigston'a (şehrin güneyinde) taşınmıştır. Şirket, Savunma Bakanlığı için boyanmış ve eğrilmiş yün ve yün iplikleri üretmektedir. Nihai ürünün uzun süreler boyunca rengini muhafaza etme gereği nedeniyle, boyalar genellikle biyolojik olarak bozunur olmayan oldukça kararlı kimyasal bileşiklerden oluşmaktadır. Boyalar zayıf bağlanma özelliklerine sahiptir ve böylece boyanın %50'si çıkış suyuna iletilir. Geleneksel olarak tekstil işletmeleri Güney Wigston'da yerel kanalizasyona deşarj etmektedirler. Klasik arıtma tesislerinde boya giderimi düşüktür ve bu nedenle son çıkış suyu yüksek renk konsantrasyonlarına sahip olmaktadır. Ocak 1996'da Çevre Ajansı, Güney Wigston STW gibi kanalizasyon tesisi çıkış sularının deşarj edildiği Sense nehri için renk deşarj standardı getirmiştir. Güney Wigston'un yeni izinlere uyması için tesis yenileme maliyeti £1-2,5 m^{-3} ($1,55-3,87 m^{-3}) olarak tahmin edilmiştir.

Tekstil tesisi günde 10 ton iplik işlemekte ve toplam 400 m^3 atıksu üretmektedir. Atıksu genellikle renk standart değerini %20 ile %80 arasında aşmakta ve yüksek konsantrasyonda krom içermektedir. Renk konsantrasyonlarının istenilen standartlara düşürülmesi için gereken maliyet nedeniyle suyun geri kazanımı ve yeniden kullanılmasının ekonomik olduğuna karar verilmiştir. Şirket daha sonra en uygun teknolojiyi belirlemek için bir pilot çalışma başlatmıştır. Dört seçenek test edilmiştir:

- Flokülasyon
- Biyolojik Arıtım
- İleri Oksidasyon
- Ters Osmoz

Flokülasyon, tekstil endüstrisinde atıksuların arıtılmasında kullanılan en popüler yöntemlerden biridir. Proses, T. Forsell ve Son'da denenmiştir ve yüksek anyon değişim kapasitesine sahip bir sentetik organik kil kullanılmıştır. Sistem nispeten basit ve renk giderimi için uygun olmasına karşın krom konsantrasyonunu 3 mg/L'nin altına düşürememiştir. İkinci alternatif olarak biyolojik proses kullanılmış olup, UV ve hidrojen peroksit ile birleştirilmiştir. Proseste KOİ'nin %80 oranında giderimi sağlanmıştır. Ancak krom giderimi mümkün olmamaktadır. Üçüncü seçenek ise; demir sülfat, hidrojen peroksit, sülfürik asit ve kireç ile kimyasal oksidasyondur. Proses kromu etkin bir şekilde gidermiş, ancak ürün suyunda yüksek tuz konsantrasyonu kalmasına neden olmuştur. Denenen hiçbir alternatif yeniden kullanım için istenen su kalitesini sağlayamamış ve bu nedenle ekonomik açıdan uygun bulunmamıştır. Sonuç olarak, suyun yeniden kullanılmasını ve yatırımın geri dönüşümü için daha uygun olabilecek membran temelli bir teknoloji seçilmiştir.

Kullanılan proses oldukça basit olup, RO prosesinden önce bir ön arıtım gerekmektedir (Şekil 2.30). Atıksu RO tesisine pompalanmadan önce ilk olarak 20 μm'lik bir filtreden geçirilmektedir. Proses neticesinde oluşan konsantre uygun kimyasallarla arıtılır ve çamur 24 saatlik bir depolama tankına aktarılmadan önce çözeltiden ayrılır. Harcanan temizlik kimyasalları, yerel kanaldan deşarj edilmeden önce arıtılmış konsantre ile harmanlanır. Tesisten gelen çamur depolanır ve bertaraf edilmek üzere taşınır.



Şekil 2.30. Forsell ve Sons Ltd boya banyosu atık geri dönüşüm tesisi için proses akım diyagramı

Proseste iki aşamalı bir RO prosesi kullanılmaktadır. Membranlar, Osmonics tarafından sağlanan spiral sarım polisülfon modülleridir. Tesiste kullanılan membranların toplam yüzey alanı 1.152 m² olup 60 °C'lik bir sıcaklığa sahip 480 m³/gün'lük su arıtılmaktadır. Membranlar ortalama 16,5 LMH akı ve 25 bar'lık bir TMP ile çalışmaktadır. Tesis, günde 20 saat, haftada 5 gün ve yılda 48 hafta çalıştırılmaktadır. Günde geriye kalan 4 saat süresince pH'sı 10,5 olan NaOH ile membranlar temizlenmekte ve 40 m³/gün kullanılmış kimyasalları içeren atıksu oluşmaktadır. Tesis ile ilgili en büyük zorluk ise deşarj edilmeden önce konsantreden hem rengi hem de kromun giderilmesi zorunluluğudur. Elektrolitik arıtım, kimyasal oksidasyon, kimyasal indirgeme ve flokülasyon gibi birkaç teknik bu amaç için araştırılmıştır. Konsantre içerisinde bulunan diğer kirleticilerin mevcudiyeti nedeniyle hem elektrolitik hem de kimyasal indirgeme teknikleri bu nedenle başarılı olamamıştır. Sonuç olarak, kimyasal bir oksidan olan klor dioksitin başarılı bir seçenek olarak kullanılması düşünülmüştür. Kimyasal, kromoforu tahrip eder ve bu nedenle de suyu renksizleştirirken aynı anda Cr(III)'ü serbest bırakır. Ardından, çözünemeyen kromun sudan fiziksel olarak ayrılmasına yardımcı olmak için Colfloc flokulantı kullanılmıştır. Toplamda tesis, depolama tankına nakledilmeden ve bertaraf edilmeden önce etkili şekilde arıtılması için 10 kg/gün klor dioksit (0,5 g/L) gerektiren 20 m³/gün'lük konsantre üretmektedir.

Tesis faaliyete geçirildiğinde ve deşarj hacmi önemli ölçüde azaltıldığında Forsell ve Sons, izin sınırlarını yeniden müzakere edebilmişlerdir. En önemlisi, konsantrenin ağır metal seviyeleri yeni deşarj limitlerinin altında olması ve bu nedenle ağır metal arıtımının gerekli görülmemesidir. Atıksu geri kazanım tesisi suyun %95'ini RO ile geri kazanıp iki yıl boyunca başarıyla işletilmiştir ve RO ürün suyu proses içerisinde yeniden kullanılmıştır. Tesiste; askıda katı maddeler tamamen giderilmiş, KOİ ve çözünmüş maddeler ise, sırasıyla, %80 ve %59 performansla giderilmiştir. Krom konsantrasyonu 0,75'den 0,02 mg/L'nin altına kadar düşmüştür.

RO tesisinin kurulması için deşarj izinin yenilenmesi gerekmiştir. Yeni tesis su geri kazanımı yapabilmekte olup, kullanılan prosesin finansal olarak uygulanabilir olacağını kanıtlayacak birçok ekonomik avantaja sahiptir. Önceden ısıtılmış suyun proseste çevrimi ile ısıl ihtiyacın azaltılması,

az da olsa bir tasarruf sağlamıştır. Genel olarak tesisin kurulması kararı, operasyonel ömrü boyunca şirkete £182.068 (258.535 $) kar getirmiştir.

2.4.3. N gıda fabrikası atıksu arıtma ve geri kazanım tesisi (Japonya)

N şirketi Yokosuka şehrinde bulunan bir donmuş gıda üreticisidir. Kanagawa eyaletinde bulunan Yokosuka şehrinin yakınlarında herhangi bir nehir bulunmamaktadır ve bu durum fabrika için gerekli suyu 30 km uzaklıktaki Sagami nehri üzerinde bulunan su arıtma tesislerinden tedarik etmesine sebep olmaktadır. Tesis ürün kalitesini bozmadan su tüketimini azaltmanın yollarını aramaktadır. Bu bağlamda su talebini azaltmak için bazı yaklaşımlar düşünülmüştür:

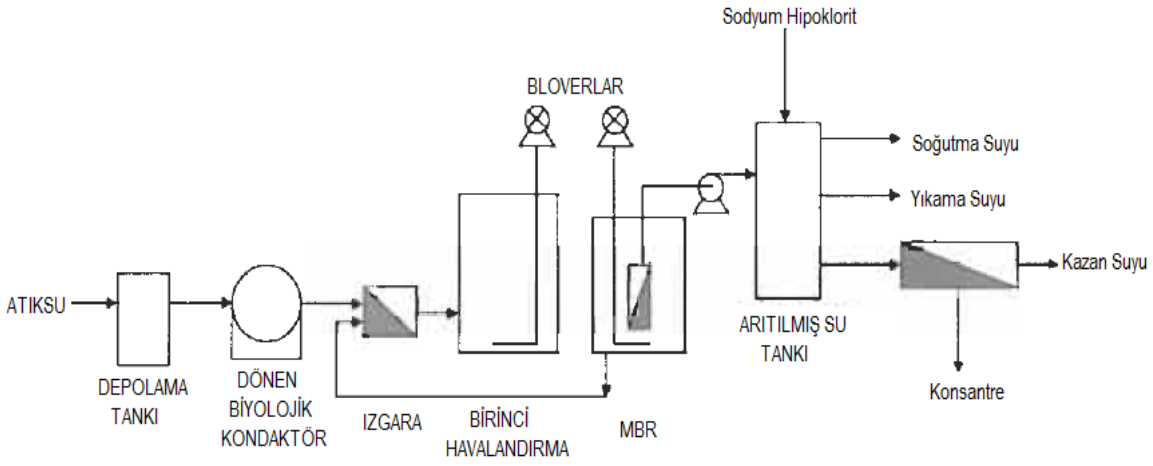
- Yağmur suyunun yeniden kullanımı
- Kuyu suyu kaynaklarının kullanımı
- Atıksu geri kazanımı

Tüm değerlendirmeler sonucunda atıksu geri kazanımı tesis için en güvenli su kaynağı olarak düşünülmüştür. Yer yıkama ve kazan besleme suyu, ürün malzemeleri ön yıkama işlemi ve soğutma üniteleri de dahil olmak üzere su kullanımı için üç uygulama yeri tespit edilmiştir. Her bir uygulama için projelendirilmiş talep ortalama 40 ton/gün olarak belirlenmiştir. Kayıplar da hesaba katıldığında toplamında 140 ton/gün atıksuya ihtiyaç duyulduğu belirlenmiştir.

Atıksu ilk olarak önceden var olan bir dönen biyolojik kontaktörler (biyodisk) ünitesinden geçtikten sonra, atıksuda bulunan ve membrana zarar verebilecek iri katıların alınması amacıyla atıksu bir tambur elekten geçer. Birincil havalandırma tankı (100 m³) ve MBR (50 m³) 24 saat hidrolik bekleme süresi olacak şekilde birlikte çalışmakta olup, BOİ yüklenme hızı1 kg BOİ/m³ gün'dür. MBR'den düzenli olarak çamur çekilerek, biyokütle konsantrasyonu 8-12 g/L aralığında ve çamur alıkonma süresi (SRT) de 20 gün'de tutulur. MBR proseslerinde askıda katı madde konsantrasyonunun belirtilen aralıkta olması önerilmekte olup, daha düşük veya yüksek konsantrasyonlarda işletme sıkıntıları olacağı belirtilmiştir.

Membran biyoreaktör tesisinde çift katmanlı membran modülü kullanılmakta olup, toplam membran yüzey alanı 960 m²'dir. Membranlar, gözenek boyutu 0,1 µm olan hidrofilik polietilen hollow fiber membranlardır. Sistem, 5 LMH sabit akı altında 140 m^3/gün arıtım kapasitesi üzerinden tasarlanmıştır. Membranlarda işletme basıncı 25 ila 40 kPa (0,25-0,4 bar) arasındadır. Tıkanma kontrolü, membran lifleri üzerinde hava sıyırmasıyla ve tıkanmış tabakayı rahatlatan aralıklı çalışma periyotlarıyla sağlanmaktadır. Kimyasal temizleme, altı ayda bir %0,1 sodyum hipoklorit ve %4 sodyum hidroksit solüsyonu ile bir gece boyunca bekletilerek yapılır. Membranların, 4 yıllık operasyon sırasında değiştirilmesine ihtiyaç duyulmamıştır.

Süzüntü suyu dezenfekte edilerek gri su tankında depolanmaktadır. Bu depodan suyun bir kısmı soğutma kulesi ve yıkama sisteminde doğrudan kullanım için çekilirken, suyun geri kalanı kazan besleme suyu olarak kullanılmadan önce daha ileri bir arıtım için bir ters osmoz tesisine yönlendirilir (Şekil 2.31). Arıtımın bu son aşaması, 2:2:1 dizide düzenlenmiş RO tesisidir. Membranlar, Toray tarafından tedarik edilen poliamit spiral sarımlı modüllerdir. Tesis 70 m²'lik toplam membran alanına sahiptir, 24 LMH (L/m^2/saat) 'lik bir akıyla çalışır ve %67'lik bir geri kazanım sağlar. Kimyasal temizlik, pH 12'de bir etanol (%15) çözeltisi ile RO membranları yıkanarak ayda bir kez yapılır.



Şekil 2.31. N firması geri kazanım arıtma tesisi için proses akım şeması

Arıtma tesisi Mayıs 1998'de işletime alınmıştır ve halen bugün hem yıkama suyu hem de kazan besleme suyunu sağlamak için kullanılmaktadır. MBR tesisi, atıksularda bulunan organik ve askıda katı maddelerin çoğunu etkin bir şekilde gidermektedir. BOİ beslemede 2.240 mg/L iken MBR süzüntü suyunda 1 mg/L'nin altına düşürülmüştür. Askıda katı maddeler ve n-heksanla ekstrakte edilebilen bileşikler sırasıyla 1.120 ve 475 mg/L'den 1 mg/L'e kadar düşürülür. RO safhasında 125 µS/cm'lik son iletkenlik değerine sahip bir süzüntü suyu üretir.

Yokosuka şehrinde birleşik su ve kanalizasyon ücretleri 607 yen/m³ (4,1 $/m³) 'dür. Tesis yılda 260 gün çalışmakta olup, yeniden kullanım tesisinin kurulması ve işletilmesi, kazan sisteminde düşük kimyasal talepleri ile ilave 1.400.000 Y (9590$) tasarruf sağlayarak yıllık 20.338.000 Y (139.315$) doğrudan tasarruf sağlamaktadır.

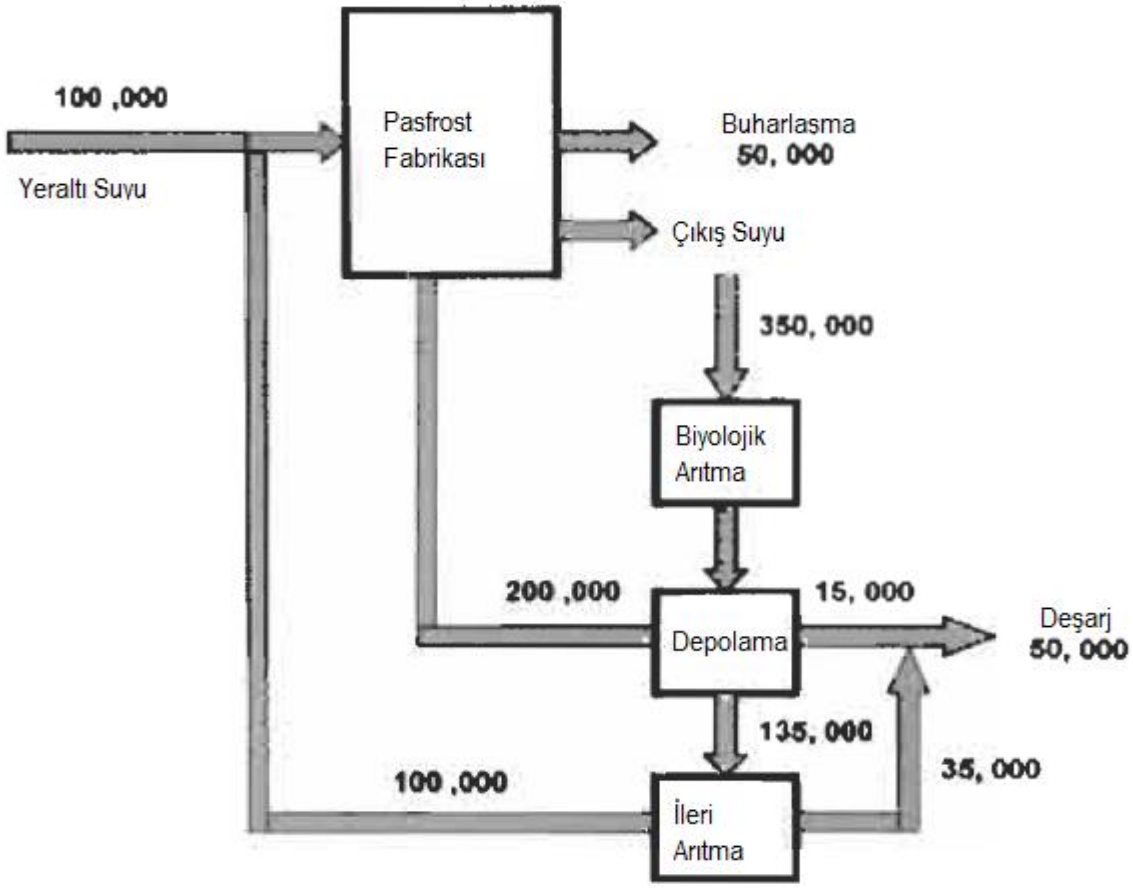
2.4.4. Pasfrost sebze işleme tesisi (Belçika)

Pasfrost; Batı Belçika'nın Passchendaele kentinde bulunan yılda 65.000 ton dondurulmuş sebze üreten bir sebze işleme şirketidir. Tesis, mevsime bağlı olarak yaz mevsimindeki kabak ve yaprak bitkilerinden, kışın ise kök sebzelere kadar geniş bir yelpazede çeşitli sebzeler işlemektedir. İşleme suyu tesiste yıkama/durulama, haşlama, buharlı kabuk soyma, kostik kabuk soyma ve soğutma gibi bir dizi faaliyet için kullanılmaktadır.

Geleneksel olarak su, bakteriyolojik açıdan güvenilir olan yeraltı suyundan temin edilmekte ve kullanılmadan önce herhangi bir arıtıma tabi tutulmamaktadır. Fakat yeraltı sularının kalitesi gittikçe kötüleşmekte ve aynı zamanda Flaman (Belçika) hükümeti, bölgedeki şirketlerin su çekme hacimlerinin ciddi olarak azaltmasına yönelik zorlamalarda bulunmaktadır. Üretimi sürdürmek ve gelecekteki genişlemelere olanak oluşturmak için hem suyun korunması hem de yeniden kullanımı için alternatif arama yollarına gidilmiştir. Pasfrost tesisinde yeniden kullanım için benimsenen özel maddeler şunları içerir:

- Spesifik su kullanımını 5'den 3,5 m^3/ton ürüne düşürmek için yıkama suyunun kısmen tekrar kullanılması,
- Atıksudaki tuz konsantrasyonunu azaltmak için kostik kabuk soyma yerine buharlı kabuk soyma prosesinin kullanımı,
- Anaerobik önarıtım ve aerobik arıtımın genişletilmesi ve yeniden kullanım için daha kararlı bir çıkış suyu üretimi.

Arıtılmış atıksuyun yeniden kullanılmasıyla; yeraltı suyu ihtiyacı %50 oranında azaltılmış olup, bu azalma 2 m³/ton-ürüne tekabül etmektedir. Geri kazanım tesisinin tasarımında temel unsur arıtma proseslerine sabit bir kalitede besleme suyu verilebilmesidir. Genel olarak geri kazanım seçeneklerinin kullanıma girmesiyle yeraltından çekilen su miktarı 100.000 m^3/yıl düşmüştür. 200.000 m^3/yıl kısmı arıtılmış atıksuların geri kullanımından, 100.000 m^3/yıl su ise ileri arıtma tesisinden sağlanmaktadır (Şekil 2.32). Tesisten 100.000 m^3/yıl'lık su deşarj edilmekte olup %50'si buharlaşma ve diğer %50'si de arıtma işleminden sonraki direk deşarjdan oluşmaktadır.



Şekil 2.32. Pasfrost geri kazanım tesisi kütle dengesi (veriler m³/yıl)

Atıksu ilk olarak bir ızgaradan ve bir ön arıtım olarak kullanılan anaerobik arıtımdan geçmektedir. Anaerobik artım aşamasında sıcaklığın 20ºC'den 30ºC'ye yükseltilmesi için bir ısı dönüştürücü kullanılır. Anaerobik arıtım aşamasında 5.000 m³ hacminde yukarı akışlı anaerobik çamur yataklı (UASB) reaktör kullanılmakta ve yükleme hızı 3-6 kg KOİ/m³-gün arasında olup günlük toplam 30.000 kg KOİ arıtabilmektedir. Üretilen biyogaz, gelen atıksuyun ısıtılması için kullanılmakta ve yüksek yüklemeler sırasında 5.000-6.000 m^3/gün biyogaz üretimi neticesinde 70 ton/gün eşdeğerinde buhar üretilebilme potansiyeli bulunmaktadır.

Anaerobik arıtım sonrasında atıksu 0,1 kg KOİ/kg-VSS-gün'lük spesifik bir yükleme hızıyla çalıştırılan 11.000 m³'lük aktif çamur tesisine aktarılır. Çökeltimden sonra çıkış suyu iki seri adımda ASTRASAND yukarı akışlı monomedia filtreler ile arıtıma tabi tutulur. İlk filtre seti kaba bir aşama olarak işlev görür ve 10 m³/m²-saatlik bir hidrolik filtrasyon hızı ile çalışan iki adet 5 m² filtre tabakasından olmaktadır. İkinci aşamada, atıksu iki adet 10 m²'lik filtreden geçerken katıların flokülasyonu ve ardından tutulmasına yardımcı olmak için bir polimer eklenir.

Su arıtımında ilk membran filtrasyonu aşaması, 40 m^3/saat'lik Norit X-flow hollow fiber ultrafiltrasyon membranı tesisidir. Hidrofilik membranlar PES/PVP karışımından üretilmiştir ve 50 kDa ayırma potansiyeline sahiptir. Membranlar 0,3 ila 1 bar'lık bir basınç aralığında ve ortalama 45 LMH lik bir akı ile çalışır. Membranların temizlenmesi; periyodik olarak süzüntü suyu ile membranların geri yıkanması ve kimyasal temizleyicilerin kullanılmasıyla gerçekleşir.

Arıtımın son aşaması, Hydraunautics tarafından sağlanan spiral sarımlı poliamit LFCl membranları içeren iki aşamalı bir RO tesisidir. Tesis, %70'lik bir geri kazanım ile 20 m^3/saat'lik net bir üretim sunacak şekilde tasarlanmıştır. Membranlar 8-10 bar'lık bir basınç aralığında çalışır ve ortalama 30 LMH akı sağlar. İlave bir önlem olarak suyun steril olduğundan emin olmak için bir UV'den geçirilir. Nihai çıkış suyu yeraltı suyu ile karıştırılır ve üretim prosesine pompalanır. RO konsantresi direkt deşarj edilir.

Fabrika 2000 yılının ortalarından itibaren faaliyet göstermekte ve çıkış suyu kalitesi açısından bir problemle karşılaşılmamıştır. Gelen atıksuyun arıtma sonrası KOİ konsantrasyonu 12.000 mg/L'den ölçüm seviyesinin altında bir değere kadar düşürülebilmiştir. Nihai ürün suyunda bulanıklık ve koliform konsantrasyonları da ölçülebilir sınırların altındadır. Geri kazanılan suda; iletkenlik, demir ve toplam sertlik konsantrasyonları oldukça düşük olmasına rağmen, yeraltı suyuna kıyasla NH_4^+-N ve HCO_3^- biraz daha yüksektir.

Tesisin işletilmesi sırasında gözlenen en önemli işletme sorunu yıl boyunca UF tesisindeki akı değerlerinin korunamaması olmuştur. Kış dönemlerinde UF akıları tasarım debisinin %50'si kadar azalmıştır. Kış döneminde su tüketimi azaltılmış ve bu nedenle sorunu hafifleten düşük akılarda çalışılmaya karar verilmiştir. Yaz aylarında ise UF akıları 50-60 LMH'ye yükseltilebilmiş ve bunun sonucu olarak UF tesisine ek yatırım yapmadan RO kapasitesi %40 artışla 30 m^3/saat'e çıkarılmıştır.

Projenin başlangıç safhasındaki tesis debisi 20 m^3/saat olarak belirlenmiş, alt yapı ise 40 m^3/saat üretmek üzere tasarlanmıştır. Birinci aşamada tesisin işletme maliyeti iki yıl süresince irdelenmiş olup, tesis amortismanı dahil ve hariç işletme maliyetleri sırasıyla 0,79 €/m^3 ve 0,16 €/m^3 olarak belirlenmiştir. Tesisin tasarım tahminlerine kıyasla gerçek işletim giderleri daha düşüktür. Bu durum pH ayarlama ihtiyacını azaltan buharlı soyma işleminin başlatılmasından kaynaklanmaktadır. Aslında yılın bazı dönemlerinde herhangi bir pH ayarlaması yapılmasına gerek yoktur. Yıllık üretim şu anda 150.000 m^3 olup orijinal tasarım tahminlerine kıyasla 24.000 € tasarruf sağlamaktadır.

Yeniden kullanma planının yürürlüğe konması, Pasfrost'un su maliyetlerini arttırmadan üretim hacmini daha da genişletmesine olanak tanımıştır. Yeraltı suyu çekilmesine yönelik kısıtlamaların daha katı hale gelmesi durumunda, suyun yeniden kullanım hacmini daha da yükseltmeye (giriş suyunun %60-70'i) odaklanılacaktır.

2.4.5. Otomotiv suyu yeniden kullanımı (Almanya)

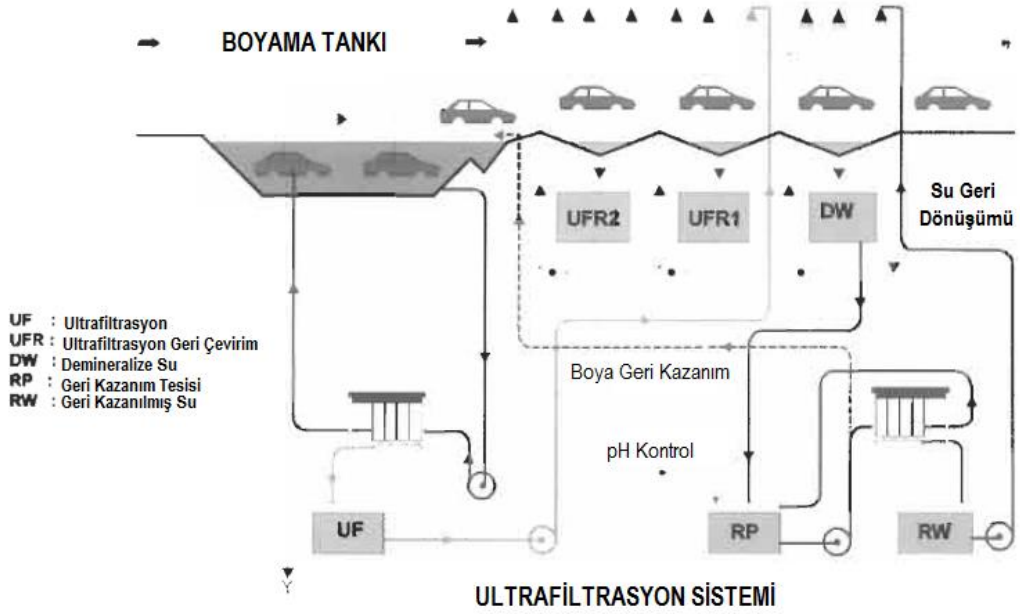
Otomotiv endüstrisi, otomobil ve kamyon üretimi için çok miktarda su ve kimyasal gerektirmektedir. Suyun büyük kısmı, araç gövdelerinin farklı üretim aşamalarından önce temizlenmesi ve elektrokimyasal kaplama aşamalarında kullanılmaktadır. Ayrıca her bir adım arası durulama gerekmektedir.

Elektro kaplama prosesi için membran teknolojisinin uygulanması oldukça yaygındır. Aslında, boyayı sudan ayırmak için 20 yılı aşkın süredir ultrafiltrasyon prosesi kullanılmaktadır. Bu teknolojinin entegrasyonu ile ısıl kurutma öncesi sızan boyanın giderimi ve boyanın geri

kazanılması mümkün olmuştur. Son zamanlarda ekonomik faktörler hem atıksuyun yeniden kullanımı hem de kimyasal madde tüketiminin azaltılması potansiyellerinin endüstri tarafından incelenmesini zorunlu kılmıştır. Bunun daha da yaygınlaştığı iki uygulama vardır. Bunlar son durulama suyundaki boya geri kazanımı, yeniden kullanımı ve ön arıtım aşamalarında yağın giderilmesidir.

Elektroforetik boyama tamamlandıktan sonra tutunamayan boya, ultrafiltrasyon süzüntüsü ile yıkanarak araç gövdelerinden giderilir (Şekil 2.33). Bu prosesten üretilen atıksu, arıtılmış boya katılarını içerir ve katılar kontamine atık olarak atılır. Su kullanımını ve atıksuyu azaltmak ve kayıp boyayı geri kazanmak için çeşitli teknikler denenmiştir;

- UF süzüntü suyu ile araç gövdesi yıkamasının/durulamasının uzun tutulması
- UF'den gelen süzüntünün RO ile ekstraksiyonu,
- Boya sonrası durulama suyunun UF ile arıtımı.



Şekil 2.33. UF durulama ve durulama suyunun geri kazanımı ile katodik elektro kaplama prosesi akım şeması

UF süzüntüsünün tüm durulama periyodu için kullanılarak deiyonize su tüketimi azaltılabilmekle birlikte (seçenek 1), bu alternatifin en önemli dezavantajı ürün suyunun halen tuzları ve diğer çözünür maddeleri barındırmasıdır. Potansiyel stabilite problemleri, daha sonraki boya tabakaları kaplandığında ortaya çıkabilir. Durulama suyunun daha da saflaştırılması için ters osmoz membranlar kullanılabilir (seçenek 2). Boya sonrası durulama suyunun yeniden kullanımı ve boya geri kazanımını içeren ayrı bir geri kazanım hattı seçilebilir (seçenek 3).

Arıtma dizisinde bir arıtma tankı, çevirim pompası ve bir ultrafiltrasyon modülü bulunur. Kullanılmış suyun içerdiği boya parçacıkları membran tarafından tutulur ve arıtma tankında konsantre edilir. Arıtma tankındaki konsantrasyon yeterli olduğunda elektrokaplama tankına pompalanır.

Ultrafiltrasyon modülleri, 50 kDa'lık bir MWCO'a sahip Rhodia Orelis tarafından sağlanan akrilonitril düz tabaka membranlardır. Tesis, 55 m²'lik toplam membran alanına sahiptir ve 40 °C'lik bir sıcaklıkta 192 m³/gün'lük bir debinin arıtımı için tasarlanmıştır. Membranlar, 2,6 m/sn'lik

çapraz akış hızında 145-300 LMH'lik bir akı aralığı sağlayan 1-3 barlık bir TMP aralığında çalıştırılır. Temizlik, yaklaşık 3-4 ayda bir gerçekleşir. Organik asit ve solventlerle 300 dakikalık bir temizleme döngüsünü içerir. İşletim sırasında, hava geçirgenliği testleri kullanılarak membranlar izlenir. Membranlar ayrıca geçirgenlik kalitesi, görsel kontrol ve çevrimiçi bulanıklık ölçüm cihazlarının bir kombinasyonu ile de izlenir.

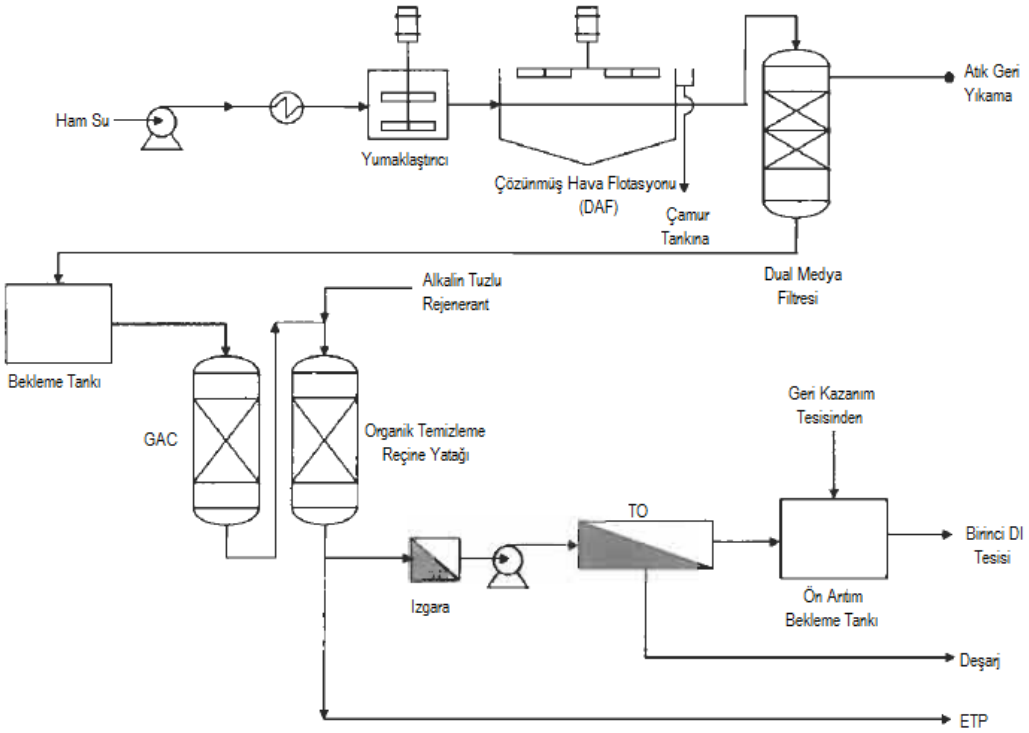
Prosesin yüksek su talebi ve değerli boyanın geri kazanımı yeniden kullanım planını ekonomik açıdan çok olumlu yapmaktadır. Tesis, su ihtiyacını ve çıkış suyu arıtımını 60.000 m³/yıl azaltmakta ve 327.000 € (326.000 $) tasarruf sağlamaktadır. Tesiste toplam yıllık tasarrufun %22'sine karşılık gelen 18.600 kg/yıl boya elde edilmiştir. Kalan tasarruf, durulama su tankını düzenli olarak daha az temizlemek zorunda olunmasından kaynaklanan işçilik maliyetlerindendir. Tesisin çalıştırılmasının ana maliyeti, toplam 324.000 kWh yıllık enerji talebine denk gelen pompalar ve soğutma devresini çalıştırmak için gereken enerjidir. Geriye kalan maliyetler, toplam 0,36 €/m³ işletme maliyeti olarak membran temizleme ve değiştirmeye bağlıdır. Tesis 270.000 € 'luk bir yatırım maliyetine sahiptir ve ilk yıl için ekstra 24.000 €'ya ihtiyacı vardır. Tesiste yıllık net nakit akışı 435.000 € olup 8 aydan daha kısa geri ödeme süresi ile sonuçlanmaktadır.

2.4.6. NEC Semiconductors: Mikroelektronik endüstrisi atıksularının yeniden kullanımı (İngiltere)

NEC Semiconductors (UK) Ltd, Livingston, 1982'de NEC Derneğinin bir parçası olarak kurulmuştur. Üretim tesisi ayda birkaç milyon çip üretmekte olup, Avrupa'daki en büyük operasyonel temiz oda taban alanına (1999 tarihli) sahiptir. NEC, iş stratejisi dahilinde, Aralık 1991'de ISO 14001 akreditasyonunu elde etmek için iyileştirme ve yeniden kullanmayı birleştirmiştir. Stratejide yer alanlar hem kimyasal tüketimin azaltılması hem de atık geri dönüşümüdür. Örneğin, makine banyosu hacmindeki azalma, hidroflorik asitte (40.000 £ veya 62.040 $) önemli bir tasarruf sağlamıştır. Karton, kâğıt, plastik, asitler ve giderilen silikon plaka gibi malzemeler de geri dönüştürülmektedir. Örneğin atık silikon, nihai üründe bir kuvvetlendirme maddesi olarak alüminyum üretiminde kullanılır.

Üretim tesislerinde gerekli olan saf suyun büyük bir kısmı temiz odada ıslak tezgâh makinelerinde kullanılır. Islak tezgahlar, aşındırma için konsantre bir asit banyosundan, bunu takiben bir dizi durulama banyosundan oluşur. Gerekli aşındırma derinlik oranını elde etmek için, başlangıçta önceden belirlenmiş bir süre boyunca silikon levhalar asit banyosuna daldırılır. Ardından silikon levhalar, sürekli olarak taşan saf su banyosuna yerleştirilir ve daha sonra, bir sonraki üretim aşamasına geçmeden önce ikinci bir durulamadan geçirilir. Saf su, asit banyosu sıcaklığına bağlı olarak sıcak veya soğuk olabilir ve arıtma tesisine pompalanmadan önce tezgâhtan ayrı olarak akıtılır.

Transistör boyutları 2 µm'den daha küçük olabilir ve silikon levhalar üzerinde kalan herhangi bir iyon veya parçacıklar kısa devrelere neden olabilir. Dolayısıyla, saf su kalitesi standartları oldukça yüksektir. Üretim tesisine verilen ham suyun organik madde içeriği ham suyun ormanlık alana yakın olması nedeniyle yüksektir ve su arıtma işlemlerinde sınırlı arıtımdan ötürü oldukça değişken kalitede olmaktadır. Sonuç olarak, ham su saf su üretim tesisine girmeden önce çok sayıda arıtma prosesinden geçmektedir (Şekil 2.34). Granüler aktif karbonu takiben anyonik reçine, bir kartuş filtre ve daha sonra bir ters osmoz tesisi bulunmaktadır.



Şekil 2.34. NEC Semiconductors (UK) Ltd'nin ham su ön arıtım tesisi proses akım şeması

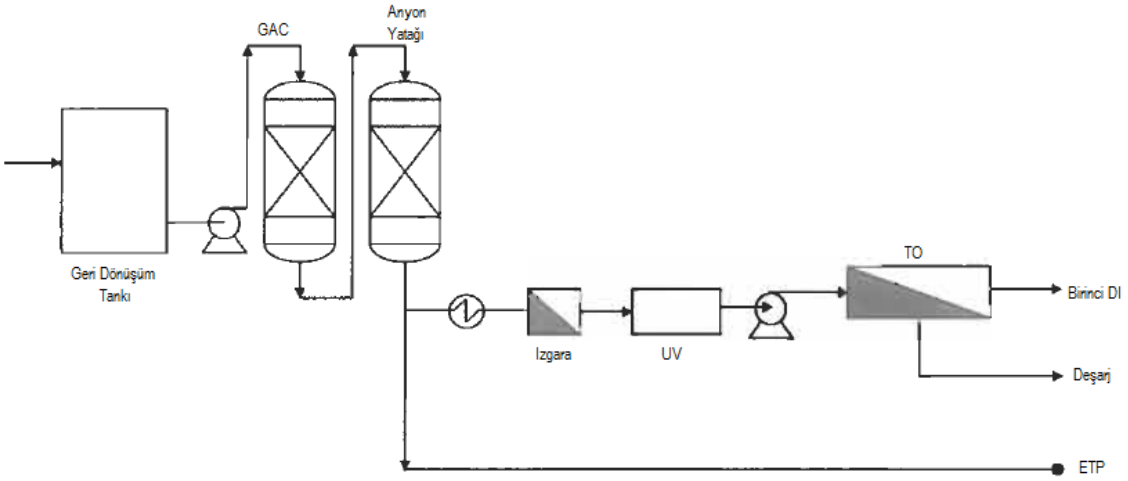
Su daha sonra birincil ve cilalama kademelerine ayrılan saf su tesisine girer. Birincil aşamada su, bir dizi katyonik iyon değiştirici reçine, çökelen organik maddeleri ve suda kalan reçineleri gidermek için 10 µm'lik kartuş filtre ve 254 nm dalga boyunda UV tesisinden geçer. UV aşamasını takiben su, 7:3:2 dizide düzenlenmiş 3 kademeli RO tesisi boyunca filtrelenir. Süzüntü pompalanmadan önce havalandırılır. Son aşamada su 185 nm UV ve UF membran filtrasyon tesisinden geçer. Saf su toplam üretimi 200 m^3/saat'dir.

Projenin önemli bir özelliği, geri kazanılmış suyun kullanılması ürün kalitesini hiçbir şekilde etkilememektedir. Bunu sağlamak için geri kazanılmış su birincil saf su üretim safhasına pompalanmadan önce toplam organik madde ve iletkenlik açısından izlenir. İzin verilen seviyelerin üzerindeki herhangi bir kirlilik giderilmek üzere atıksu arıtma tesisine gönderilir. Tesis başlangıçta 300 µS/cm'nin altındaki suyu kabul edecek şekilde tasarlanmıştır, ancak geri kazanım tesisi boyunca su miktarını artırmak için bunu 600 µS/cm'ye yükseltmek zorunda kalınmıştır.

Geri kazanım suyu aslında sülfat anyonları eklenmiş olan deiyonize sudur. Bu nedenle hiçbir katyon giderimi gerekmemektedir ve proses akım diyagramı bu durumu yansıtmaktadır (Şekil 2.35). Geri kazanım suyu, bazı banyolarda bulunabilecek hidrojen peroksitin giderilmesi için 14 m^3'lük bir aktif karbondan geçirilir. Bu işlem, daha sonraki proseslerin (RO gibi) oksidasyona karşı korunması için gereklidir. Adsorpsiyondan sonra su, 5,2 m^3 hacim ve 2,2 m çapındaki zayıf anyon değiştiriciden geçer. Anyonik reçine, serbest sülfat, fosfat ve florür iyonlarını giderir. Daha sonra su 10 µm'lik bir filtreden geçer. Ters osmoz prosesi öncesinde su UV prosesinden geçirilerek sterilizasyon sağlanır. Son proses ise; her biri dört modül ile donatılmış ve 5:2:1 dizide düzenlenmiş ters osmoz tesisidir. Tesis 130 m^3/saat debiye sahip olup %90'lık bir geri kazanım ile çalışır.

Su 600 µS/cm iletkenlikle geri kazanım tesisine girer. Zayıf anyonik reçine iletkenliği 25 µS/cm'ye düşürür, bu da daha sonra RO tesisi yoluyla 3 µS/cm'lik son bir değere ulaştırır. Su, daha sonra 18,2 MΩ/cm^2 özdirenç değerine sahip saf su üretim tesisine geçirilmeden önce arıtılmış ham suyla

karıştırılır. Yüksek saflıktaki suyun %58'i geri kazanılır ve saf su tesisine geri döndürülür. Kalan su RO konsantresi ve tuzlu su ile atıksu arıtma tesisine gönderilir.



Şekil 2.35. NEC Semiconductors Ltd'de geri kazanım tesisinin proses akım diyagramı

Arıtım masrafının %83'ü ham suyun istenilen kaliteye getirilmesi ve daha sonra bertaraf edilmesi ile ilişkili olduğu için, geri kazanım suyunun kullanılmasında önemli miktarda tasarruf sağlanmaktadır. Su geri kazanımı ham suyun arıtımına sadece %12 oranında ek maliyet getirir ve saf su arıtma tesisi için toplam işletme ve bakım bütçesinde %20'lik bir tasarruf sağlar.

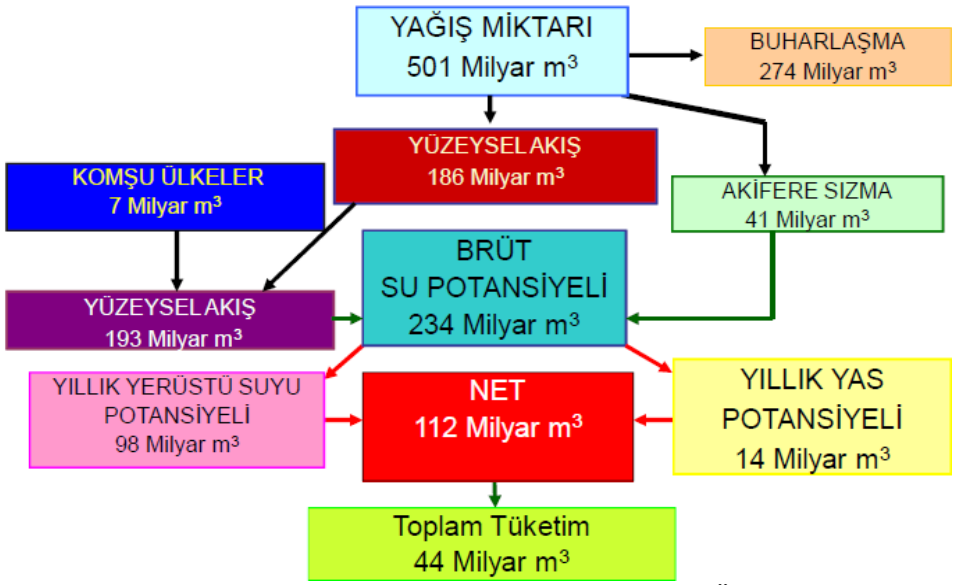
2.5. Ülkemizde Atıksu Yönetimi ve Atıksu Geri Kazanımına Duyulan İhtiyaç

Ülkemizde atıksu geri kazanımına duyulan ihtiyaç, atıksu geri kazanımını etkileyen faktörler, atıksu geri kazanımının yaygınlaşmasının önündeki engeller, ülkemize yönelik problemler ve çözüm önerileri bu bölümde detaylı olarak tartışılmıştır.

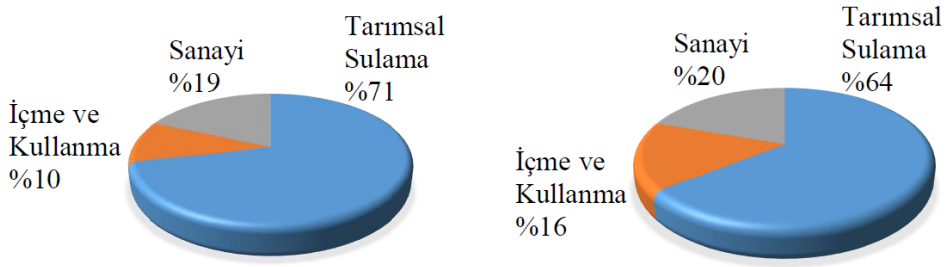
Ülkemizin su kaynakları potansiyeline yönelik genel bir bakış Şekil 2.36'da sunulmuştur. Görüldüğü gibi ülkemizin aldığı yıllık yağış yaklaşık 500 milyar m^3 olup, net kullanılabilir su miktarı 112 milyar m^3 tür. Toplam yıllık tüketimimiz ise 60,4 milyar m^3 olup, bunun 43,1 milyar m^3'ü tarımsal kullanım, 6,2 milyar m^3'ü içme ve kullanım suyu ve 11,3 milyar m^3'ü sanayide kullanımdır. 2016 yılı için ülkemizde tarımsal sulamada kullanılan toplam yüzey suyu miktarı 33,3 milyar m^3 ve yeraltısuyu 9,8 milyar m^3'tür (DSİ, 2018). Belediyeler, köyler, imalat sanayi işyerleri, termik santraller, organize sanayi bölgeleri (OSB) ve maden işletmeleri tarafından 2016 yılında 17,3 milyar m^3 su doğrudan su kaynaklarından çekilmiştir. 17,3 milyar m^3 suyun 6,2 milyar m^3'ü belediye ve köyler tarafından içme ve kullanma suyu şebekesi için çekilmiştir (TUİK, 2018). Bu veriler 2016 yılına ait olup, 2023 yılında ise toplam su kullanımının 112 milyar m^3'e ulaşacağı tahmin edilmekte olup, kullanımların sektörel dağılımları da Şekil 2.37'de sunulmuştur.

Ülkemizde kişi başı kullanılabilir su miktarı 1.500 m^3/yıl'dan daha düşük olup, su stresi olan ülkeler sınıfına girmektedir. Bu nedenle; suyun dikkatli kullanılması, sanayide ve tarımda su tüketimini azaltan teknolojilerin kullanımına gidilmesi ve atıksuların uygun arıtma proseslerinden sonra yeniden kullanılmasının özendirilmesi gerekmektedir. Bununla birlikte; su kaynaklarının kirlenmesinin önlenerek sürdürülebilir su yönetiminin benimsenmesi oldukça önem taşımaktadır. Sürdürülebilir atıksu yönetimi ancak uygun politikaların benimsenmesiyle olacaktır. Bu nedenle politika ve prensiplerin belirlenmesi, uygun mevzuatların geliştirilmesi, uygun teknolojilerin

belirlenerek çalışmaların yapılması ve tüm paydaşlarla iş birliği oldukça önem taşımaktadır (Özcan, 2014).



Şekil 2.36. Türkiye'nin su kaynakları potansiyeli (Özcan, 2014)



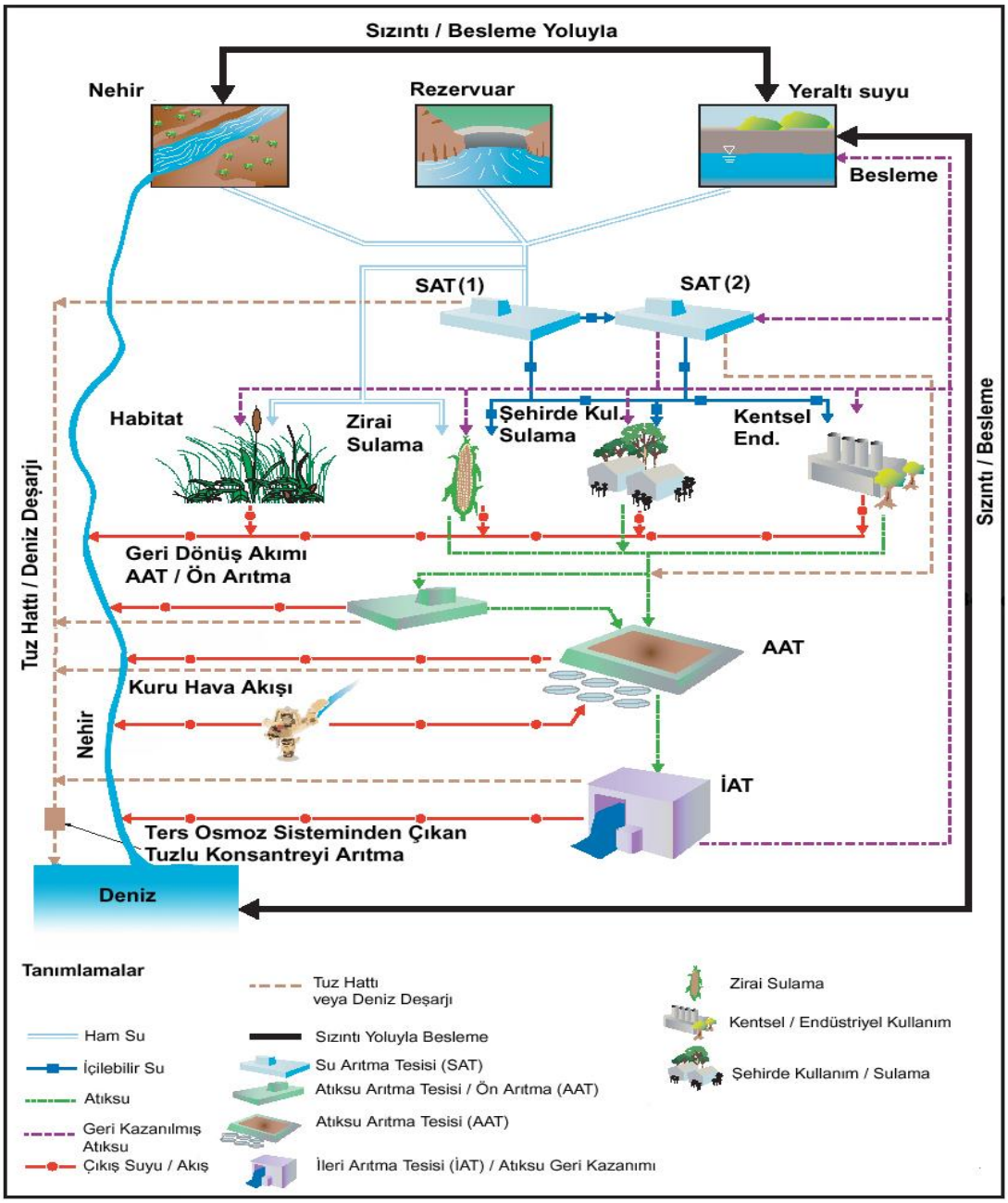
2016 Yılı		2023 Yılı	
Tarımsal Sulama	: 43,1 milyar m^3 (%71)	Tarımsal Sulama	: 72 milyar m^3 (%64)
İçme ve Kullanma	: 6,2 milyar m^3 (%10)	İçme ve Kullanma	: 18 milyar m^3 (%16)
Sanayi	: 11,1 milyar m^3 (%19)	Sanayi	: 22 milyar m^3 (%20)
Toplam	: 60,4 milyar m^3	Toplam	: 112 milyar m^3

Şekil 2.37. Türkiye'de su kullanımının sektörel dağılımı (TÜİK, 2017)

Artan su talebi, yükselen alternatif su kaynakları fiyatları ve gelişen geri kazanma teknolojileri atıksuların tekrar kullanımını hem çevresel hem de kaynakların ekonomik kullanımı bakımından zorunlu hale getirmektedir. Atıksuların yeniden kullanımını gerektiren en önemli nedenler ise; nüfusun belirli alanlarda toplanması nedeniyle hızla artan talebin kaynaklardan karşılanamaması ve atıksu deşarjlarında giderek sıkılaşan standartlardır. Deşarj standartları yükseldikçe su geri kazanım maliyeti ile sadece deşarj amaçlı arıtma maliyeti arasındaki fark giderek kapanmakta ve su geri kazanımı ekonomik olarak makul seviyelere gelmektedir. Arıtılmış atıksuların geri kullanım alanları ana hatlarıyla aşağıdaki gibi sıralanabilir:

- Kentsel kullanım
  - Parklar, rekreasyon alanları, spor tesisleri, otoyol kenarları
  - Uydu kentlerde yeşil sahalar
  - Ticari ve endüstriyel gelişme alanları
  - Golf merkezleri
  - Yangın söndürme
  - Ticari ve endüstriyel alanlarda tuvalet pisuvarları
  - İnşaat projelerinde toz kontrol ve beton üretimi
  - Araç yıkama tesisleri
- Endüstriyel kullanım
  - Soğutma suyu
  - Proses suları
  - Kazan besleme
  - Tesis yeşil alan sulaması
  - Yangın söndürme
- Zirai sulama
- Habitat, yüzeysel suların, rekreasyon alanların beslenmesi
- Yeraltı suyu beslenmesi/enjeksiyonu
  - Sahil bölgelerinde tuzlu suyun yeraltı tatlı su kaynaklarına girişiminin engellenmesi
  - Toprak-yeraltı suyu sisteminde daha ileri arıtım
  - İçme suyu veya kullanma suyu kalitesindeki akiferlerin beslenmesi
  - Geri kazanılmış atıksuyun depolanması
  - Aşırı yeraltı suyu pompalanması sonucu oluşabilecek göçüklerin engellenmesi.

Değişik geri kullanım alanları ve akış diyagramları Şekil 2.38'de şematik olarak gösterilmiştir. Son yıllarda atıksuların geri kullanımı artık küçük lokal ölçekli projelerden, çok kullanıcılı büyük ölçekli projelere dönüşmektedir. İçme suyunun ve geri kazanılmış, arıtılmış atıksuyun kentlere ayrık şebekelerle dağıtım projelerinin global olarak artmasıyla da tatlı su kaynakları daha da korunur hale gelmektedir.



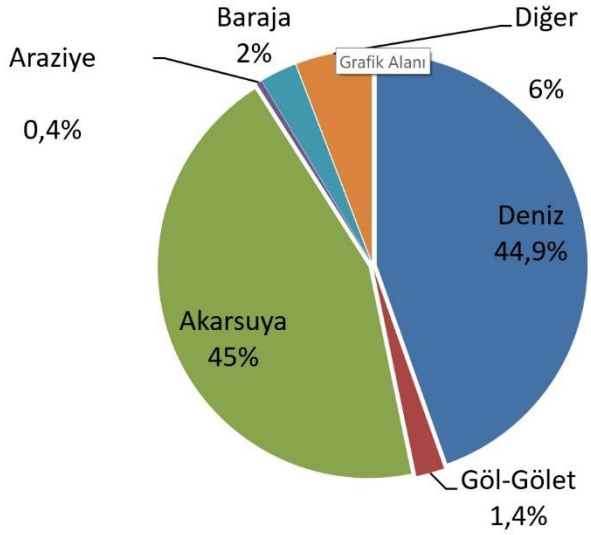
Şekil 2.38. Atıksu geri kullanım alanları ve akış diyagramları (U.S. Bureau of Reclamation (USBR), 2003)

Evsel atıksuların uygun şekilde arıtılıp yeniden kullanımı uygulanabilir bir alternatiftir. Nedeni ise; evsel atıksular birçok endüstriyel atıksuya kıyasla daha az bir kirletici yüküne sahiptir. Ayrıca, karakterizasyonu çok fazla salınım göstermez ve nüfusa da bağlı olarak yüksek debilerde oluşabileceğinden önemli bir ikincil su kaynağı olarak düşünülmelidir. Evsel/kentsel atıksuların önemli bir kısmı hali hazırda ülkemizde arıtılmakta olup, klasik biyolojik arıtımı takip eden su geri kazanım tesislerinin maliyeti de kısmen daha düşük olacaktır.

Ülkemizde oluşan evsel atıksu miktarı 2016 TÜİK verilerine göre yaklaşık 4,5 milyar m^3/yıl olup, bu suların %84'i (3,8 milyar m^3/yıl) arıtıldıktan sonra, yaklaşık %16'sı da arıtılmadan deşarj edilmektedir. Belediyeler tarafından içme ve kullanma suyu olarak 2016 yılında ise 5,8 milyar m^3/yıl su çekimi olmuştur. Atıksu miktarı, tüketilen suyun %78'i olup, potansiyel olarak yıllık

kullanma suyumuzun yarısına kadar suyun geri kazanımı söz konusu olabilecektedir. Özellikle geri kazanılan suyun tarım ve sanayide kullanımı belki de en uygun alternatifler olacaktır.

TÜİK verilerine göre 2016 yılında belediyeler tarafından arıtıldıktan sonra veya arıtılmadan deşarj edilen atıksuların alıcı ortamlara göre dağılımları da Şekil 2.39 'da verilmiştir. Arıtılan atıksuyun %44,9'u denize, %45'i akarsuya, %2'si baraja, %1,4'ü göl-gölete, %0,4'ü araziye ve %6,3'ü diğer alıcı ortamlara deşarj edilmiştir. Genel olarak kentsel atıksuların iletkenlik değerleri 1.000-2.000 µS/cm olup gerek sulama ve gerekse birçok endüstriyel geri kazanımı için uygun bir iletkenliğe sahiptir. Hatta uygun ters osmoz prosesleriyle 7-10 bar basınçlarda tuzluluk seviyesi ve kirlilik seviyesi kolaylıkla düşürülerek geri kazanılabilecekken, denizlere deşarjı ülkemiz gibi su stresi yaşayan bir ülke için iyi bir uygulama değildir. Çünkü denize deşarj edilen düşük tuzluluğa sahip su deşarj noktasında tuzluluğun ani düşmesine neden olup, canlıları etkilediği gibi, tuzluluk içeriği düşük olan bir suyu denize vermek bu su kaynağını kaybetmek anlamına gelecektir. Nitekim denizlerde iletkenlik değeri 30-50 mS/cm olup, ters osmoz gibi proseslerle suyun geri kazanımı 40-60 bar gibi yüksek basınçları gerektirecektir. Dolayısıyla, arıtılmış evsel atıksuların denize deşarj edilmek yerine geri kazanılması son derece önemlidir.



Şekil 2.39. TÜİK verilerine göre 2016 yılında belediye atıksularının alıcı ortamlara göre debi bazlı deşarj dağılımları

Yukarıdaki veriler baz alınırsa, yıllık yaklaşık 2 milyar m^3 arıtılmış su denizlere deşarj edilmektedir. Yukarıda da bahsedildiği üzere toplam su ihtiyacımız yıllık 50 milyar m^3'e ulaşmış olup, bunun yaklaşık 35 milyar m^3'ü tarımsal sulamada kullanılmaktadır. Dolayısıyla, arıtılmış suların sulama amacıyla kullanımı ilk akla gelen uygulamadır. Bunun en önemli nedeni ise, evsel ve endüstriyel su kullanımına kıyasla tarımsal sulamada ihtiyaç duyulan su kalitesi daha düşük olabilmekte ve sulanan ürüne bağlı olarak su geri kazanım maliyeti de diğer alternatiflere kıyasla önemli derecede düşmektedir.

Belediyelere ait kanalizasyon şebekeleri tarafından deşarj edilen toplam atıksu miktarı 2016 yılı için yukarıda bahsedildiği gibi yaklaşık 4,5 milyar m^3 iken, imalat sanayisinden direk olarak deşarj edilen atıksu miktarı ise 1,9 milyar m^3 tür. İmalat sanayisinden direk olarak deşarj edilen atıksu 1,5 milyar m^3'ü soğutma suları, 0,4 milyar m^3'ü (400 milyon) ise endüstriyel atıksudur. Yine 2016 TÜİK verilerine göre ülkemizde faal olan 217 organize sanayi bölgesi tarafından su şebekesi ile dağıtılmak üzere 175 milyon m^3 su çekilmiştir. Çekilen suyun %48,2'si kuyulardan, %11,5'i

kaynaklardan, %14,3'ü şehir şebekesinden, %26'sı ise baraj, gölet ve akarsulardandır. OSB kanalizasyon şebekelerinden 2016 yılında toplam 263 milyon m^3 atıksu deşarj edilmiş olup, atıksuyun %72,5'i akarsuya, %12'si şehir kanalizasyonuna, %7,5'ü kuru dere yatağına, %8'i ise diğer alıcı ortamlara deşarj edilmiştir. OSB'ler tarafından deşarj edilen atıksuyun çekilen sudan daha fazla olması, suyunu kendi imkanları ile temin eden işyerlerinin atıksularını OSB kanalizasyon şebekesine deşarj etmelerinden kaynaklanmaktadır. OSB atıksu arıtma tesislerinde 2016 yılında toplam 229 milyon m^3 atıksu arıtılmış olup (%87), arıtılan atıksuyun %56'2'sine ileri, %43,8'ine ise kimyasal ya da konvansiyonel biyolojik arıtma uygulanmıştır (TÜİK, 2017). Yukarıdaki verilere dayanılarak, ülkemizde atıksuların uygun arıtmalarla yeniden kullanımının yetersiz olduğu rahatlıkla söylenebilir. Aşağıda atıksu geri kazanımının önündeki engeller detaylı olarak tartışılmıştır.

2.5.1. Atıksu geri kazanımını etkileyen faktörler ve engeller

Artan su ihtiyacı, çevreye duyarlılığın artması, su geri kazanımına yönelik teknolojilerin geliştirilerek fiyatlarının her geçen gün biraz daha düşmesi gibi nedenler su geri kazanımına yönelik uygulamaların önünü açmıştır. Genel olarak, su geri kazanımı kültür, algı, din, mevcut teknoloji ve politikalara bağlı bir olgudur. Artan su ihtiyacına bağlı olarak, haliyle su geri kazanımına yönelik standartlar da değişmekte ve lokal ihtiyaçları ve tabii ki makul seviyede halk sağlığını da esas alan yönetmelikler üzerine çalışılmaktadır. Dolayısıyla gerek ülkemizde gerekse dünyada ve özellikle su sıkıntısı olan veya olabilecek ülkelerde evsel ve endüstriyel su geri kazanım uygulamaları ucu açık bir potansiyeldir.

Arıtılmış atıksu geleneksel olarak tarımsal amaçlarla kullanılmaktadır. Fakat geri kazanım her geçen gün kentsel ve endüstriyel uygulamaları da kapsayacak şekilde genişlemektedir. Atıksu geri kazanımına yönelik uygulamalara birçok örnek verilebilmekle birlikte özellikle ülkemizin iklim koşulları birbirine yakın olan diğer Akdeniz ülkelerinden bazı örnekler verebiliriz. İspanya 45 milyon nüfusa sahip olup, oldukça iyi bir atıksu altyapısına sahiptir. İspanya'da arıtılmış sular, genel olarak tarımsal sulama amaçlı olarak kullanılsa da farklı alanlardaki kullanım her geçen gün artmaktadır. Arıtılmış kentsel atıksular sulama dışında, sulak alanların restorasyonu, yangın besleme suyu ve cadde temizliklerinde de yaygın şekilde kullanılmaktadır. Genel olarak geri kazanılan suyun %80'i tarımsal sulama ve %20'si de diğer geri kazanım uygulamaları amacıyla kullanılmaktadır. Benzer olarak Fransa'nın nüfusu 62 milyonun üzerindedir. Toplam eşdeğer hizmet nüfusu 2000'nin üzerinde olan arıtma tesisi sayısı 17.500 olup, arıtılmış atıksular özellikle Paris çevresinde tarımsal sulamada kullanılmaktadır. Bunun dışında tuvaletlerde ve endüstriyel uygulamalarda da arıtılmış suyun kullanıldığını görmekteyiz. Örnek olarak Renault fabrikasında da arıtılmış sular yeniden kullanılmaktadır. Aşağıda Çizelge 2.18'de farklı ülkelerdeki su geri kazanım oranları sunulmuştur (Kellis vd., 2013). Tablodan da görüldüğü gibi ülkemizde su geri kazanım oranı özellikle İspanya ve İsrail'e kıyasla olukça düşüktür. Dolayısıyla, su geri kazanımına duyulan ilginin de arttırılması gerekmektedir.

Çizelge 2.18. Akdeniz ülkelerinde su geri kazanım verileri

Ülke	Toplam Nüfus (x1000), 2006 verilerine göre	Geri kazanılan atıksu miktarı (m^3/gün)	Kişi başına atıksu geri kazanım miktarı (L/(gün.kişi)	Geri kazanılan atıksuların kullanım alanları
İspanya	43.887	1.117.808	25,4	Tarımsal sulama, yeraltı suyu besleme, çevresel iyileştirme
Fransa	61.330	19.178	0,3	Tarımsal, belediyelerde, içme suyu
İtalya	28.779	123.288	2,1	Tarımsal sulama, yeraltı suyu besleme, endüstriyel kullanım
Yunanistan	11.123	28.000	2,5	Tarımsal sulama, endüstriyel kullanım
Kıbrıs	846	68.493	80,96	Tarımsal, belediyelerde, çevresel iyileştirme
İsrail	6.810	1.014.000	149	Tarımsal sulama, yeraltı suyu besleme,
Türkiye	73.922	136.986	1,9	Tarımsal, belediyelerde, çevresel iyileştirme

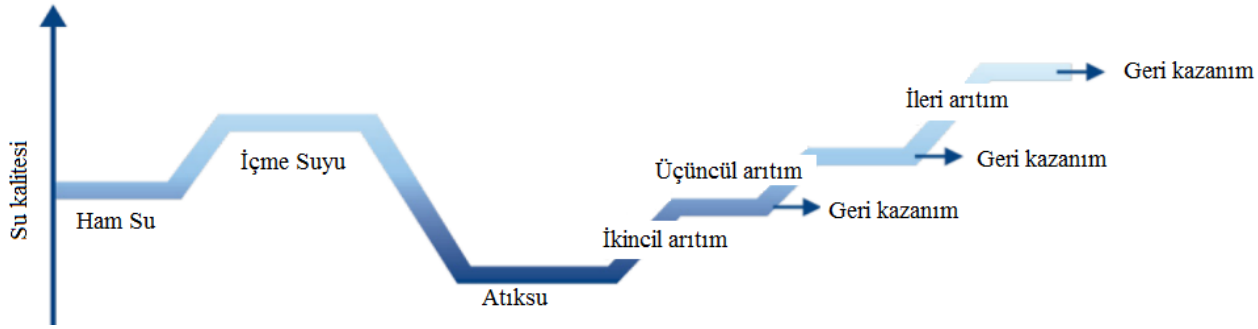
Atıksuların geri kullanımını teşvik eden faktörler şehirleşme, nüfus artışı ve kuraklıktır. Diğer yandan, atıksu geri kullanım projelerini veya kullanılacak geri kazanılmış atıksu miktarını sınırlayan faktörler de mevcuttur. Atıksu geri kazanımının önündeki bariyerlere ise aşağıda detaylı olarak değinilecektir.

Her ne kadar su kullanımını azaltıcı tedbirler alsakda, sürdürülebilir su yönetimi için suyun bir defadan daha fazla kullanımının gerektiği açıktır. Daha önce de tartışıldığı gibi geri kazanılan suların ilk uygulama alanları; tarımsal sulama, tuvaletlerde kullanım, yangın söndürme, endüstriyel prosesler, çevresel düzenlemeler ve yeraltı sularının beslenmesidir (http://www.wasatchwater.org/four-barriers-RO-water-reuse/). Singapur, İsrail ve Kaliforniya'daki büyük atıksu geri kazanım projeleri aslında birer yol gösterici olabilir. Su geri kazanımı tek başına yeterli olmasa da mühendislik açısından faydaları oldukça fazla olan bir alternatiftir. Özellikle su sıkıntısı yaşanan yerlerde alternatif olarak değerlendirilmeli ve su geri kazanımına yönelik talepleri arttırmak için politikalar, tecrübeler, teknolojiler ve riskler hep beraber değerlendirilmelidir. Su geri kazanımı önündeki bariyerler dört kategori altında değerlendirilmiştir. Bunlar; teknik, finansal, politik ve sosyal bariyerlerdir. Ayrıca, ülkemize yönelik sorunlar aşağıda daha spesifik olarak ele alınarak çözümüne yönelik bazı öneriler sunulmuştur.

2.5.1.1. Teknik engeller

Su geri kazanımı; fiziksel, biyolojik ve kimyasal arıtmayı gerektirebilmektedir. Bunun yanında borulama, ikincil atıkları (örnek membran konsantreleri) yönetme ve diğer sistemlerin kurulumuna yönelik alt yapıları gerektirmektedir. Su geri kazanımı amacıyla uygulanacak olan arıtma yöntemleri; beslenen suyun kalitesine ve istenen suyun özelliklerine bağlıdır (Şekil 2.40). Tabii ki ihtiyaç duyulan tesisin tasarımı, kararının verilmesi, uygun ve uygulanabilir tasarım ve kurulumun

yapılması da önemli bir teknik bilgi ve alt yapı gerektirmektedir. Dolayısıyla, su geri kazanımı uygun proseslerin seçilerek kurulumunu sağlayacak teknik bilgi ve alt yapı gerektirmektedir.



Şekil 2.40. Geri kazanım ihtiyaçlarına göre atıksu arıtım seviyeleri

Şekil 2.40'da farklı atıksu kaynakları ile farklı arıtım seviyelerindeki su kaliteleri kıyaslanmıştır. Ayrıca, hangi noktalarda su geri kazanımının yapılabileceği de belirtilmiştir. Şekilden de görüldüğü gibi su geri kazanımı, suyun kullanım yerine bağlı olarak içme suyu kalitesinin dahi üzerinde su kalitesi gerektirebilirken, bazı durumlarda sadece ikincil arıtmadan geçmiş suların dahi geri kazanımı mümkün olmaktadır. Şartlara bağlı olarak bazen üçüncül arıtım sonrası suların geri kazanımı mümkün olmaktadır. Gerek tarımsal sulama ve gerekse endüstriyel proseslerde yeniden kullanım için şartlara göre farklı kalitede sular gerekebilir. Dolayısıyla, geri kazanımın yapılacağı ülke koşulları, istenen su kalitesi, coğrafi durum, mevcut su alternatiflerinin maliyeti su geri kazanımını etkileyen/sınırlandıran unsurlardır.

2.5.1.2. Finansal engeller

Teknik sınırlılıklar daha çok finansal sıkıntılardan ileri gelmektedir. Atıksu geri kazanım fonlamaları; projelendirme, tasarım, kurulum, işletme ve izin süreçlerini içerir. Atıksu geri kazanım projelerinin işletme giderleri ise müşteriye yansıtılmak zorundadır. Bu durumda çoğu zaman su fiyatları yeterince düşük de olsa memnuniyetsizlik yaratacaktır. Bazı durumlarda atıksuların geri kazanımı mevcut su alternatiflerine göre daha pahalı bir çözümdür. Bu durumda da genellikle su geri kazanım tesisleri için yatırım yapılması istenmez. Ülkemizde de asıl sorunlardan biri budur. Özellikle endüstriyel atıksuların arıtıldıktan sonra tekrar kullanımı, yer altından su çekmekten çok daha pahalı olduğundan sanayici su geri kazanım yatırımlarından uzak durmayı tercih etmektedir. Öte yandan sürdürülebilirlik ve çevresel kazanımlar ve ileriye yönelik planlar bu durumlarda genellikle dikkate alınmamaktadır. Bu durumda sürdürülebilirlik ve çevrenin korunması bakımından otoritelerce bazı yaptırımların getirilmesi gerekebilir. Örnek olarak çok su kullanan endüstrilere sularını belirli oranlarda geri kazanım zorunluluğu getirilebilir.

2.5.1.3. Politik engeller

Atıksu geri kazanımının önündeki bir diğer engel ise politik engellerdir. Politik sorunların aşılmasında ilk adım olarak atıksu geri kazanım projelerinin otoriteler tarafından onaylanması için gerekli prosedürün oluşturulmasıdır. Haliyle geri kazanılacak su kalitesine yönelik kriterlerin belirlenmesi bu kapsamda önemli olabilir. Daha önce de bahsedildiği gibi atıksular en çok tarımsal sulama maksatlı kullanılmakta olup, sulama için kriterlerin belirlenmiş olması gerekir. Tabii ki bu kriterlerin belirlenmesinde halk sağlığı göz önünde bulundurulurken, sağlanamayacak kriterlerin konularak su geri kazanımını da imkânsız hale getirmemek gerekmektedir. Bununla birlikte su kazanım tesislerinde oluşan ikincil atıkların (örnek ters osmoz konsantrelerinin) bertarafı ile ilgili yasal düzenlemelerin yapılması, halk sağlığını korumak için tedbirlerin alınması fakat geri kazanımı da imkânsız hale getirmeyen düzenlemelerin yapılması gerekmektedir.

2.5.1.4. Sosyal/psikolojik engeller

Hiçbir su geri kazanım projesi halktan (endüstride müşterilerden) destek görmeden gerçekleştirilemez. Suyun halkın bir kaynağı olduğunu düşünürsek, toplumun da onayı olmadan geri kazanım olamayacaktır. Kültürel ve dini alışkanlıklarla birlikte değişim gösterse de toplumlardaki "tuvaletten musluğa" algısı atıksu geri kullanımını sınırlandıran önemli bir bariyer olarak karşımıza çıkmaktadır. Halkın yeterince bilgilendirilmemesi ve neticede oluşacak tepkiler projenin her aşamasında önemli olabilir.

2.5.1.5. Atıksu geri kazanımını etkileyen genel faktörler

Yukarıda atıksu geri kazanımının önündeki engeller verilmiş olup, Çizelge 2.19'da her bir geri kazanım alternatifi için potansiyel global sorunlar ve çözüm önerileri genel olarak sunulmuştur.

Çizelge 2.19. Atıksuların çeşitli kullanım alanlarında karşılaşılan problemler ve çözüm önerileri (U.S. Bureau of Reclamation (USBR), 2003)

Kullanım Alanı	**Spesifik Kullanım**	**Potansiyel Problemler**	**Çözümler/Arıtma Opsiyonları**
Zirai Sulama	Ekin/çeşitli ürünlerin sulanması	Karbonat ve bikarbonat miktarına göre toprak geçirimliliğinin azalması	İleri arıtma yöntemleriyle karbonat ve bikarbonat giderimi
		Suda bulunan bileşiklerin ürün işlenmesini etkilemesi	Spesifik olarak giderimi istenen bileşiğe göre optimize edilmiş ileri arıtma
		Klorür, boron, sodyum gibi iyonların toprakta birikmesi nedeniyle mahsul azalması	İleri arıtma ile yumuşatma (membran prosesleri); toprağa şartlandırıcılar eklemek ve periyodik olarak aşırı mineralleri topraktan sızdırmak; arıtma öncesi tuzluluk kontrolü
		Çiçek türü bazı ürünlerin nütriyentlere karşı hassasiyet göstermesi	Biyolojik nütriyent giderim prosesleri (nitrifikasyon/denitrifikasyon ve fosfor giderimi)
		Kadmiyum, kurşun ve civa gibi ağır metallerin ürünlere zarar vermesi	İleri arıtma sistemleri (membran, adsorpsiyon prosesleri)
		Sulama sistemleri ve püskürtücülerin tıkanması	Kullanım sahasında ön-filtrelerin kurulması
		Yüksek azot veya nitrat muhtevasından dolayı yeraltı sularının kirlenmesi, istenmeyen vejetasyonun oluşup ürün kalitesini bozması	Biyolojik nütriyent giderim prosesleri (nitrifikasyon/denitrifikasyon)
Yeraltı Suyu	Besleme/ İnfiltrasyon	Toplumun geri kazanılmış atıksuyun yeraltı suyu kalitesini değiştireceği kaygısı	Toplumu bilgilendirme programlarının hazırlanması
Kentsel Sulama	Bahçe/ Golf Sahası vb. Sulaması	Düşük demir içeriği nedeniyle ferrik klorisis oluşumu	Demir sülfat ya da demir şelatlarla uygulamalar
		Tuzluluğa bağlı olarak toprak geçirimliliğinin azalması	İleri arıtma ile yumuşatma (membran prosesleri); toprağa şartlandırıcılar eklemek ve periyodik olarak aşırı mineralleri topraktan sızdırmak.
		Sulama sırasında istenmeyen koku oluşumu	Hidrojen sülfür oluşum potansiyelinin azaltılması; klor dozlamalarının optimizasyonu, arıtma öncesi tuzluluk kontrolü

Kullanım Alanı	Spesifik Kullanım	Potansiyel Problemler	Çözümler/Arıtma Opsiyonları
		Yazın yapılan sulamalarda biriken fazla azot nedeniyle sonbaharda mantar enfeksiyonlarının oluşabilmesi	Fungusitlerin uygulanması
	Su Tesisatı ve Çeşmeler	Su içeriğinden dolayı koku ve diğer istenmeyen parametrelerin oluşumu. Fazla nütriyentden dolayı alg patlamaları.	Yeterli sistem dizaynı ve işletimi
	Yüzeysel Su Beslenmesi	Toplumun eksik bilgilendirilmesinden dolayı turizme ve emlak değerlerine negatif etki	Toplumu bilgilendirme programları
		Fazla nütriyentden dolayı alg patlamaları ve ötrofikasyon	Biyolojik nütriyent giderim prosesleri (nitrifikasyon/denitrifikasyon ve fosfor giderimi)
Tuvalet Pisuarları	Tuvalet Pisuarları	Yetersiz depolamadan dolayı mevsimsel veya günlük kesintiler	Yeterli dengeleme hazneleri
	Şebeke temizliği	İşçilerin sağlığına potansiyel riskler	Sağlık ve güvenlik için gerekli donanım. Üçüncül arıtma gerekebilir.
Habitat	Sulak Alanlar	Toplumun doğal sulak alanların su kalitesinin değişeceği kaygısı	Toplumu bilgilendirme programları
		Koku oluşumu	Yeterli sistem dizaynı ve işletimi
		Alg patlamaları/ötrofikasyon oluşumu	Yeterli sistem dizaynı ve işletimi
		Sentetik organiklerin ve ağır metallerin yüksek konsantrasyonda olabilmesinden dolayı habitatın olumsuz etkilenmesi	İleri arıtma sistemleri (membran, adsorpsiyon prosesleri). Kanalizasyona endüstriyel atıksu deşarjları için daha fazla ön arıtma ve kontrol.
Endüstriyel/ Ticari	Tekstil, Halı vb. Boyama	Boyama prosesinin etkilenebilme ihtimali ve koku oluşumu	Su kalitesi gereksiniminin değerlendirilmesi, pilot testler yapılması
	Kazan Besleme Suyu	Fazla tortu ve korozyon oluşumu	Demineralizasyon
	Ticari Araç Yıkama	Araç üzerinde fazla miktarda lekelerin oluşması	Yıkama suyunu yumuşatmak ve nihai durulama suyunu demineralize etmek
	Toz Kontrolü	Tanker taşıyıcılarının kirlenmesi	İçme suyu ile geri kazanılmış atıksu taşıyan tankerlerin ayrılması veya taşınımlar arası uygun dezenfeksiyon
	Enerji Santralleri Soğutma Suyu	Yüksek karbonat içeriği nedeniyle minerallerin soğutma kulelerinde birikmesi	Karbonatı uzaklaştırmak için yeterli filtrasyonun yapılması
		Amonyak ve azot miktarının soğutma prosesini etkilemesi	Nitrifikasyon/Denitrifikasyon
		Amonyağa bağlı olarak metallerin korozyona uğraması	Amonyak giderimi
		Aşırı tortu oluşması	Döngülerin azaltılması veya demineralizasyon
	Kimya Endüstrisi	Kimyasal proseslerde sudaki bileşiklerin istenmeyen etkileri	Membran filtrasyonu
		Yüksek miktarda demir ve çinko olabilmesi nedeniyle boyamada problem	Demir ve çinko giderimi
	Tekstil Endüstrisi	Yüksek metal konsantrasyonu olabilmesi nedeniyle boyama prosesinin etkilenmesi	İleri arıtma sistemleri (membran, adsorpsiyon prosesleri)

Kullanım Alanı	Spesifik Kullanım	Potansiyel Problemler	Çözümler/Arıtma Opsiyonları
		Yüksek demir ve mangan konsantrasyonunun suya renk verip boyama prosesini etkilemesi	Demir ve mangan giderimi
	Petrol ve Kömür Ürünleri	Kimyasal proseslerde sudaki istenmeyen bileşikler	Membran filtrasyonu
Çeşitli İşlemler	Yangın Önleme	Yetersiz depolamadan dolayı mevsimsel veya günlük kesintiler	Yeterli dengeleme haznelerinin inşaası
		İtfaiye araçlarına geri kazanılmış atıksu kabul edilmeyebilir	Ayrı bir dahili su pompalama sistemini itfaiyeye temin etmek

Günümüzde atıksuların geri kazanımı ve kullanımı projelerinin karşılaştığı en önemli problemler estetik, insan sağlığı ve güvenliği açılarından toplumun tedirginliği, su kalitesi ve arıtma maliyetleri olarak gösterilebilir. Su kalitesi ile ilgili özellikle gelişmiş ülkelerde son yıllarda gündeme gelen kirleticiler tıbbi ilaçlar ve kozmetik bakım ürünleri, antibiyotikler, organizmalarda endokrin sistemini bozabilecek kimyasallar, hormonal olarak aktif maddeler, doğal ve sentetik hormon ve estrojenler (özellikle 17β-estradiol, 17α-estradiol, estrone, 17α-ethinylestradiol ve betablocker'lar), pestisitler, dezenfeksiyon yan ürünleri (ikincil arıtımdan sonra atıksu dezenfekte ediliyorsa), patojenler, metaller ve mikrobiyal kökenli olarak salgılanmış yan ürünlerdir. İkincil atıksu arıtımı ile yeterli olarak giderilemeyen bahsedilen çoğu kirleticiler için üçüncül arıtım (çoğunlukla membran prosesleri veya aktif karbon adsorbsiyonu) gerekmekte, bu da atıksu geri kazanım maliyetlerini artırmaktadır. Arıtım sırasında biyolojik veya fizikokimyasal bozunmalarla da orjinal bileşikten belki daha tehlikeli yan ürünler veya metabolitler de oluşabilmektedir. Alıcı ortamlara deşarj edilen veya geri kullanılan yetersiz olarak arıtılmış atıksularla aynı zamanda bu tür kirleticiler doğal ortamda ve organizmalarda birikmekte ve nihai olarak besin zincirine ulaşmaktadır. Bu mikro-kirleticilerin çoğunun mutajen, karsinojen veya toksik olduğu bilinmekte ya da şüphe edilmektedir.

Mikro-kirleticilere ek olarak arıtılmış atıksulardaki tuzluluk da özellikle zirai sulamada toprak tuzlanması açısından problemlere neden olmaktadır. Ham kentsel atıksulardaki tuzluluk miktarını etkileyen en önemli etken bölgesel jeolojik yapılar dolayısıyla da içme suyundaki çözünmüş mineral içeriğidir. Yine yüksek miktarlarda gübre kullanılan zirai alanlardaki yüzeysel akış taşınımı ile su kaynakları tuzlanmakta, bu durum da atıksu ve sulama amaçlı geri kullanılan arıtılmış atıksuya yansıyıp, bir tuzluluk problemi döngüsü oluşturmaktadır.

Tüm bu sebeplerden dolayı arıtılmış atıksuların geri kullanımının zirai sulama alanında uygulanması için ülkelerin su otoriteleri sulamada kullanılacak arıtılmış atıksu için mevzuatlar çıkarmıştır. Bu mevzuatlarda zirai sulamada kullanılacak arıtılmış atıksu için belirli kurallar verilmiştir. Ülkemizde zirai sulamada kullanılacak arıtılmış atıksular için Su Kirliliği Kontrol Yönetmeliği (SKKY) kapsamında, Atıksu Arıtma Tesisleri Teknik Usuller Tebliğinde geri kullanım limitleri/şartlar sunulmuştur.

2.5.2. Ülkemizde geri kazanım uygulamaları için önceliklendirmeye yönelik yol haritası

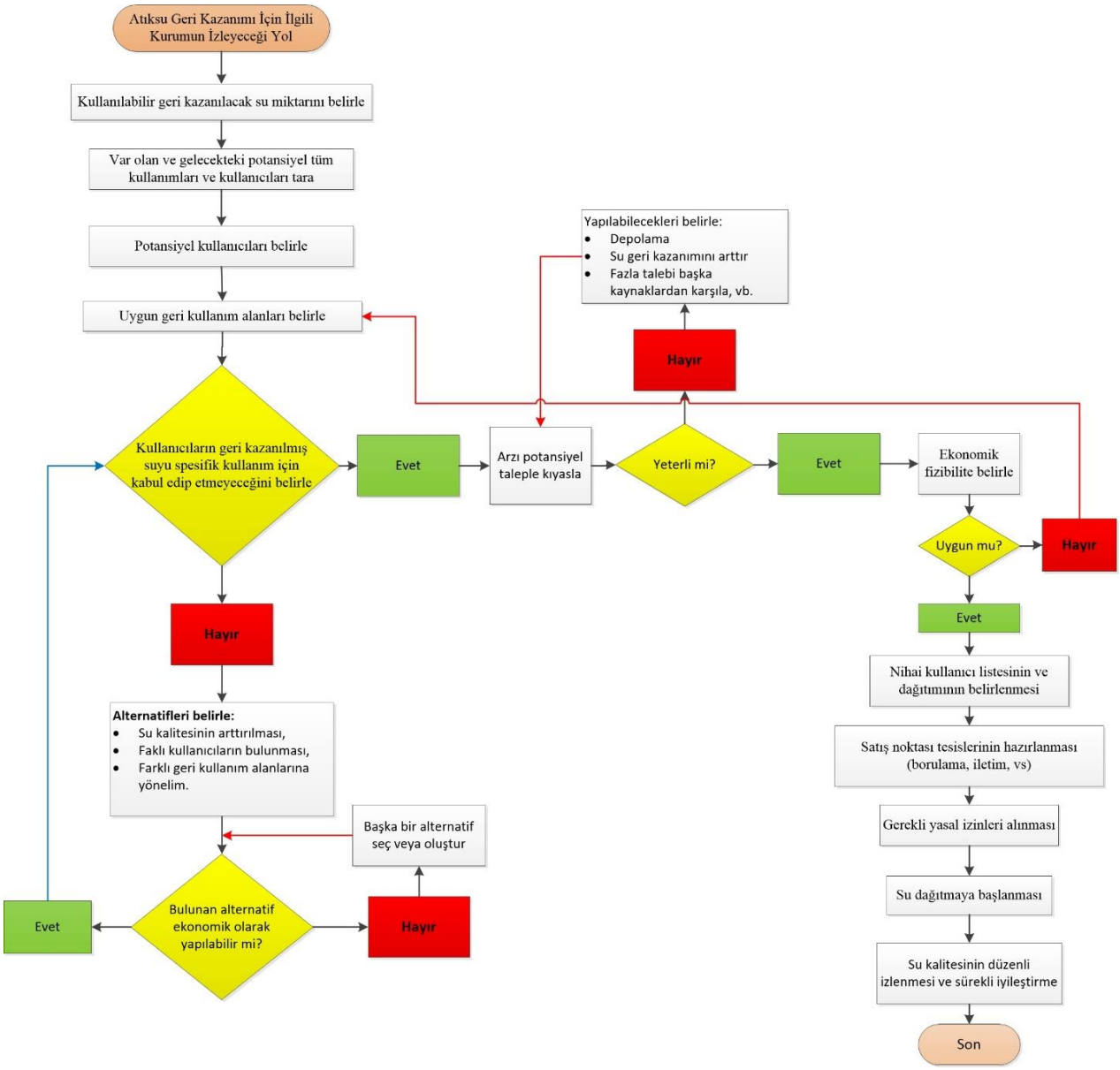
Atıksu su geri kazanımının planlanmasını yaparken en önemli kriterlerden biri hangi kalitede geri kazanılmış su üretileceği ve üretilen bu suyun hangi amaçla kullanılacağına karar verilmesidir. Evsel atıksu geri kazanım sistemlerinin boyutları ne olursa olsun dikkate alınması gereken planlama aşamaları vardır. Endüstriyel sular için geri kazanım sistemleri ise farklı planlamalar gerektirebilirler. Planlama; entegre planlama prosesinde belirtilen genel su kaynakları yönetimi amaçlarıyla uyumlu olmalıdır. Entegre su kaynakları planının bir parçası olarak, su geri kazanım

master planı; geri kazanılan suyun kullanılacağı alanları, potansiyel müşteri ve talepler ile ihtiyaç duyulan su kalitesini belirlemelidir. Bu planlar yapılırken, atıksu arıtma tesisindeki günlük su debisindeki dalgalanmalar da dikkate alınarak yeniden kullanılabilecek su hacmi belirlenmelidir. Bu durum aslında küçük bir detay olarak görünse de oldukça önemlidir. Su tasarruf uygulamaları kapsamında atıksuların suların sulamada kullanımı günün sabah ve akşam saatlerinde yapılmaktadır, fakat bu saatlerde atıksu arıtma tesisine gelen debiler düşük olup, ayrı bir planlamayı beraberinde getirmektedir. Sulamanın debinin düşük olduğu periyotlarda yapılması durumunda, geri kazanılan su debisi yeterli olmayabilir. Dolayısıyla depolama; su temini ile ihtiyacı arasındaki dengesizlik için bir çözüm olabilir (EPA, 2012).

Atıksu geri kazanım master plan çalışmaları aşağıdaki adımları içermelidir;

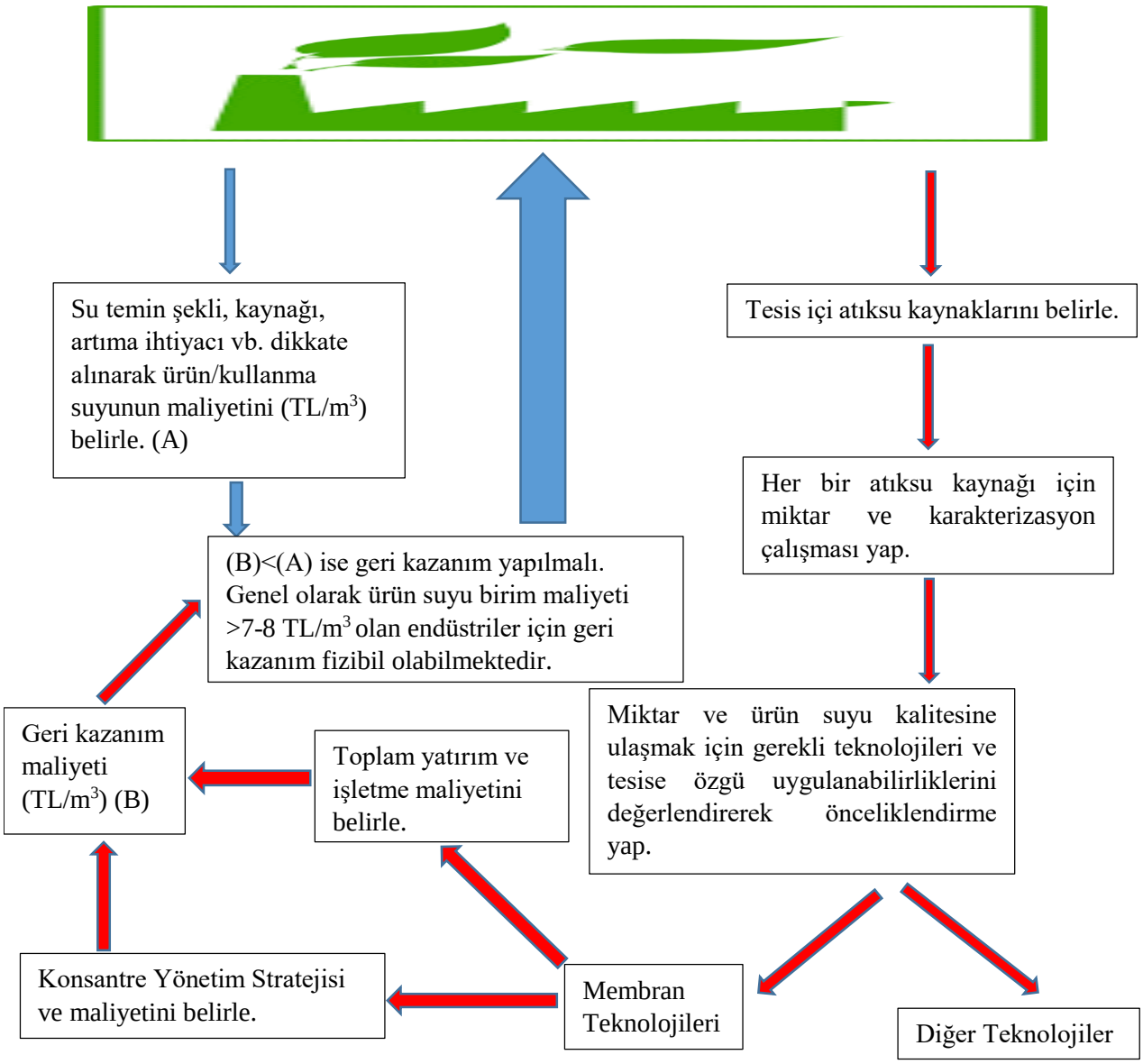
A. Kullanılabilir geri kazanılacak su miktarının belirlenmesi,
B. Var olan ve gelecekteki potansiyel tüm kullanımların ve kullanıcıların taranması,
C. Potansiyel kullanıcıların belirlenmesi,
D. Kullanıcıların geri kazanılmış suyu kabul edip etmeyeceğinin belirlenmesi,
E. Arzın potansiyel taleple kıyaslanması,
F. Dağıtım sistemi planının hazırlanması,
G. Nihai müşteri listesinin belirlenmesi,
H. Ekonomik fizibilite belirlenmesi,
I. Nihai kullanıcı listesinin ve dağıtımının derlenmesi,
J. Satış noktası tesislerinin hazırlanması,
K. Gerekli yasal izinleri alınması,
L. Yerinde yenileme gerçekleştirilmesi,
M. Çapraz bağlantı testlerinin yapılması,
N. Su dağıtmaya başlanması.

Bu plan çerçevesinde Şekil 2.41'de atıksu geri kazanımında bir kurum tarafından izlenebilecek genel yol haritası bir akış diyagramı olarak verilmiştir.



Şekil 2.41. Atıksu geri kazanımında Belediyeler ve Organize Sanayi Bölgeleri tarafından izlenebilecek genel yol haritası

Şekil 2.42'de ise endüstriyel sektörlerde atıksu geri kazanımı için izlenebilecek yol haritası verilmiştir. Endüstrilerde atıksu geri kazanımına karar verilmesinde maliyet önemli bir faktördür. Ürün/kullanma suyunun ve geri kazanım maliyetlerinin belirlenmesi gerekmektedir. Endüstriyel sektörler için maliyet açısından değerlendirmenin yapıldığı atıksu geri kazanım karar algoritmasında Şekil 2.42'de verilmiştir.



Şekil 2.42. Endüstriyel sektörlerde atıksu geri kazanımı için izlenebilecek yol haritası

Genel olarak atıksuların geri kullanım alanlarına göre standartları ülkeden ülkeye değişmektedir (Maryam ve Büyükgüngör, 2017). Bu nedenle gerek kullanım ihtiyaçlarının ve gerekse potansiyel kullanıcıların tam olarak belirlenmesi için arıtılmış atıksuların kullanımına dair yönetmeliklerin tam olarak bilinmesi ve hangi kullanımlara izin verileceğinin belirlenmesi gerekmektedir. Bu bilgilere tam olarak hâkim olunduktan sonra, ilgili bölgedeki su kullanım verileri detaylı olarak incelenmeli ve atıksuların en fazla geri kullanılacağı sektörler belirlenmelidir. Bu durum yukarıdaki karar algoritmasında da (Şekil 2.41) belirtilmiştir. Burada özellikle geri kazanılan atıksudan en yüksek oranda faydalanacak kullanıcılara ilk olarak odaklanmak oldukça faydalıdır. Bunun nedeni ise, yapılan yatırımların geri dönüşü çok daha hızlı olabilir, ayrıca içme suyu kaynaklarına olan baskı en yüksek oranda azaltılabilir. Su kullanım verilerine ilave olarak, havadan alınacak fotoğraflar da arıtılmış atıksuların sulama amacıyla kullanımına karar vermede yardımcı olacaktır. Bu değerlendirmelerde atıksuların tarımsal sulama, golf alanlarının sulanması ve diğer rekreasyonel kullanım potansiyelleri de dikkate alınabilir (EPA, 2012).

Atıksuların geri kullanım alternatiflerini belirlemede dikkate alınması gereken en önemli kriterler: Atıksuların geri kazanılacağı bölgede su ihtiyacı: Çoğu zaman ülkenin genel olarak su ihtiyacı değerlendirilmekle birlikte, herhangi bir atıksu kaynağından suyun geri kazanımında lokal durum

daha önemlidir. Ülkenin genel durumuna bakıldığında ortalamada su kaynakları yeterli gibi görünse de çoğu durumda nüfus ve su kaynakları eşit dağılmadığından bazı yerlerde su çok fazla iken bazı yerlerde su kıtlığı çekilebilir. Dolayısıyla, atıksu kaynağının bulunduğu bölgenin su ihtiyacının net olarak tespit edilmesi çok daha önemlidir.

Yasaların izin verdiği atıksu geri kazanım alternatifleri ve istenen su kalitesi: Bu en önemli kriterdir. Yasaların izin vermediği bir geri kazanım alternatifi üzerinde çalışmak veya yatırım yapmak tabiiki olanaksızdır. Bununla birlikte izin verilen su geri kazanım alternatifleri için gerekli su kalitesi de oldukça önemlidir. Basit arıtım gerektiren uygulamalar mali bakımdan uygulanabilir olacağından yatırımın yapılması daha kolay olacaktır.

İlgili bölgede su kullanımlarının değerlendirilmesi ve alternatif geri kazanım uygulamalarına karar verilmesi: Arıtılmış atıksuların geri kazandırılmasında önceliklendirme yapılırken, doğal olarak en az arıtım gerektiren ve insan sağlığına en az zarar veren uygulamadan başlanması gerekmektedir. Bununla birlikte en çok su kullanılan alana yönelmek de oldukça makuldür. En çok su kullanılan alanlarda suyun geri kazanılmasıyla birlikte içme suyu üzerindeki baskılar azalacak, yapılan yatırımlar daha hızlı geri dönecek ve kullanılan su için kullanıcı aranması sorunu kalmayacaktır. Tabii ki karar verme aşamasında her bir kriterin değerlendirilmesi ve bu kriterlerin bir arada düşünülerek kararın verilmesi önemlidir. Bu durum aşağıda da ayrıca tartışılmıştır.

Mevcut su kaynaklarına artan ve rekabetçi talepler: Nüfus artışı, sanayileşme ve artan zirai sulama suyu talepleriyle birlikte mevcut su kaynaklarına olan baskı ve talepler artmaktadır. Bu kapsamda bir önceliklendirme yapılırken baskı altında olan su kaynakları belirlenmeli ve bu baskıları kaldıracak atıksu geri kazanım yöntemleri önceliklendirilmelidir.

Halkın ilgisi ve kabullenmesi: Tatlı su kaynaklarının aşırı kullanımı ve tükenmesi hususlarında artık toplumlar bilinçlenmeye başlamıştır. Özellikle gelişmiş ülkelerin toplumları atıksuların geri kullanımı konusunda hevesli hale gelmeye başlamıştır. Bununla birlikte su ihtiyaçları ve geri kazanım alternatifleri değerlendirilirken halkın kabul edebileceği kullanımlara öncelik verilmesi önemlidir. Örnek olarak, atıksuların direk veya dolaylı olarak içme suyu amacıyla kullanımına halk büyük oranda karşı çıkacakken, yenilmeyen bitki ve ağaçların sulanması amacıyla atıksuların geri kazanımına halk çoğunlukla destek verecektir.

Kullanım noktasına yakınlık: Yukarıda bahsedildiği üzere, arıtılmış atıksular genellikle yüksek debilerde büyük şehirlerin atıksu arıtma tesislerinde bulunmaktadır. Kentsel geri kullanımda iletim açısından bu durum avantajdır. Fakat atıksuların geri kazanılmasında bilinen ve uygulanan en eski yöntem ise sulama amaçlı kullanımdır. Bunun en önemli nedenleri ise; su talebinin fazla olması, sulanacak bitkiye bağlı olarak insanların daha az temas ettiği bir geri kullanım olması, insan sağlığını olumsuz etkileme olasılığının sulama çeşidi ve sulanacak bitkiye bağlı olarak en düşük seviyelere çekilebilmesi ve insanların birincil ihtiyacını karşılamaya olan katkısıdır. Fakat bazı durumlarda atıksuyun oluştuğu nokta ile sulanacak alan arasındaki mesafe bu kullanımı olumsuz etkileyebilmektedir. Bu nedenle sulama amaçlı kullanım akla gelen ilk alternatif olsa da lokal olarak suya duyulan ihtiyaçlara göre diğer geri kullanım alanları da ön plana çıkabilmektedir.

Mali ve bürokratik sorumluluklar: Su kaynaklarının korunması gerekliliğine, sürdürülebilir su yönetimine ve suyun tükenebilir bir kaynak olduğuna dair bilinç düzeyi her geçen gün artmaktadır. Artık kişiler dahi kendilerini bu konuda sorumlu hissetmekte olup, birçok medya aracılığıyla da bu bilinç düzeyinin arttırılmasına çalışılmaktadır. Hal böyle olunca, su kaynaklarının yönetiminden sorumlu idarelere de oldukça fazla iş düşmekte ve sorumlulukları da artmaktadır. Atıksuların geri kullanımı konusunda su ve atıksu idareleri artık tekno-ekonomik ve çevresel faydaları da fark etmiş durumdadır. Geçmiş yıllarda gözlenen geri kullanıma karşı dirençler

hafiflemeye başlamıştır. Dolayısıyla, mevcut idarecilerin ve yöneticilerin bakış açıları da su geri kazanım önceliklendirilmesini etkileyebilecek bir husustur. Bununla birlikte, su geri kazanımına yapılacak yatırımlar için yeterli mali kaynağın olup olmaması da oldukça önemlidir. Mali kaynağın yeterli olmaması durumunda en az arıtım gerektiren alternatif önceliklendirmede ön plana çıkabilmektedir.

Başarılı ve ispatlanmış geri kullanım referans uygulamaları: Birçok farklı ülkede farklı ve başarılı geri kullanım uygulamaları hızlı bir şekilde artmaktadır. Referans projelerin artması potansiyel projelerin uygulamaya geçmesini tetiklemektedir. Özellikle belirli spesifik alanlarda uygulanmış özel geri kazanım uygulamaları ve/veya özel arıtma yöntemleri/prosesleri test edilip başarıları kanıtlanmış ise, bu tür uygulamalara öncelik verilmesi uygun olabilir.

Su maliyetlerinin etkisi: Bazı bölgelerde özellikle sanayi için su maliyeti yüksek olabilmektedir. Yerel yönetimler sulama suyu, kentsel kullanım ve sanayi için ayrı su tarifesi belirleyebilir. Bu durumda da özellikle su fiyatının yüksek olduğu alanlarda su geri kazanımının yapılması veya planlanması yapılan yatırımların hızlı bir şekilde geri dönüşüne neden olabilir. Haliyle geri kazanım alanlarının önceliklendirilmesini de etkileyebilir.

Bazı özel su kaynaklarının korunması: Bazı su kaynakları sanayi, sulama ve içme suyu amacıyla kullanılabilir ve çok yoğun bir su baskısı altında kalabilir. Ayrıca medya, halkın baskısı neticesinde de yerel yönetimler bu su kaynağına baskıyı ve su çekimini azaltmak için özel geri kazanım alternatifleri belirleyerek önceliklendirme yapabilir.

Sıkılaşan su kalite standartları: Atıksu arıtma tesislerinin alıcı ortamlara deşarjında su kalite standartları ve ilgili parametreler daha da çeşitlenmekte ve sıkılaşmaktadır. Arıtma tesisleri standartları sağlayabilmek için revize edilmekte ve ilave yatırımlar yapılmaktadır. Kısaca, alıcı ortama deşarjların mali yükü geri kullanımın mali yükü ile örtüşmeye başlamaktadır. Ayrıca, hassas bölgelere veya bazı özel alanlara deşarjların sınırlandırılması durumunda da su geri kazanımı bir zorunluluk halini alabilir. Bu durumda da en uygun su geri kazanım uygulaması belirlenerek önceliklendirme yapılabilir.

Fırsatlar ve gereklilikler: Kuraklık, su kesintileri, suyun yeterli olmamasından dolayı endüstrilerin sekteye uğrayabilmesi, deniz suyu girişimleri, deşarj standartlarının sıkılaşması gibi hususlar geri kullanımı motive etmektedir. Ayrıca, ekonomik, politik ve teknik şartlar da geri kullanım uygulamalarını destekleyebilmektedir. Bu hususlar proje bazlı olarak değişebilmektedir. Haliyle hangi etki/husus ilgili lokal bölge için önemliyse, o bölgeye özel su geri kazanım önceliklendirilmesi yapılabilir.

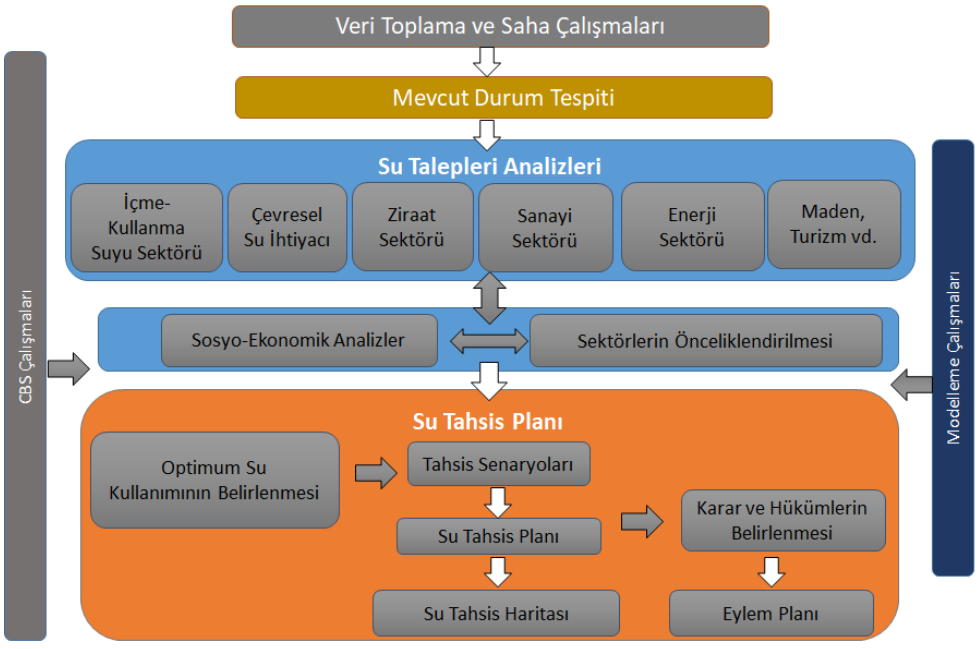
Sayılan bu faktörlere ilave olarak, ilgili alanın iklimi, su kullanımına yönelik yönetmelikler ve en yaygın endüstriler gibi değişkenler potansiyel en iyi su kullanıcıları belirlemede kullanılacak veriler olup, geri kazanım önceliklendirilmesinde verilecek kararı etkileyebilmektedir. Su geri kazanımında önceliklendirme yapılırken güvenilir kullanıcıların, suya gerçekten ve her zaman ihtiyacı olan kullanıcıların belirlenmesi önemlidir. Bu kapsamda en güvenilir kullanıcılar; suyu her gün ve mevsimden bağımsız olarak sürekli kullanacaklardır, örnek olarak kazan ve soğutma suyuna ihtiyaç duyan kullanıcılar ile geri kazanılmış suyu üretimde kullanacaklar verilebilir. Bu potansiyel müşteriler sabit ve belirli bir kullanım hacmine sahip olduklarından su arıtımı yapan idare için planlamaları kolaylaştıracak ve su kullanım hacimleri mevsimsel değişimlerden etkilenmeyecektir. Dolayısıyla, mevsimsel değişimlerden etkilenmeyecek müşterilerin mevcudiyetiyle birlikte, atıksu sağlayacak olan otorite yapacağı yatırımı daha hızlı geri alabileceği gibi, planlamalarını da daha kolay yapabilecektir. İlave olarak entegre su yönetiminin

adaptasyonuyla birlikte, ilgili idare tarafından hangi geri kazanım alternatifinin toplam su sistemi için daha değerli olabileceğine de karar verilebilecektir.

AB normlarına uyum süreçlerinin de bir sonucu olarak ülkemizde havza bazlı çalışmalar başlamış olup, ülkemizin bu konuyla ilgili son yıllarda oldukça önemli bir mesafe kaydettiğini söyleyebiliriz. Şöyle ki; dünyada havza ölçeğinde ilk olarak Konya ve Akarçay Havzaları için kuraklık eylem planları 2015 yılında tamamlanmış olup, diğer havzalar için de çalışmalar devam etmektedir. Bu kuraklık yönetim planlarında kuraklık indisleri, havzadaki su potansiyeli ve havza esaslı sektörel su tahsislerine yönelik çalışmalar yapılmaktadır. Bu çalışmalara göre ülkemizdeki öncelikli kullanım alanları şu şekildedir: içme-kullanma, çevre, ziraat, ticari ve enerji, turizm, rekreasyon, maden vb.'dir.

Sektörel Su Tahsis Planları'nın asıl amacı ise; su kaynaklarının havza ve sektörel alt havza ölçeğinde paylaşımının sağlanması, geleceğe yönelik planlanması ve her sektörün ihtiyacı olan suyun adil bir şekilde karşılanmasının planlanmasıdır.

Sektörel bazlı su tahsisi planlarında da aşağıdaki adımlar kullanılabilir (Şekil 2.43). Şekil 2.43'den de görüldüğü gibi bir bölgede yapılacak çalışmalar ilk olarak etkin ve doğru veri toplama ile başlar ki, çoğu zaman doğru veriye ulaşmak hiç de kolay değildir. Veriler toplandıktan sonra mevcut durum tespiti yapılarak, farklı sektörlerdeki su ihtiyaçları belirlenir. Coğrafi bilgi sistemleri (CBS) ve modelleme çalışmaları yardımıyla sosyo-ekonomik analizler yapılarak sektörlerin önceliklendirmesi yapılır. Bu çalışmalardan sonra yağışlı, kurak, aşırı kurak senaryolar için su tahsis önceliklendirmesi de dikkate alınarak optimum su kullanım alanları belirlenir ve su tahsis haritaları elde edilir. Elde edilen planlara göre karar ve hüküm belirleme çalışmaları yapılarak, eylem planları hazırlanır. Doğal olarak bu tür çalışmalar birçok katılımcıların yer almasını gerektiren büyük ölçekli çalışmaları gerektirmektedir.



Şekil 2.43. Sektörel bazlı su tahsisi planlarında izlenecek yol (Kimence, 2017)

Atıksu geri kazanımında önceliklendirmede yukarıdaki parametreler önemli olmakla birlikte, ülkemiz için genel bir değerlendirme yapıldığında, ilk etapta dikkate alınması gerekli parametreler ve bu parametreler için önceliklendirmede kullanılacak ölçekler aşağıda verilmiştir. Doğal olarak

bu kriterlerin sayısı arttırılabileceği gibi, lokal geri kazanım uygulamalarında özel kriterler de belirlenebilir. Bununla birlikte her bir kriterin etkisi ve önemi de farklıdır. Örnek olarak halk sağlığı ödün verilemeyecek ve mali kaygılardan daha önemli bir kriterdir. Bu kapsamda Çizelge 2.20'te belirtilen kriterler için ağırlık faktörleri aşağıdaki gibi belirlenmiştir:

- İlgili kullanım için gerekli su talebi: Ağırlık faktörü 5
- İlgili kullanım için gerekli arıtım düzeyi ve arıtma maliyeti: Ağırlık faktörü 3
- Halk sağlığına potansiyel etkisi: Ağırlık faktörü 4
- Halk tarafından kabul edilebilirlik: Ağırlık faktörü 3
- Su iletim maliyeti: Ağırlık faktörü 5

Bu kriterler ve ağırlık faktörleri dikkate alınarak farklı atıksu geri kullanım alanlarının alternatifleri önceliklendirilebilir. Çizelge 2.21'te ise bu parametrelerin her bir geri kullanım alternatifi açısından puanlaması örnek olarak sunulmuştur.

Çizelge 2.20. Alternatif geri kullanım alanlarının önceliklendirilmesinde önemli parametreler ve değerlendirme kriterleri

	İlgili parametrenin değerlendirilmesi			
Parametre	**Çok iyi (5 veya 4)**	**İyi (3)**	**Kabul edilebilir (2)**	**Düşük kabul edilebilirlik (1)**
İlgili kullanım için gerekli su talebi	Su talebinin çok yüksek olması durumu	Su talebinin yüksek olması durumu	Su talebinin az olması durumu	Su talebinin çok az olması
İlgili kullanım için gerekli arıtım düzeyi ve arıtma maliyeti	Arıtımın az gereksinimi (sadece biyolojik arıtıma, filtrasyon ve basit dezenfeksiyon)	Biyolojik arıtma sonrasında filtrasyon, ileri dezenfeksiyon ve yumaklaştırma vs. gibi ilave arıtımın gerekmesi durumları	Daha ileri arıtımın gerekmesi durumu (nanofiltrasyon, ters osmoz vb)	Mevcut şartlarda mali olarak karşılanması zor yüksek arıtma gereksinimi (NF+RO üstü gibi)
Halk sağlığına potansiyel etkisi	Halk ile teması olmayan kullanımlar	Halkın temasının sınırlı olduğu ve kolay alınabilecek önlemlerin yeterli olduğu kullanımlar	Halkın sağlığını etkileyebilecek kullanımlar olmakla birlikte mali açıdan karşılanabilir önlemlerin yeterli olduğu kullanımlar.	Halk sağlığını doğrudan etkileyen ve ciddi önlemlerin almanın gerektiği kullanımlar
Halk tarafından kabul edilebilirlik	Halk tarafından sorun olmadan kabul edilebilir geri kazanım alternatifi	Halk tarafından genel olarak kabul edilebilecek az da olsa çekincelerinin olduğu kullanımlar	Halkın yarısından fazlasının kabul etmesiyle birlikte, çekincelerinin yüksek olduğu kullanımlar	Halk tarafından kabul edilmeyecek veya halkın zor ikna edilebileceği yaklaşımlar
Su İletim Maliyeti	Suyun yüksek debide kullanılarak tek bir boru/kanal hattı ile daha az noktaya iletiminin yeterli olduğu, arıtma tesisine yakın olabilecek, pompajın olmadığı veya düşük pompaj maliyeti gerektiren kullanımlar.	Suyun iletiminde tanker vs. gerekmeden, yüksek debide suyun boru veya kanal ile taşınabileceği, nispeten atıksu arıtma tesisine yakın ve düşük pompaj gerektiren kullanımlar.	Su kullanıcılarının çok fazla sayıda olup, az su tükettikleri, suyun daha çok tankerlerle taşınması veya çoklu boru hatlarıyla taşındığı, artıma tesisinden muhtemelen uzak ve yüksek pompaj maliyeti gerektirebilecek kullanımlar.	Suyun iletiminde çok fazla borulama veya çok fazla tanker kullanımı ve çok yüksek maliyette pompaj gerektiren kullanımlar.

Çizelge 2.21. Alternatif geri kullanım alanlarının belirlenen kriterlere göre değerlendirilmesi ve önceliklendirilmesi

	İlgili kullanım için gerekli su talebi (Ağırlık Faktörü: 5)		**İlgili kullanım için gerekli arıtım düzeyi ve arıtma maliyeti (Ağırlık Faktörü: 3)**		**Halk sağlığına potansiyel etkisi (Ağırlık Faktörü: 4)**		**Halk tarafından kabul edilebilirlik (Ağırlık Faktörü:3)**		**Su İletim Maliyeti (Ağırlık Faktörü:5)**		**Genel Puan**
	Puan (A) (1-5)	**Toplam Puan (AF*A)**	**Puan (A) (1-5)**	**Toplam Puan (AF*A)**	**Puan (A) (1-5)**	**Toplam Puan (AF*A)**	**Puan (A) (1-5)**	**Toplam Puan (AF*A)**	**Puan (A) (1-5)**	**Toplam Puan (AF*A)**	
1) Kentsel geri kullanım											
• Kentsel alanlarda sulama amacıyla kullanım											
Golf sahalarının sulanması	4	20	4	12	2	8	2	6	4	20	66
Okul bahçelerinin sulanması	3	15	2	6	2	8	2	6	2	10	45
Otoban teraslama alanlarının, refüjlerin sulanması	3	15	5	15	5	20	5	15	2	10	75
Mezarlıklarda sulama suyu olarak kullanım	3	15	4	12	4	16	4	12	3	15	70
Spor tesislerinde sulama suyu olarak kullanım	2	10	2	6	2	8	2	6	2	10	40
Ticari ve endüstriyel yerlerde sulama amacıyla kullanım	2	10	2	6	4	16	4	12	3	15	59
Park ve bahçelerde sulama suyu olarak kullanım	3	15	2	6	3	12	3	9	3	15	57
Diğer peyzaj amaçlı sulama suyu olarak kullanım	3	15	2	6	3	12	3	9	3	15	57
• Konutlarda, işyerlerinde, sosyal/spor tesislerinde arıtılmış atıksuların içme suyu dışındaki diğer noktalarda geri kullanımı (çamaşır, bulaşık yıkanması, tuvalet pisuvarı bağlantısı, bahçe sulanması vb.) (konutların veya diğer binaların iki farklı şebeke ile beslenmesi: içme suyu hattı ve arıtılmış atıksu su hattı)	2	10	1	3	2	8	2	6	3	15	42
• Yangın söndürme suyu amaçlı kullanım	2	10	3	9	4	16	4	12	1	5	52
• Klima sistemlerinde kullanım	1	5	1	3	2	8	2	6	1	5	27
• Cadde yıkamada kullanım	3	15	3	9	3	12	3	9	2	10	55
• Kar yapımında kullanım	1	5	1	3	2	8	2	6	1	5	27

	İlgili kullanım için gerekli su talebi (Ağırlık Faktörü: 5)		İlgili kullanım için gerekli arıtım düzeyi ve arıtma maliyeti (Ağırlık Faktörü: 3)		Halk sağlığına potansiyel etkisi (Ağırlık Faktörü: 4)		Halk tarafından kabul edilebilirlik (Ağırlık Faktörü:3)		Su İletim Maliyeti (Ağırlık Faktörü:5)		Genel Puan
	Puan (A) (1-5)	Toplam Puan (AF*A)	Puan (A) (1-5)	Toplam Puan (AF*A)	Puan (A) (1-5)	Toplam Puan (AF*A)	Puan (A) (1-5)	Toplam Puan (AF*A)	Puan (A) (1-5)	Toplam Puan (AF*A)	
• Parklarda ve diğer ortak kullanım alanlarında tuvalet yıkama suyu olarak kullanım	2	10	3	9	3	12	3	9	3	15	55
• İnşaatlarda ve çeşitli endüstriyel sektörlerde toz kontrolünde kullanım	2	10	4	12	3	12	3	9	1	5	48
• Araç yıkama amacıyla kullanım	2	10	3	9	3	12	3	9	2	10	50
• Diğer yeni gelişmekte/uygulanmakta olan spesifik kentsel kullanımlar	2	10	3	9	3	12	3	9	2	10	50
2) Zirai amaçlı geri kullanım											
• Direk olarak yenilebilir/tüketilebilir ürünleri olan bitkilerin sulanması (su ile direk temas eden ürünler)	5	25	1	3	1	4	1	3	4	20	55
• Su ile direk temas etmeyen yenilebilir ürünleri olan bitkilerin sulanması	5	25	3	9	2	8	2	6	4	20	68
• İşlendikten sonra yenilebilecek ürün sağlayan bitkilerin sulanması	5	25	2	6	2	8	1	3	4	20	62
• Yenilebilecek ürünü olmayan bitkilerin/ağaçların sulanması	5	25	5	15	5	20	4	12	4	20	92
• Hayvan yemi olarak kullanılacak bitkilerin sulanması	5	25	3	9	3	12	3	9	4	20	75
• Enerji bitkilerinin sulanmasında kullanım	4	20	5	15	5	20	5	15	4	20	90
• Hayvanlar için içme suyu amacıyla kullanım	4	20	3	9	3	12	3	9	2	10	60
• Barajlar, rezervuarlar veya göletler yapılarak, arıtılmış atıksuların depolanması ve dönemsel/mevsimsel taleplere göre farklı zirai amaçlar için kullanılması	5	25	4	12	1	4	4	12	5	25	78
• Diğer spesifik zirai amaçlı kullanımlar	4	20	3	9	2	8	2	6	3	15	58
3) Çevresel/ekolojik amaçlı geri kullanım											

	İlgili kullanım için gerekli su talebi (Ağırlık Faktörü: 5)		İlgili kullanım için gerekli arıtım düzeyi ve arıtma maliyeti (Ağırlık Faktörü: 3)		Halk sağlığına potansiyel etkisi (Ağırlık Faktörü: 4)		Halk tarafından kabul edilebilirlik (Ağırlık Faktörü:3)		Su İletim Maliyeti (Ağırlık Faktörü:5)		Genel Puan
	Puan (A) (1-5)	**Toplam Puan (AF*A)**	**Puan (A) (1-5)**	**Toplam Puan (AF*A)**	**Puan (A) (1-5)**	**Toplam Puan (AF*A)**	**Puan (A) (1-5)**	**Toplam Puan (AF*A)**	**Puan (A) (1-5)**	**Toplam Puan (AF*A)**	
• Sucul ekosistemlerin beslenmesi ve restorasyonu/rekreasyonu	4	20	4	12	3	12	3	9	4	20	73
• Sulak alanların beslenmesi (çevresel iyileştirme)	4	20	3	9	3	12	3	9	4	20	70
• Akarsu, dere ve çaylarda su debisinin arttırılması amacıyla kullanım	5	25	3	9	3	12	3	9	5	25	80
• Rekreasyonel ve peyzaj amaçlı havuz ve göllerin beslenmesi	4	20	3	9	3	12	3	9	5	25	75
• Bataklıkların kontrolü	3	15	4	12	4	16	5	15	3	15	73
• Balık yetiştirme havuzlarında kullanım	2	10	2	6	1	4	1	3	2	10	33
• Diğer spesifik çevresel kullanımlar	2	10	2	6	2	8	2	6	3	15	45
4) Endüstriyel geri kullanım											
• Soğutma suyu olarak kullanım	5	25	2	6	5	20	5	15	5	25	91
• Kazan besleme suyu olarak kullanım	5	25	2	6	5	20	5	15	5	25	91
• Proses suları olarak farklı üretim aşamalarında kullanım	5	25	2	6	4	16	4	12	4	20	79
• Endüstride proses suyu dışındaki diğer kullanımlar (yıkama suyu olarak kullanım gibi)	4	20	3	9	4	16	4	12	4	20	77
• Hazır gıda üretiminde kullanım	2	10	1	3	1	4	1	3	2	10	30
• Beton üretiminde ve inşaatlarda beton hazırlamada kullanım	3	15	4	12	5	20	5	15	3	15	77
Farklı endüstrilerde, imalathanelerde diğer spesifik kullanımlar	2	10	2	6	3	12	3	9	3	15	52
5) İçme suyu amacı dışında yeraltı suyu beslemesi											
• Tuz girişimini kontrol için enjeksiyon kuyuları vasıtasıyla akifere besleme	5	25	2	6	2	8	2	6	4	20	65

	İlgili kullanım için gerekli su talebi (Ağırlık Faktörü: 5)		İlgili kullanım için gerekli arıtım düzeyi ve arıtma maliyeti (Ağırlık Faktörü: 3)		Halk sağlığına potansiyel etkisi (Ağırlık Faktörü: 4)		Halk tarafından kabul edilebilirlik (Ağırlık Faktörü:3)		Su İletim Maliyeti (Ağırlık Faktörü:5)		Genel Puan
	Puan (A) (1-5)	Toplam Puan (AF*A)	Puan (A) (1-5)	Toplam Puan (AF*A)	Puan (A) (1-5)	Toplam Puan (AF*A)	Puan (A) (1-5)	Toplam Puan (AF*A)	Puan (A) (1-5)	Toplam Puan (AF*A)	
• Sulama suyu amacıyla kullanılmak üzere suyun yeraltında depolanması	5	25	2	6	2	8	2	6	4	20	65
• Toprak-akifer sistemini kullanarak suyun ilave arıtımı	5	25	2	6	2	8	2	6	4	20	65
• Endüstriyel kullanım için suyun yeraltı suyuna beslenmesi	5	25	2	6	2	8	2	6	4	20	65
• Atıksuların yeraltı suyuna enjeksiyonu ile aşırı yeraltı suyu pompalanması sonucu oluşabilecek göçüklerin engellenmesi	4	20	2	6	3	12	3	9	4	20	67
• Diğer farklı kullanımlar için yeraltı suyu potansiyelinin arttırılması	5	25	2	6	2	8	2	6	4	20	65
• Diğer spesifik amaçlı yeraltı suyu beslemeleri	5	25	2	6	2	8	2	6	3	15	60
6) İçme suyu amacıyla geri kullanım											
• Planlı olarak dolaylı içme suyu amacıyla geri kullanım • (arıtılmış atıksuların içme suyu kaynağı olarak kullanılan doğal/yapay büyük bir su kaynağına, örneğin baraja, akifere, göle, vb, verilmesi ve bu kaynakda suyun doğal karışımı/tamponlaması)											
• Arıtılmış atıksuların içme suyu temin edilen yeraltı sularına direk pompalanması	4	20	1	3	1	4	1	3	4	20	50
• Sızdırma yöntemi ile, arıtılmış atıksuların içme suyu temin edilen yeraltı sularına beslenmesi	4	20	1	3	1	4	1	3	4	20	50
• Arıtılmış atıksuların içme suyu amacıyla kullanılan yüzeysel su kaynaklarına (barajlar, göller, rezervuarlar, vd.) beslenmesi	4	20	1	3	1	4	1	3	5	25	55

	İlgili kullanım için gerekli su talebi (Ağırlık Faktörü: 5)		İlgili kullanım için gerekli arıtım düzeyi ve arıtma maliyeti (Ağırlık Faktörü: 3)		Halk sağlığına potansiyel etkisi (Ağırlık Faktörü: 4)		Halk tarafından kabul edilebilirlik (Ağırlık Faktörü:3)		Su İletim Maliyeti (Ağırlık Faktörü:5)		Genel Puan
	Puan (A) (1-5)	**Toplam Puan (AF*A)**	**Puan (A) (1-5)**	**Toplam Puan (AF*A)**	**Puan (A) (1-5)**	**Toplam Puan (AF*A)**	**Puan (A) (1-5)**	**Toplam Puan (AF*A)**	**Puan (A) (1-5)**	**Toplam Puan (AF*A)**	
• Direkt içme suyu olarak kullanım (Arıtılmış kullanılmış suların içme suyu arıtma tesisi girişine veya direkt olarak içme suyu şebekesine verilmesi. Arıtılmış kullanılmış sular mühendislik yapımı küçük bir depoda biriktirilip (doğal olmayan tamponlama), içme suyu arıtma tesisi girişine verilse bile direkt içme suyu amaçlı kullanım olarak sayılmaktadır.)	4	20	1	3	1	4	1	3	1	5	35
7) Plansız/düzensiz (defacto) dolaylı geri kullanım	5	25	2	6	1	4	1	3	5	25	63

Atıksuların geri kazanılmasının birçok faydası bulunmaktadır. Aşağıda bu faydalardan önemli olanlar sunulmuştur.

- Atıksuların geri kullanımıyla, ham su kaynaklarının (tatlı ve tuzlu sular) nitelik ve nicelik olarak korunması ve sürdürülebilirliğinin sağlanması.
- Arıtılmış atıksu deşarjlarının azaltılmasıyla çevresel ortamlarda etkin nütriyent yönetimi sağlanması.
- Arıtılmış atıksu deşarjlarının azaltılmasıyla hassas sucul ortamlara ve organizmalara olan olası etkilerin azaltılması.
- İçme ve kullanma suları için kaynaktan ham su temini, iletimi, arıtımı ve dağıtımının ön yatırım ve işletme maliyetleri bulunmaktadır. Arıtılmış atıksuların geri kullanımıyla bu maliyetler azaltılmaktadır. Ayrıca, global olarak ham su kaynaklarındaki nitelik ve nicelik daralmaları neticesinde içme ve kullanma suları için alternatif su kaynakları bulunması zorunluluğu hasıl olmaktadır. Atıksuların geri kullanılmasıyla alternatif su kaynakları ve arıtımı için ek ön yatırım ve işletme maliyetleri de ortadan kalkmış olmaktadır.
- Su ihtiyacının, kesintisiz su talebinin ve su fiyatının en yüksek olduğu yerler genellikle büyük yerleşim birimleri ve büyük şehirlerdir. Arıtılmış atıksular da genellikle yüksek debilerde büyük şehirlerde bulunmaktadır (atıksu arıtma tesisinde). Dolayısıyla, bu iki husus birbirini tamamlamaktadır.
- Zirai sulamada kullanılabilecek arıtılmış atıksulardaki kalıntı nütrientler bir avantaj olup, zirai faaliyetlerdeki sentetik gübre kullanımını azaltmaktadır. Sentetik gübre üretiminde; gübre hammaddelerinin madencilik ile doğadan temininin, zenginleştirilmesinin, gübre üretimi sırasında endüstriyel faaliyetlerin olumsuz çevresel etkileri olabilmektedir. Sentetik gübre üretiminin karbon ayak izi, eko-verimliliği temiz üretim konsepti bağlamında tartışma konusudur. Atıksulardaki nütrientler hem sentetik gübre üretimini hem de tüketimini azaltabilir. Böylece, azot ve fosfor içerikli doğal cevherler korunmuş olur.
- Atıksuların geri kullanımı ile alıcı ortama deşarjlar ve dolayısıyla kirlilik yükleri azaltılmaktadır. Alıcı ortamların su kalitesinin bozulmamasıyla turizm, balıkçılık, tarım, kentsel yerleşim, sanayi vb. faaliyetler de olumsuz etkilenmemektedir.

Atıksuların geri kazanılmasının birçok faydası olmasıyla birlikte, su kullanımının arttırılması için çözülmesi gereken bazı sorunlar vardır. Bu kapsamda ülkemizde atıksu geri kazanımının önündeki engeller ve bazı çözüm önerileri aşağıda tartışılmıştır.

2.5.3. Ülkemizde atıksu geri kazanımının önündeki problemler ve çözüm önerileri

Yukarıda bahsedilen su geri kazanımının önündeki engeller tüm ülkelerde gözlenebilecek genel sorunlar olmakla birlikte aşağıda ülkemiz özelinde gözlenebilen daha spesifik problemler ve çözüm önerileri sunulmuştur:

- **Hangi atıksuların geri kazanılması gerekir?**

Atıksu geri kazanımının özendirilmesi gerekmekle birlikte, ekonomik olarak geri kazanımının yapılması gereken sular önceliklendirilebilir. Evsel atıksuların TDS konsantrasyonu genel olarak 1.000 mg/L civarında olup, iletkenlik değeri 1.500-2.000 µS/cm değerlerine kadar yükselebilmektedir (Xu vd., 2010). Dolayısıyla, tuzluluk seviyesi olarak evsel/kentsel atıksular acı su seviyesindedir. Endüstriyel atıksuların tuzluluk seviyeleri ise oldukça farklılık göstermekte olup, tekstil endüstrisinde iletkenlik seviyesi 12.000 µS/cm seviyelerine kadar çıkmaktadır. Su kullanımının fazla olduğu bu tür endüstrilerde su geri kazanımı için membran proseslerin

kullanımına yönelik çalışmalar yoğun şekilde yapılmaktadır. Atıksular arıtıldıktan sonra yukarıda da bahsedildiği gibi kullanım yerine bağlı olarak farklı arıtma seviyeleri gerektirebilmektedir. Atıksuların geri kazanımında en büyük kullanım tarımsal sulama olup, yetiştirilecek ürüne bağlı olarak klorür standardı 350 ile 2.000 mg/L arasında değişmektedir (Greenlee vd., 2009). Dolayısıyla, evsel atıksuların tarımsal sulama amacıyla geri kazanımı sırasında iletkenlik giderimi gerekmeyebilir veya suyun sadece bir kısmına iletkenlik giderimi yapılarak paçallama yoluyla karışım suyunun iletkenliği istenilen seviyelere düşürülebilir. Bazı endüstriyel kullanımlarda da yüksek iletkenlik seviyeleri tolere edilebilirken, bazı endüstriyel kullanımlarda iletkenliğin 50-100 µS/cm'nin altında olması istenebilir. Bu durumda çok daha ileri bir arıtma uygulanmalıdır. Atıksu geri kazanımı için kullanılan atıksu kaynaklarının özellikleri aşağıdaki gibi sıralanabilir:

1. İletkenlik < 2.000 µS/m ve KOİ < 500-1.000 mg/L: Evsel atıksular bu sınıfta olup, uygun biyolojik arıtım ve dezenfeksiyonla sulama için kullanılabilirken, bazı iletkenlik giderim prosesleri (RO, ED, EDR vb.) ile tuzluluğu giderilmiş su endüstriyel kullanım ve diğer kullanımlar için düşünülebilir. Ülkemizde bir Petrol Rafinerisi Arıtılmış Su Geri Kazanım Tesisi'nde arıtılmış kentsel atıksular ters osmoz membranlardan geçirilerek endüstride kullanılmaktadır. Bu iyi bir uygulama olup, çok su kullanan tesisler için benzer uygulamaların sayısı arttırılmalıdır.
2. İletkenlik değeri 2.000-10.000 µS/cm ve KOİ <2.000 mg/L: Bu tür atıksuların ancak debisi çok yüksek ise geri kazanımı uygulanabilir olabilir. Örnek olarak tekstil atıksuları bu sınıftadır. Tekstil endüstrisi su kullanımı oldukça yoğun bir sektör olup, bu tür endüstriyel suların uygun arıtmalar neticesinde geri kazanımı özendirilmelidir. Çok genel olarak bu tür endüstrilerde geri kazanılan suların proses içinde kullanılabilmesi için iletkenlik <1.000 µS/cm istenmekte olup, uygun biyolojik ve kimyasal arıtma işlemlerinden sonra tuzluluk giderimi yapılmalıdır. Arıtılmış sudan kalıntı KOİ, renk ve iletkenlik giderimi için ters osmoz prosesi uygun bir seçenek olabilir. Fakat oluşan konsantrenin bertarafı için de uygun bir çözüm gerekmektedir. Konsantre şehir kanalizasyonuna verilebilir. Çünkü oluşacak konsantrede KOİ <1.000 mg/L ve iletkenlik 5-20 mS/cm arasında olabilir. Bununla birlikte konsantreden KOİ ve renk giderimi yapılarak derin deniz deşarjı da uygun olabilir.
3. KOİ>5.000 mg/L ve/veya iletkenlik >15 mS/cm: Bu tür atıksuların arıtıldıktan sonra geri kazanımı maliyetli olabilir.
4. Çok spesifik kirletici içeren atıksular, arıtımı oldukça zor ve özel kimyasal içeren atıksular, yüksek sıcaklığa sahip atıksular: Bu tür atıksuların da arıtılarak geri kazanımı maliyetli ve zor olabilir. Eğer endüstri için uygun su kaynağı yok ise, belediyeye bağlı atıksu arıtma tesisi çıkış suları geri kazanılarak sanayi suyu olarak kullanılabilir. Ülkemizde bu yönde iyi uygulamalar mevcuttur. Örnek olarak bir petrol rafinerisi arıtılmış su geri kazanım tesisi'nde arıtılmış kentsel atıksular ters osmoz membranlardan geçirilerek endüstride kullanılmaktadır. Günde yaklaşık 35.000 m^3/gün su geri kazanımı bu şekilde gerçekleşmektedir.

- **Ters osmoz tesislerinde oluşan konsantrenin uygun bertaraf alternatifi bulunamadığından, bazı tesisler su geri kazanım uygulamalarına uzak durmaktadır.**

Özellikle endüstriyel atıksularda biyolojik ve kimyasal arıtmadan sonra bile KOİ ve renk gibi parametreler ile iletkenlik değeri geri kazanım için istenen su kriterlerini aşabilmektedir. Bu nedenle ters osmoz gibi proseslerle gerek organik ve gerekse inorganik maddeler ayrılarak ürün suyu geri kazanılır. Özellikle endüstriyel atıksularda geri kazanım oranı %50-80 arasında olup, konsantrenin iletkenlik ve diğer kirlilik parametreleri ters osmoz girişine göre 2 ile 5 kat daha konsantre olmaktadır. Her ne kadar konsantrenin hacmi 2-5 kat azalmış olsa da aynı oranda kirletici konsantrasyonu artmakta ve teorik olarak da kirlilik yükü değişmeyecektir. Oluşan konsantrenin bertaraf sorunun çözümü, sıfır veya yaklaşık sıfır sıvı atık şeklinde bir prosesin

adaptasyonuyla teknik olarak mümkün olsa da ülkemiz koşullarında oldukça pahalıdır ve uygulanması günümüz şartlarında ve ülkemiz koşularında çok zordur. Bu nedenle Bakanlık tarafından konsantre bertarafı için alternatiflerin belirlenmesi ve konsantre bertarafı için de bir önceliklendirme yaparak konsantre bertarafının nasıl yapılacağı netleştirilmelidir. Böylece sanayici bu bilinmezi aşacak ve yatırımlarını hızlandıracaktır. Tabii ki bu konuda çalışmalar yaparken halk sağlığını koruyucu yönde tedbirler belirlerken, şartların gereğinden fazla zorlanarak yatırım yapılmasını ve su geri kazanımını zorlaştırmamak gerekmektedir. Alınacak kararlar yatırımcıları cesaretlendirecek nitelikte olmalıdır. Literatürde mevcut membran konsantre bertaraf tekniklerinden bazıları aşağıda sıralanmıştır. Aşağıda verilen uygulamalar dünyadaki mevcut konsantre yönetmindeki tekniklerden bazılarını göstermektedir ve Türkiye için bir deşarj önceliklendirme önerisi anlamına gelmemektedir.

1. Oluşan konsantre; arıtma ile sonlanan belediye kanalına verilerek evsel atıksularla birlikte arıtılabilir. Bu durumda kanalizasyona deşarj standartları sağlanmalıdır. Deşarj edilecek konsantre debisinin ortalama günlük bazda kanalizasyondaki toplam debinin %10'undan daha az olması gerekmektedir. Bunun temel nedeni, özellikle tuzluluk/iletkenlik/organik madde parametreleri açısından kanalizasyonun sonlandığı AAT'lerdeki biyolojik arıtma aktivitesinin korunmasıdır. Literatürde AAT'lerde konvansiyonel biyolojk arıtma ünitelerinin genelde 5.000 µS/cm tuzluluğa kadar olumsuz etkilenmediği rapor edilmiştir. Tuzluluk açısından olumsuz etki yapmaması için kanalizsyona deşarj edilen toplam RO konsatre debilerin kanalizasyondaki günlük bazda toplam debinin %10'undan daha az olması gerekir. Böylece konsantredeki KOİ ve iletkenlik gibi parametreler evsel atıksu ile seyreltilmiş olur.
2. Uygun ön arıtmayı takiben mevcut bir derin deniz deşarj (DDD) hattına bağlantı yapılabilir. Kentsel, endüstriyel ve desalinasyon tesislerinde oluşan konsantreler için gerekli ise uygun ön arıtma yapılarak mevcut DDD hattına bağlanabilir. Endüstriyel tesilerin mevcut DDD hattına bağlanmasında debi için bir sınırlama getirilmesi gerekmemektedir. Gerekli ön arıtım yapıldığı için konsantrenin denize bertarafı bir sorun teşkil etmeyecektir. Burada sadece mevcut DDD hattının hidrolik kapasitenin uygun olması gerekmektedir.
3. Uygun arıtma ile (ozonlama, kimyasal çöktürme vb.) deşarj standartları sağlanarak akarsu veya göllere verilebilir.
4. Konsantrenin tuzluluğu uygun ise tuzluluğa tolere edebilen bazı dayanıklı ürünlerin yetiştirilmesinde sulama suyu olarak kullanılabilir (özellikle enerji bitkileri). Konsantrenin sulama suyu olarak kullanılması durumunda, izin verilebilecek tuzluluk oranı, yetiştirilmesi planlanan bitki türünnün tuza toleransına bağlı bir durumdur. Sulama suyu uygulamalarında topraktaki tuz birikimi göz önüne alınması gerekmektedir. Topraktaki tuzlanma; sulama hızı, bölgede yağış durumu, konsantre içeriği ve bölgedeki sıcaklık gibi çok faktöre balıdır.
5. Hassas bir bölgede su geri kazanımı yapılıyor ve deşarj edilebilecek kanalizasyon, deniz, akarsu vs. söz konusu değilse, su geri kazanımı da elzem ise yaklaşık sıfır sıvı atık olacak şekilde bir yaklaşım son seçenek olarak benimsenebilir.

- **Ülkemizde tatlı su kaynaklarından yararlanma maliyeti diğer ülkelere kıyasla daha ekonomiktir. Birçok sanayi bölgesinde ham su temini, proses suyu arıtma ve atıksu arıtma-katılım bedelleri 1-3 TL/m^3 civarlarında olduğu için, geri kazanım ekonomik olmamaktadır.**

Ülkemizde sanayicinin temiz suya ulaşım bedeli, geri kazanım bedelinden genelde daha ucuzdur. Bu durum da yukarıda bahsedildiği gibi su geri kazanımını sınırlamaktadır. Bu her ne kadar makul gibi görünse de sürdürülebilir değildir. Su kaynaklarımız hızla azalmaya devam etmekte ve su geri

kazanımı yerine sürekli su kaynakları üzerindeki baskıların arttırılması doğru bir yaklaşım değildir. Bu nedenle özellikle çok su kullanan endüstriler ve organize sanayi bölgeleri için atıksularının bir kısmını geri kazanma zorunluluğu getirilmeli ve bu konuda sanayici teşvik edilmelidir. Böylece temiz su kaynakları üzerindeki baskılar da azalacaktır.

- **Su geri kazanımında kullanılan ileri arıtma teknolojileri hakkında ülkemizde yeterli bilgi birikimi ve işletme tecrübesinin olmaması.**

Bu önemli bir sorundur. Çünkü ülkemizde yeteri kadar su geri kazanım tesisi bulunmamaktadır. Bazı tesislerde de hatalı tasarım ve işletme nedeniyle maalesef kötü sonuçlar alınmakta olup, bu durum yatırım yapmayı planlayan diğer sanayicilerin de geri adım atmasına neden olmaktadır. Bu nedenle özellikle su geri kazanım çalışmalarının hızlandığı ülkemizde doğru çalışan iyi uygulamalara ihtiyaç vardır. Gerek proses seçiminde ve gerekse işletme koşullarının optimizasyonunda pilot ölçekli tesislerin kurulup işletilmesi ülkemizde maalesef yaygın değildir. Milyon liralar mertebesinde bir yatırım maliyeti olan tesis için maalesef belki de 50-100 bin TL mertebelerindeki pilot tesis işletimlerinden kaçınılarak, hatalı proses seçimi ve yanlış işletimler nedeniyle, pilot tesisin 100-1.000 katı mertebesinde sermaye maalesef kaybedilebilir. Bu nedenle özellikle büyük su geri kazanım projelerinin onayında Bakanlığın belirli bir süre boyunca (3-12 ay gibi) pilot tesis test çalışmalarının yapılması zorunluluğunu getirmesi önerilmektedir. Su geri kazanım tesisine giriş debisinin 10.000 m^3/gün ve üzerinde olması durumunda; pilot tesis kuruluması ve işletilerek prosesin belirlenen koşullarda istenen performansı gösterdiği kanıtlanmalıdır. Bununla birlikte, tesis giriş debisi daha düşük (<10.000 m^3/gün) olsa da literatürde yeterince veri bulunmayan spesifik atıksuların geri kazanımının planlandığı durumunlarda da Bakanlık pilot tesis kurulum ve işletimini zorunlu hale getirebilir. Böylece seçilen proses ve işletme koşullarının bir ispatı yapılmış olacaktır. Pilot tesis çalışmaları sırasında üretilen konsantrenin deşarj edildiği alıcı ortamın izlenmesine gerek bulunmamaktadır. Mevcut bir tesis varsa üretilen konsantrenin mevcut tesis deşarj hattına bağlanması önerilmektedir.

- **Konsantre ve ürün suyunda mikrokirletici tür ve konsantrasyonları hakkında yeterli veri ve bilgi olmaması.**

Son zamanlarda özellikle mikrokirleticiler oldukça dikkat çekmeye başlamıştır. Mikrokirleticilerin bazıları düşük konsantrasyonlarda dahi (örnek endokrin bozucular) insan sağlığını ciddi biçimde tehdit edebilir. Özellikle geri kazanılan suların tarımsal kullanımı veya içme suyu havzalarına karışması durumları için bu konuda ilave tedbirler gerekebilir. İlgili Bakanlıklar tarafından mikrokirleticilerle ilgili çalışmalar yapılmakta olup, atıksu geri kazanımının bazı uygulamaları için de çalışmaların yapılması gerekebilir.

- **Ülkemizde proje firmaları atıksu özeline göre, 1-2 yıllık atıksu karakterizasyon verilerini dikkate almadan, kopyala-yapıştır projelerle veya yan komşu çözümlerini dikkate alarak prosesler önermektedir. Doğal olarak atıksu karakterinin değişmesi durumunda önerilen çözümler işe yaramamakta ve istenen verimler alınamamaktadır.**

Her endüstriyel atıksu içerdiği kirletici türleri bakımından farklılıklar içerebilmektedir. Ayrıca, üretim proseslerine bağlı olarak da zaman zaman atıksu karakterizasyonunda önemli derecede değişimler olabilmektedir. Özellikle atıksu geri kazanımı projelerinde su karakterizasyonun uzun zaman izlenmesi ve bir önceki maddede de değinildiği gibi pilot ölçekli tesislerin kurularak belirli bir süre izlenmesi gerekmektedir. Pilot tesislerin kurulması ile hem atıksu karakterizasyonundan emin olunacak hem de seçilen proses ve/veya işletme koşullarından da emin olunacaktır.

- **Arıtma tesisi operatörlerinin genellikle işletme ve proses bilgileri yeterli değildir. Mekanik, elektrik, PLC-SCADA konusunda operatörlerin yeterli bilgileri bulunmaktadır. Fakat proses mühendisliği, dozaj kontrolü, proses optimizasyonu konularında ülkemizde operatörlerin tecrübe/bilgi seviyesi istenilen düzeyde değildir.**

Bu konu da oldukça önemli olup, yatırımı engelleyen hususlardan biridir. Arıtma prosesleri konusunda operatörlerin bilgilendirilmesi için Bakanlık aracılığıyla çeşitli kurslar/seminerler düzenlenebilir. Ayrıca, üniversiteler bünyesinde de bir takım hizmet içi eğitim etkinlikleri düzenlenebilir. Bunun yanı sıra atıksu geri kazanım tesisi işletecek olan personeller için özellikle proses sağlayıcı firmalar tarafından eğitimlerin verilmesi geri kazanım yatırımı yapan firmalar tarafından da talep edilmelidir. Üniversitelerin Çevre Mühendisliği Bölümlerinde arıtma tesisi işletimi konusundaki derslere gereken özen gösterilmeli ve ders içerikleri de sanayi ihtiyaçlarını karşılayacak düzeyde olmalıdır. Bakanlık ve üniversiteler ortak çalışarak Türkçe işletme/proses kitapları yayınlanabilir.

- **Ülkemizde membranların pahalı olduğu, sürekli tıkandığı, çalışmayacağı konularında bir algı maalesef mevcuttur. Bu durum da atıksu geri kazanım yatırımları önündeki önemli engellerdendir.**

Bu sorun yukarıda bahsedilen sorunlardan biraz farklı olsa da çözüm için benzer uygulamalar kullanılabilir. Ülkemizdeki iyi uygulamaların sayılarını arttırmak gerekmektedir. Bu da tabii ki doğru prosesin seçilmesi ve optimum işletme koşullarının belirlenmesinden geçmektedir. Bunun için de su karakterizasyonun uzun süre izlenmesi ve pilot çalışmalar yapılarak seçilen prosesin verimliliğinin, ürün suyu kalitesinin ve işletme koşullarının optimize edilmesi gerekmektedir. Tabii ki özellikle farklı yaklaşımlar gerektiren geri kazanım tesisleri için üniversitelerle ortak çalışmalar yaparak, bilgiye en hızlı ve en kolay yoldan ulaşmak da hata yapılma olasılığını azaltacaktır.

- **Ülkemizde atıksu geri kazanımı ve geri kullanımı konusunda uygulamada olan yönetmelikler geliştirilmelidir.**

Ülkemizde yürürlükte olan "Atıksu Arıtma Tesisleri Teknik Usuller Tebliği" altında verilen "Arıtılmış Atıksuların Geri Kazanımı ve Yeniden Kullanımı" na yönelik düzenlemeler yeterli değildir. A.B.D., İsrail ve bazı Arap ülkelerindeki atıksu geri kullanım mevzuatları kadar detaylı ve yönlendirici bir yönetmeliğimiz maalesef mevcut değildir. Özellikle mevcut tebliğ farklı geri kullanım alanları, farklı bitki desenleri ve türlerine göre su kalitesi limitleri açısından daha fazla detaylandırılmalıdır. Mevcut tebliğimiz daha çok zirai sulama tabanlı olup, diğer endüstriyel ve kentsel kullanımlar (park, bahçe sulanması, rekreasyonel kullanım, yangın söndürme, yüzey suyu ve/veya yeraltı suyu besleme, beton santrallerinde kullanım, endüstriyel kullanımlar, vb.) için yeterli detayda değildir. Bu nedenle ilgili mevzuatın güncel ihtiyaçlara göre revizyonu gerekmektedir. Ayrıca, yeni yapılan yeşil binalar, uydu yerleşimler, şehirden uzak toplu konutlar ve yazlık siteler gibi yerleşimlerde atıksuların geri kazanım potansiyeli oldukça yüksek olup, bu yerleşim yerlerinde atıksu geri kazanımları özendirilmeli ve revize edilecek tebliğ bu düzenlemeleri de içermelidir.

2.5.4 Ülkemizde endüstriyel sektörlerde su tüketimleri ve atıksu geri kazanım önceliklendirilmesi

Ülkemizde tipik olarak spesifik su tüketimleri (tüketilen su miktarı/birim kütle nihai ürün) fazla olan endüstriler ana hatlarıyla aşağıda sıralanmıştır.

- Gıda sektörü
- Tekstil sektörü (özellikle boyama yapan tesisler)
- Kimyasal madde sektörü
- Metal sanayi sektörü
- Kâğıt sektörü
- Demir çelik sektörü
- Soğutma suyu kullanan enerji santralleri, demir çelik fabrikaları, vb.

Avrupa Birliği Endüstriyel Emisyonlar Direktifi (EED) ve IPPC (Entegre Kirlilik Önleme ve Kontrol) BREF dokumanlarında birçok farklı endüstriyel sektör için önerilen spesifik su tüketimleri belirtilmiştir. BREF dokumanlarında belirtilen spesifik su tüketimleriyle ve/veya global diğer benzer tesislerin su tüketimleriyle tesisin kendi spesifik su tüketimi karşılaştırılmalı ve tesisin 'su tüketim performansı' belirlenmelidir. İzleme ve tespitlere ve EED/IPPC BREF dokumanlarına göre su verimliliğinin artırılması, spesifik su tüketimlerinin azaltılması ve temiz üretim amaçlı olarak tesis özelinde ve BREF dokumanlarını baz alarak Mevcut En İyi Teknikler (MET) belirlenmeli ve fizibilite sonucu uygun bulunan MET'ler uygulamaya konulmalıdır.

Ülkemizde endüstriyel tesislerde genel anlamda spesifik su tüketimleri maalesef detaylı olarak izlenmemekte, kontrol edilmemekte ve neticesinde su kullanım/tüketim verimliliği genelde düşük seviyelerde kalmaktadır. Bunun temel nedenleri aşağıda listelenmiştir.

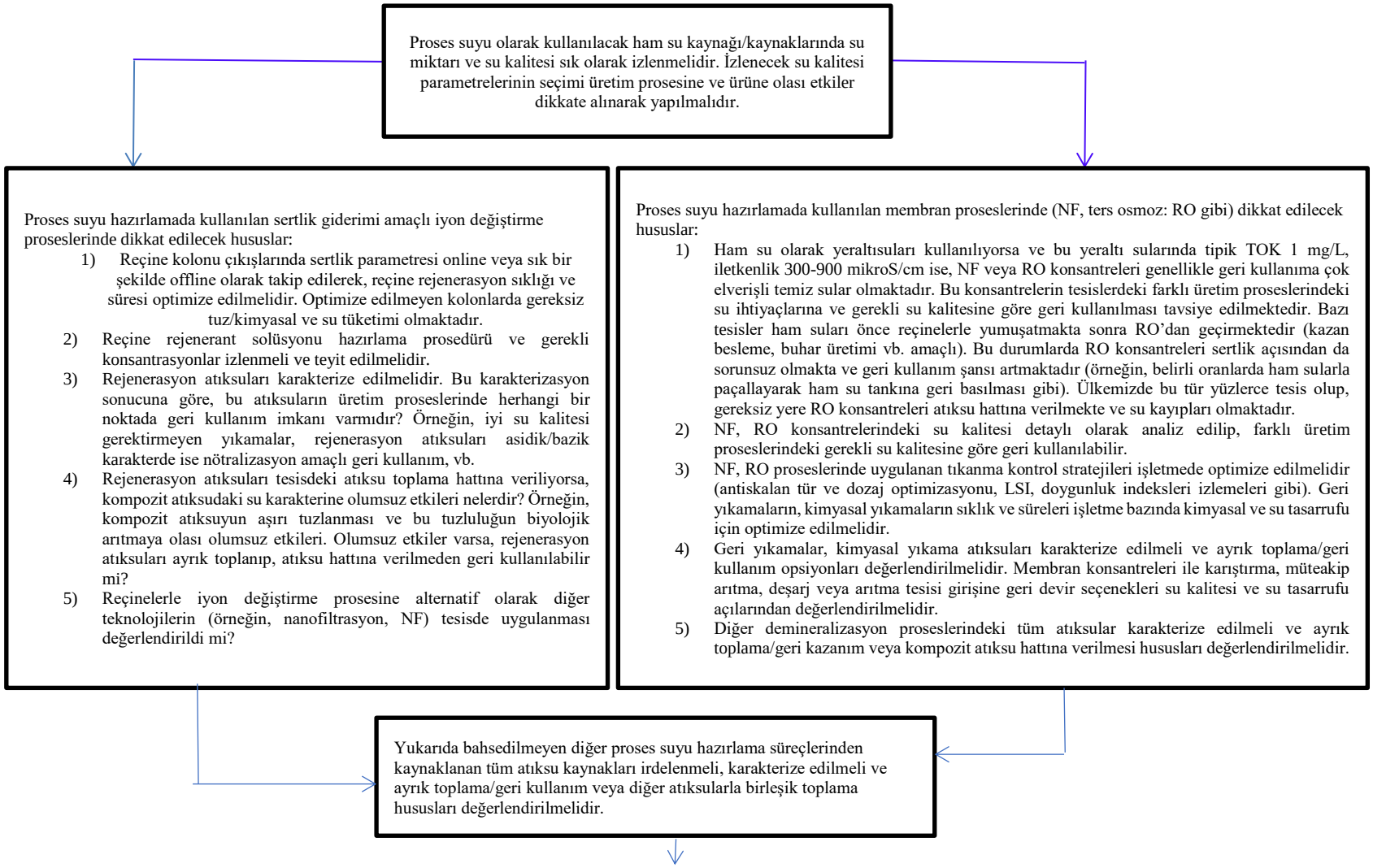
1. Su temini, proses suyu hazırlama, atıksu arıtma ve deşarjla ilgili tüm su maliyetlerinin toplamı, genelde üretim maliyetlerinin çok küçük bir kısmını oluşturmaktadır (%1-10 arası). Toplam birim işletme su maliyetinin >10 TL/m^3 seviyelerine çıktığı bazı spesifik bölge ve tesislerde bile bu oran ancak %20-30 bandında olmaktadır. Bunun temel nedeni, ülkemizde kuyu suyu ve ham su satış ücretlerinin düşük olmasıdır. Kaçak su kullanımları da önemli boyutlarda olabilmektedir. Dolayısıyla, tesisler daha çok enerji, kimyasal ve hammadde kullanım verimliliğine ve proses iyileştirme çalışmalarına odaklanmaktadır. Endüstrilerde 'su hususu' hem ekonomik hem de teknik anlamda genelde ikinci planda kalmaktadır.
2. Su tüketimlerinin online izlenmesi ve otomasyonlu kontrolü ülkemizde nadir uygulanmaktadır.
3. Su tüketim noktalarındaki gerekli su kalitesi gereksinimleri (üretim ve ürün kalitesi açısından) yeterli olarak belirlenmemektedir. Dolayısıyla, bazı tesislerde gereksiz yere daha düşük su kalitesi gerektiren kullanım noktalarında yumuşatılmış hatta tuzsuzlaştırılmış (örneğin RO prosesleriyle) proses suları kullanılmaktadır. Bu husus üretim maliyetlerini de artırmaktadır. Her bir tesis hangi noktada, hangi miktarlarda, hangi kalitede su kullanması gerektiğini üretim ve ürün testleri de yaparak optimize etmelidir.
4. Su tüketimlerini en aza indirecek proses iyileştirmeleri yapılmalı veya yeni teknolojiler seçilmelidir. Örneğin, tekstil sektöründe son durulamaların geri kullanılması, kimyasal dozaj otomasyonları, seviye ayarlı boyamalar, vb. gibi.
5. Farklı atıksu kaynaklarındaki debiler ve su kalitesi belirlenmediği ve atıksu kaynakları ayrık olarak değerlendirilmediği için, bazı durumlarda direk olarak hatta arıtmasız olarak geri kullanılabilecek atıksu kaynakları gereksiz yere kompozit atıksularla birleştirilmektedir. Gereksiz yere su tüketimi olmakta ve mevcut atıksu arıtma tesisine daha çok debi gelmektedir.
6. Endüstrilerin çoğunda su tüketimleri ve atıksu oluşumları için kütle denklik hesapları yapılmamaktadır. Kaçak/verimsizlik tesbiti ve kontrolleri seyrek yapılmaktadır.
7. Endüstrilerin çoğu 'su tüketim performanslarını' belirlememekte ve izlememektedir. Dolayısıyla BREF dokumanlarını ve global rakip firmaların spesifik su tüketimlerini baz alarak karşılaştırma yapmamaktadır.

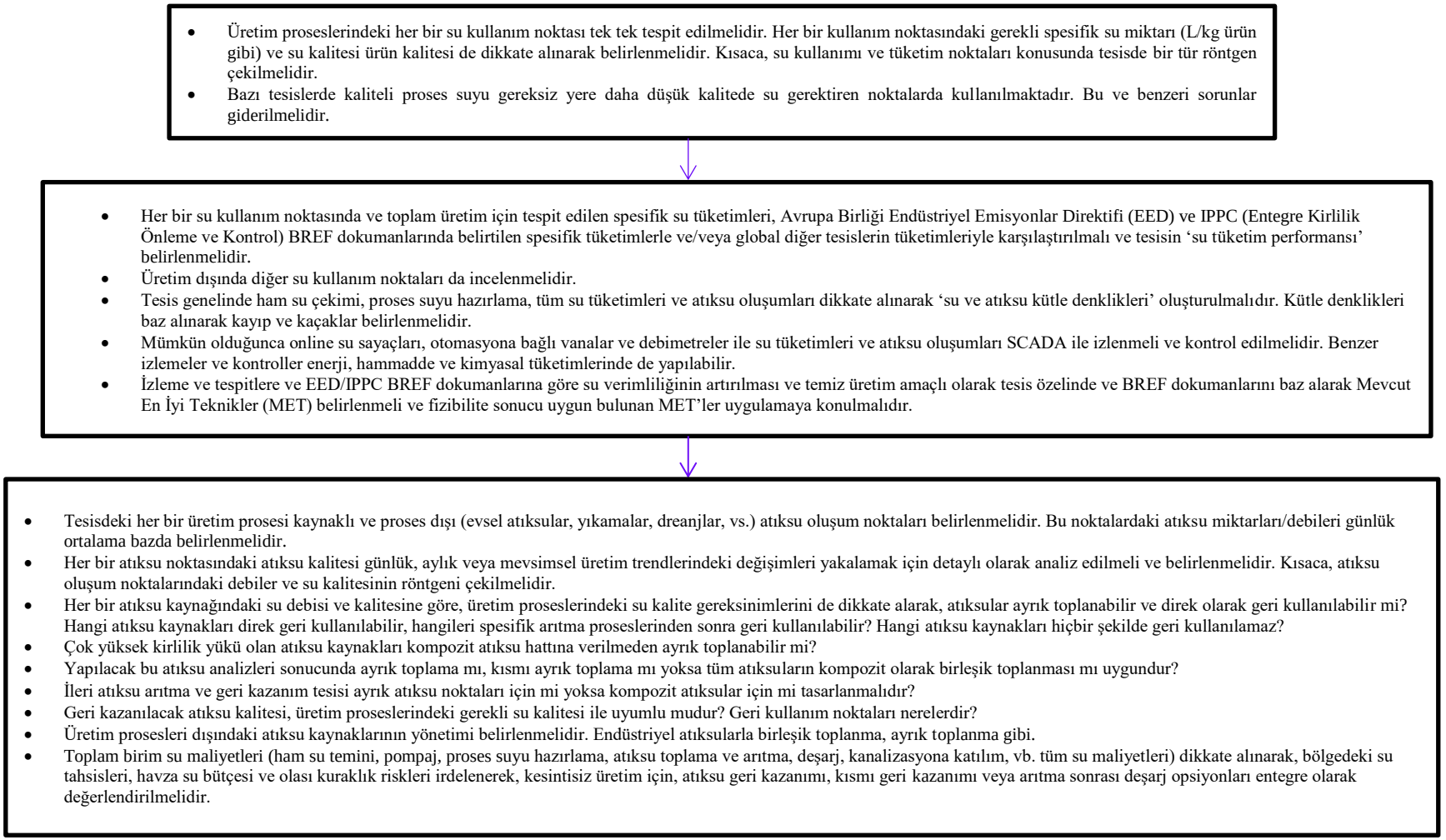
8. Ülkemizde temiz üretim çalışmaları ve çevresel performans analizi çalışmaları yapıp, MET'leri belirleyip, MET'leri uygulamaya geçiren çok az sayıda firma vardır. Bunların çoğu tekstil, maya ve demir çelik sektöründedir.
9. Ülkemizde ham su maliyetleri genelde düşük olduğu için atıksu geri kazanımı ikinci planda kalmaktadır.
10. Konvansiyonel atıksu arıtma tesislerinin işletiminde zorlanabilen özellikle küçük tesisler ileri atıksu arıtma ve geri kazanım tesislerine ön yatırım ve işletme maliyetleri ve olası işletme zorlukları açısından sıcak bakmamaktadır. Bu tesisler mevcut işletme ve geri kazanım durumundaki su işletme maliyetlerini detaylı hesaplamalı ve maliyetleri ve geri ödeme sürelerini daha uzun vadede değerlendirmelidir. Maalesef, endüstrilerimiz geri ödeme süresini en fazla 2 yıl olarak öngörmektedir. Gelişmiş ülkelerde ise bu süreler 10 yıla kadar fizibil olarak kabul edilmektedir.
11. İleri arıtma prosesleri hakkında bilgi, tecrübe ve know-how sanayimizde yeterli olmadığı için ve referans olabilecek tam ölçekli geri kazanım tesisi az sayıda olduğu için, sanayicimiz genelde atıksu geri kazanımına şüphe ile bakmaktadır. Referans uygulamalar ülkemizde artarsa diğer uygulamaları tetikleyeceği bir gerçektir.
12. Geri kazanılan atıksuyun ürün kalitesine olası etkileri konusunda özellikle tekstil sektöründe ciddi oranda kaygılar mevcuttur. Bu kaygılar geri kazanılmış atıksularla üretilmiş ürünlerde ürün kalitesi testleri yaparak değerlendirilmelidir.
13. Geri kazanılan atıksuların tesisde çevre ve personel sağlığı açısından olası riskleri konusunda endişeler mevcuttur. Bu konuda yeterli eğitim verilmeli ve yönlendirme sanayimize yapılmalıdır.

Ülkemizdeki endüstrilerin su tüketimlerini kontrol ve optimize etmeleri ve atıksu geri kazanımını önceliklendirmeleri için kullanabilecekleri bir yönlendime çalışması bu proje kapsamında hazırlanmıştır. Bu yönlendirme rehberi, akım şeması olarak Çizelge 2.22'de sunulmuştur. Ülkemizde endüstriyel temiz üretim uygulamaları ve su tüketimi azaltımı çalışmaları hakkında daha detaylı uygulama bazlı bilgiler temin edilmek istenirse aşağıdaki kaynaklara başvurulabilir.

- Sanayide kaynak verimliliği potansiyelinin belirlenmesi projesi (SANVER). Yürütücü kurum: TÜBİTAK MAM. Destekleyen kurum: Bilim, Sanayi ve Teknoloji Bakanlığı, Verimlilik Genel Müdürlüğü. 2017 yılında tamamlanmıştır.
- Sanayide temiz üretim olanaklarının ve uygulanabilirliğinin belirlenmesi projesi (SANTEM) (Demir çelik ve maya sektörleri). Yürütücü kurum: TÜBİTAK MAM. Destekleyen kurum: Çevre ve Şehircilik Bakanlığı, Çevre Yönetimi Genel Müdürlüğü. 2016 yılında tamamlanmıştır.
- Özel sektördeki bazı tesisler temiz üretim ve su tüketimi minimizasyonu için TÜBİTAK Teydeb veya diğer programlardan destekler alarak Ar-Ge çalışmaları yapmıştır/yapmaktadır. Gizlilik sözleşmeleri gereği bu projelerin hakları/çıktıları ilgili firmalara ve TÜBİTAK'a aittir.
- Tekstil sektöründe Avrupa Birliği IPPC Direktifi ile uyum çalişmalari: BAT uygulamaları, TÜBİTAK Projesi (ÇAYDAG, 105Y088), Proje Yöneticisi: Prof.Dr. Ülkü Yetiş, ODTÜ. 2008.
- Emrah Öztürk, "Tekstil sektöründe entegre kirlilik önleme ve kontrolü ve temiz üretim uygulamaları", Doktora tezi, SDÜ, Çevre Mühendisliği, Isparta, 2014.

Çizelge 2.22. Endüstrilerde su tüketimini kontrol/optimize etmek ve su geri kazanımını önceliklendirmek için izlenecek genel yaklaşım.




• Üretim proseslerindeki her bir su kullanım noktası tek tek tespit edilmelidir. Her bir kullanım noktasındaki gerekli spesifik su miktarı (L/kg ürün gibi) ve su kalitesi ürün kalitesi de dikkate alınarak belirlenmelidir. Kısaca, su kullanımı ve tüketim noktaları konusunda tesisde bir tür röntgen çekilmelidir.
• Bazı tesislerde kaliteli proses suyu gereksiz yere daha düşük kalitede su gerektiren noktalarda kullanılmaktadır. Bu ve benzeri sorunlar giderilmelidir.
• Her bir su kullanım noktasında ve toplam üretim için tespit edilen spesifik su tüketimleri, Avrupa Birliği Endüstriyel Emisyonlar Direktifi (EED) ve IPPC (Entegre Kirlilik Önleme ve Kontrol) BREF dokumanlarında belirtilen spesifik tüketimlerle ve/veya global diğer tesislerin tüketimleriyle karşılaştırılmalı ve tesisin 'su tüketim performansı' belirlenmelidir.
• Üretim dışında diğer su kullanım noktaları da incelenmelidir.
• Tesis genelinde ham su çekimi, proses suyu hazırlama, tüm su tüketimleri ve atıksu oluşumları dikkate alınarak 'su ve atıksu kütle denklikleri' oluşturulmalıdır. Kütle denklikleri baz alınarak kayıp ve kaçaklar belirlenmelidir.
• Mümkün olduğunca online su sayaçları, otomasyona bağlı vanalar ve debimetreler ile su tüketimleri ve atıksu oluşumları SCADA ile izlenmeli ve kontrol edilmelidir. Benzer izlemeler ve kontroller enerji, hammadde ve kimyasal tüketimlerinde de yapılabilir.
• İzleme ve tespitlere ve EED/IPPC BREF dokumanlarına göre su verimliliğinin artırılması ve temiz üretim amaçlı olarak tesis özelinde ve BREF dokumanlarını baz alarak Mevcut En İyi Teknikler (MET) belirlenmeli ve fizibilite sonucu uygun bulunan MET'ler uygulamaya konulmalıdır.
• Tesisdeki her bir üretim prosesi kaynaklı ve proses dışı (evsel atıksular, yıkamalar, dreanjlar, vs.) atıksu oluşum noktaları belirlenmelidir. Bu noktalardaki atıksu miktarları/debileri günlük ortalama bazda belirlenmelidir.
• Her bir atıksu noktasındaki atıksu kalitesi günlük, aylık veya mevsimsel üretim trendlerindeki değişimleri yakalamak için detaylı olarak analiz edilmeli ve belirlenmelidir. Kısaca, atıksu oluşum noktalarındaki debiler ve su kalitesinin röntgeni çekilmelidir.
• Her bir atıksu kaynağındaki su debisi ve kalitesine göre, üretim proseslerindeki su kalite gereksinimlerini de dikkate alarak, atıksular ayrık toplanabilir ve direk olarak geri kullanılabilir mi? Hangi atıksu kaynakları direk geri kullanılabilir, hangileri spesifik arıtma proseslerinden sonra geri kullanılabilir? Hangi atıksu kaynakları hiçbir şekilde geri kullanılamaz?
• Çok yüksek kirlilik yükü olan atıksu kaynakları kompozit atıksu hattına verilmeden ayrık toplanabilir mi?
• Yapılacak bu atıksu analizleri sonucunda ayrık toplama mı, kısmı ayrık toplama mı yoksa tüm atıksuların kompozit olarak birleşik toplanması mı uygundur?
• İleri atıksu arıtma ve geri kazanım tesisi ayrık atıksu noktaları için mi yoksa kompozit atıksular için mi tasarlanmalıdır?
• Geri kazanılacak atıksu kalitesi, üretim proseslerindeki gerekli su kalitesi ile uyumlu mudur? Geri kullanım noktaları nerelerdir?
• Üretim prosesleri dışındaki atıksu kaynaklarının yönetimi belirlenmelidir. Endüstriyel atıksularla birleşik toplanma, ayrık toplanma gibi.
• Toplam birim su maliyetleri (ham su temini, pompaj, proses suyu hazırlama, atıksu toplama ve arıtma, deşarj, kanalizasyona katılım, vb. tüm su maliyetleri) dikkate alınarak, bölgedeki su tahsisleri, havza su bütçesi ve olası kuraklık riskleri irdelenerek, kesintisiz üretim için, atıksu geri kazanımı, kısmı geri kazanımı veya arıtma sonrası deşarj opsiyonları entegre olarak değerlendirilmelidir.

2.6. Genel Değerlendirme

Hızlı nüfus artışı, aşırı sanayileşme, artan kuraklık ve aşırı tüketim ile birlikte tatlı su kaynakları global ölçekte hızla tükenmektedir. Bu problem özellikle ülkemizin de coğrafyasında bulunduğu Balkanlar ve Ortadoğuda son yıllarda daha da önemli hale gelmekte ve artık sahip olunan su kaynakları ülkeler arasındaki stratejik ilişkiler ve pazarlıkların ana unsurlarından biri olmaktadır. Artan talebe karşılık tatlı su kaynaklarını yenileyip miktarını artırmak teknik ve ekonomik açıdan sınırlayıcı olduğu için sürdürülebilir kalkınmayı sağlayabilecek değişik pratik çözümlere ihtiyaç vardır. Bu bağlamda *'temiz su kaynaklarını korumanın ilk yolu atıksuları geri kazanma ile başlar'* düşüncesi ile arıtılmış atıksuların geri kazanımı ve birçok değişik amaçlı geri kullanımı için son yıllarda çalışmalar ve uygulamalar artmıştır. Atıksuların geri kullanımı ile hem tatlı su kaynaklarının tüketimi azaltılmakta hem de deşarj edilen arıtılmış atıksuların çevresel etkileri en aza indirilmektedir

Türkiye'de kullanılabilir yerüstü ve yer altı su potansiyeli yılda ortalama olarak 112 milyar m^3'tür ve ülkemizde kişi başına düşen yıllık kullanılabilir su miktarı 1.586 m^3'tür. Su azlığı çeken konumda olan ülkemizde uyugn su yönetiminin yapılmaması durumunda ciddi su sıkıntılarıyla karşı karşıya kalınması kaçınılmazdır. 2030 yılı için nüfus artışıyla birlikte mevcut kaynakların tahrip edilmeden aktarılacağı düşünülürse kişi başına düşen kullanılabilir su miktarı 1.120 m^3/yıl olacağı tahmin edilmekte bu da su fakiri bir ülke olacağımızı göstermektedir. Doğal su kaynaklarına güvenilir bir alternatif olarak atıksuyun yeniden kullanımı ve atıksu yönetiminin 'bertaraf etme/deşarj' yerine 'geri kazanım ve yeniden kullanım' odaklı olması günümüzde kabul gören bir yaklaşımdır. Kullanılabilir doğal su kaynakları ile su ihtiyacı arasında giderek büyüyen açık atıksuların da arıtılarak tekrar kullanılması konusunu gündeme getirmiş ve bu konudaki çalışmalar ve uygulamalar bilhassa son yirmi yıl içerisinde önemli boyutlara ulaşmıştır.

ABD, Japonya, Suudi Arabistan, İsrail gibi bazı ülkeler atıksuların tamamını veya önemli bir kısmını tekrar kullanabilmenin çalışmaları içerisine girmiştir. Peyzaj, sulama, endüstriyel geri kazanım ve yeniden kullanma, tarımsal sulama, yeraltı suyu besleme, rekreasyonel kullanımlar, evsel ve endüstriyel uygulamalar gibi birçok alanda arıtılmış atıksular yeniden kullanılabilir. Ülkemizde arıtılan bu atıksuyun %1,2'si yeniden kullanılmaktadır. Ülkemizde atıksuların yeniden kullanımının yetersiz olduğu rahatlıkla söylenebilir. Su sıkıntısı olan bir ülke olduğumuz için, su yönetimi ve özellikle atıksu geri kazanım ve kullanımının önemi ülkemizde bir kat daha arttırmaktadır. Çevre ve Şehircilik Bakanlığı, mevcut su kaynaklarının koruma kullanma ilkeleri çercevesinde kullanımın sağlanması, yeraltı ve yerustu su kaynaklarında oluşması muhtemel kirliliğin önlenmesi için arıtılmış atıksuların uygun stratejilerle ve farklı amaçlarla yeniden kullanımının araştırılmasına yönelik olarak "Arıtılmış Atıksuların Yeniden Kullanımı Projesini'' 2017 yılında başlatmıştır.

Atıksuların geri kullanımını teşvik eden faktörler şehirleşme, nüfus artışı ve kuraklıktır. Sürdürülebilir su yönetimi için suyun bir defadan daha fazla kullanımının gerekmektedir. Artan su talebi, yükselen alternatif su kaynakları fiyatları ve gelişen geri kazanma teknolojileri atıksuların tekrar kullanımını hem çevresel hem de kaynakların ekonomik kullanımı bakımından zorunlu hale getirmektedir. Doğal su kaynaklarının nitelik ve nicelik olarak korunması ve sürdürülebilirliğinin sağlanması ve atıksu su deşarjlarının azaltılmasıyla çevresel ortamlarda etkin nütrient yönetimi ve hassas sucul ortamlara ve organizmalara olan olası etkilerin azaltılması atıksuların geri kazanılmasının faydalarındandır. Ayrıca global olarak ham su kaynaklarındaki nitelik ve nicelik daralmaları neticesinde içme ve kullanma suları için alternatif su kaynakları bulunması gerekmektedir. Atıksuların geri kullanılmasıyla alternatif

su kaynakları ve arıtımı için ek ön yatırım ve işletme maliyetleri de ortadan kalkmış olmaktadır. Atıksuların geri kullanımı ile alıcı ortama deşarjlar ve dolayısıyla kirlilik yükleri azaltılmaktadır.

Genel olarak, su geri kazanımı kültür, algı, din, mevcut teknoloji ve politikalara bağlı bir olgudur. Atıksu geri kullanım projelerini veya kullanılacak geri kazanılmış atıksu miktarını sınırlayan faktörler de mevcuttur. Bu faktörler ana hatlarıyla su temini ve talebi ve su kalitesi hususlarıyla ilgilidir. Atmosferik ve iklimsel olaylar, çevresel sorunlar, ekonomik kısıtlamalar ve mevzuatlar da projelerin uygulanmasını etkileyebilmektedir. Günümüzde atıksuların geri kazanımı ve kullanımı projelerinin karşılaştığı en önemli problemler estetik, insan sağlığı ve güvenliği açılarından toplumun tedirginliği, su kalitesi ve arıtma maliyetleri olarak gösterilebilir. Atık suyun kalitesine ve geri kazanım sonucu suyun kullanım yerine göre istenen suyun özelliklerine bağlı olarak fiziksel, biyolojik ve kimyasal arıtma gerekebilir. İlave arıtma gereksiniminden dolayı atıksuların geri kazanımı maliyetli olabilmektedir. Ancak sürdürülebilirlik ve çevresel kazanımlar anlamında su geri kazanımının tüm olumlu yönleri dikkate alınmalıdır.

Atıksu geri kazanımının planlamasını yaparken en önemli kriterlerden biri hangi kalitede geri kazanılmış su üretileceği ve üretilen bu suyun hangi amaçla kullanılacağına karar verilmesidir. Atıksu geri kullanım alanlarının alternatiflerini belirlemesi ve önceliklerin yapılması oldukça önemlidir. Geri kullanım alternatifleri (kentsel, zirai amaçlı, çevresel/ekolojik amaçlı, endüstriyel, yeraltı suyu besleme, içme suyu amaçlı, plansız düzensiz dolaylı) belirlenirken; ilgili kullanım için gerekli su talebi, gerekli arıtım düzeyi ve arıtma maliyeti; halk sağlığına potansiyel etkisi, halk tarafından kabul edilebilirlik ve su iletim maliyeti parametrelerine göre değerlendirilme yapılabilir.

Atıksu geri kullanım alanlarının alternatiflerini belirlemede dikkate alınması gereken önemli kriterler aşağıda sıralanmıştır:

- Atıksuların geri kazanılacağı bölgede su ihtiyacı
- Yasaların izin verdiği atıksu geri kazanım alternatifleri ve istenen su kalitesi
- İlgili bölgede su kullanımlarının değerlendirilmesi ve alternatif geri kazanım uygulamalarına karar verilmesi
- Mevcut su kaynaklarına artan ve rekabetçi talepler
- Halkın ilgisi ve kabullenmesi
- Kullanım noktasına yakınlık
- Mali ve bürokratik sorumluluklar
- Başarılı ve ispatlanmış geri kullanım referans uygulamaları
- Su maliyetlerinin etkisi
- Bazı özel su kaynaklarının korunması
- Sıkılaşan su kalite standartları
- Fırsatlar ve gereklilikler

Atıksu geri kazanımı amaçlarıyla membran proseslerinin uygulama sayısı son yıllarda artmaktadır. Membran prosesi sadece su geri kazanımı için değil, aynı zamanda kimyasal geri kazanımı için de kullanılmaktadır. Desalinasyon ve suyun yeniden kullanımına özellikle ters osmoz ve ileri osmoz su üretimi ve su arıtma endüstrisinde ön plana çıkmaktadır. Pilot ve tam ölçek membran prosesleri ile su geri kazanım uygulama örnekleri mevcuttur ve başarılı sonuçlar elde edilmiştir. Membran geri kazanım tesislerinde konsantre deşarjı ve bertarafı sorun olabilmekledir, ancak membran proseslerinde elde edilen çok yüksek ürün suyu kalitesi ve atıksu geri kazanımı ve neticesinde su tasarrufları gözardı edilmektedir. Ayrıca teknik ve ekonomik açıdan uygulanabilir, çevre dostu, sürdürülebilir ve geri kazanım tabanlı konsantre yönetim stratejilerinin ve bertaraf teknikleri uygulanararak etkin konsantre yönetimi yapılabilir.

BÖLÜM 3

KONSANTRE AKIMLARIN YÖNETİMİNE İLİŞKİN ULUSLARARASI MEVZUAT

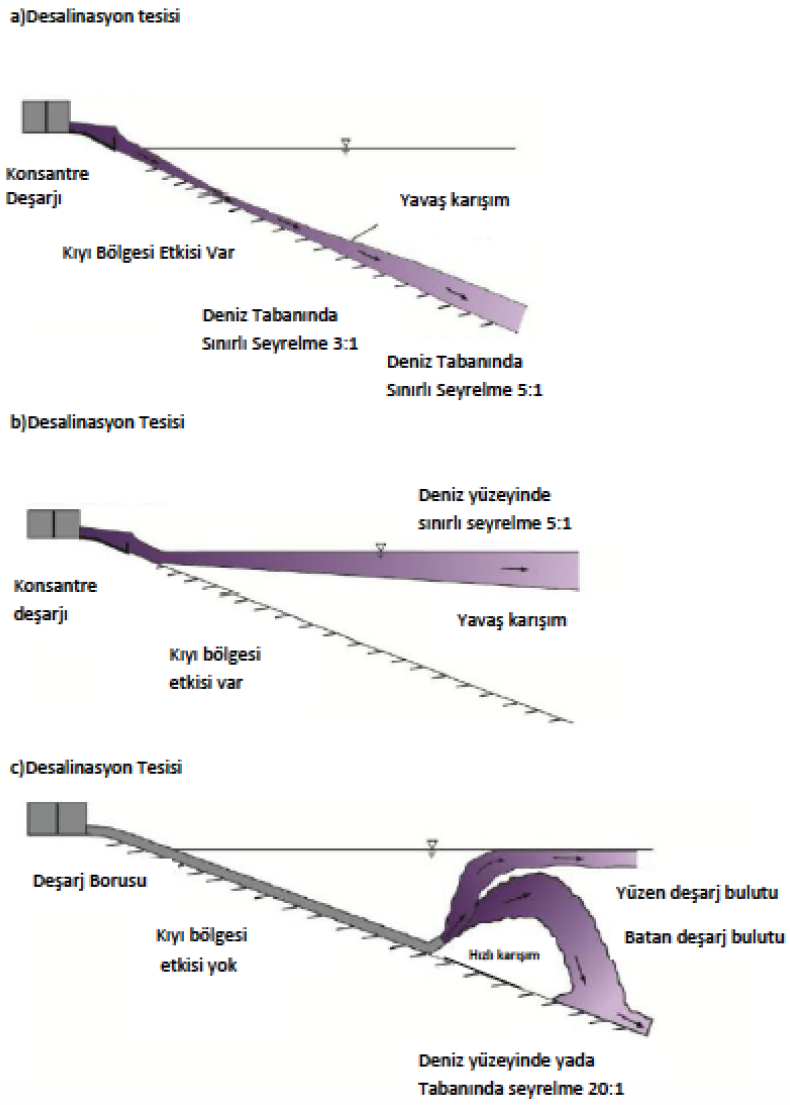
3. KONSANTRE AKIMLARIN YÖNETİMİNE İLİŞKİN ULUSLARARASI MEVZUAT

3.1 Konsantre Bertaraf Stratejileri

Uluslararası düzeyde membran konsantre akımı ile ilgili mevzuatlar ülke bazında değişkenlik göstermektedir. Bunun nedeni konsantre akımın verildiği farklı çevresel ortamlarda farklı olumsuz etkilerin gözlenmesidir. Mevzuatın doğru tartışılabilmesi adına öncelikle bertaraf stratejilerinin özümsenmesi gereklidir. Bu kapsamda, ekolojik riski en aza indirgemek için gereken seyrelme seviyesine ulaşmak amacıyla Kaliforniya örneğinde kullanılan deşarj teknolojileri gözden geçirilmiştir. Doğrudan konsantre deşarjı için bir difüzör kullanılması tercih edilmektedir. Büyük desalinasyon tesislerine özgü debiler için, sığ kısımda yüksek seyrelmeler ve hızlı tuzluluk azalması sağlayacak çok-noktalı difüzör gerekli olacaktır. Difüzör, jetleri su yüzeyini etkilemeyecek ve jet akımlarının birleşme durumları dikkate alınacak şekilde modellenmeli ve tasarlanmalıdır. Tesis soğutma suyu ile birlikte gerçekleştirilen mevcut kıyı yüzeyi deşarjları için çok-noktalı difüzörler veya tekli bağlantı noktasına sahip yükseltici (riser) kullanılabilmektedir. Yakın alan seyrelmesi tek başına su kalitesi standartlarını karşılamak için yeterli olmayabilir ve çoğu zaman boru içerisinde seyrelme de gerekecektir. Yeterli ilk seyrelmeyi sağlamak için yatay püskürtme kanallarından gelen seyrelme de dikkate alınmalıdır. Az miktarda konsantre büyük olasılıkla mevcut kentsel atıksu derin deşarjının çıkış difüzörlerinden deşarj edilebilir. Bununla birlikte deniz ortamındaki seyrelme, atık yoğunluğu ve akış hızlarındaki değişim hesaba katılarak yeniden değerlendirilmelidir (Jenkins vd., 2012).

Yakın alan, karışım bölgeleri ve çoğunlukla atık su deşarjlarıyla ilişkili diğer terimler arasındaki ayrımların anlaşılması önemlidir. Yakın alan, hidrodinamik veya fiziksel bir kavram olup, atık maddenin karışmasından ve deşarj parametrelerinden etkilenen bölgedir. Yakın alan, kendiliğinden gerçekleşen türbülansın, yoğunluk katmanının etkisi altında bittiği yerde sona ermektedir. Akım tabakası daha sonra belirli kalınlıktaki bir katman halinde yayılır. Sonuç olarak, deniz ortamındaki türbülans genel olarak karışım ve seyrelmeden sorumludur. Bu bölge uzak alan olarak bilinir. Uzak alanda karışım ve seyrelme oranı yakın alana göre çok daha yavaştır. Bir karışım bölgesi, genellikle yakın alanın çoğunu veya tamamını kapsayan düzenleyici bir konsepttir. Batan deşarj bulutunun yakın alan özellikleri öncelikle deşarj noktasının veya çıkış ağzının yataydaki yönüne, jet akımının çıkış hızına ve atıksu ile alıcı su arasındaki yoğunluk farkına göre belirlenmektedir. Nehir akış debisi genellikle yakın alanda seyrelmeyi artıracaktır. Daha büyük deşarjlar için, birçok çıkış ağzından oluşan difüzör gerekecektir. Bu durumda ek bir parametre olarak difüzör ekseninin hâkim akıntılara karşı olan yönü ve difüzör delik sayısı önemli hale gelmektedir (Jenkins vd., 2012).

Ortak konsantre deşarj senaryolarına örnekler Şekil 3.1'de gösterilmektedir. Konsantre akımlar çeşitli şekillerde bertaraf edilebilir. Örneğin, arıtılmış kentsel atıksu veya tesis soğutma suyu gibi diğer atıklarla birlikte ya da doğrudan saf tuzlu su akışı halinde önceden seyreltilmek şartıyla denize yüzey akışı şeklinde deşarj edilebilir.



Şekil 3.1. Çeşitli konsantre deşarj konfigürasyonları için karışım özellikleri ve dağılımları. a) RO tesisi (batan deşarj bulutu) kanal veya kanal üzerinden kıyı deşarjı, b) Termal tesis (yüzen soğutma suyu ile karışmış konsantre akım) kıyı şeridi veya kanal vasıtasıyla deşarj, c) boru hattı, çıkış ağzı (nozzle) veya difüzör yoluyla tabana deşarj (batan ve yüzen deşarj akımları) (Bleninger ve Jirka 2010)

Batan deşarj bulutunun kıyıya deşarjı (Şekil 3.1a), aşağıya doğru eğimli akış ile sonuçlanır. Ortaya çıkan yoğunluk tabakalaşması dikey karışımı engellediğinden, seyrelme nispeten zayıftır ve bentik organizmalar yüksek tuzluluk oranlarına maruz kalabilir. Kaliforniya'da bu metotla konsantre deşarjına izin verilmemektedir.

Ortak deşarj, alıcı suya deşarjdan önce konsantrenin kirletici parametreler bakımından seyreltilmesini içeren başka bir bertaraf stratejisidir. Bu strateji, boru içinde seyrelme veya tesis içi paçal uygulamasını sağlamak için tuzlu suyun mevcut arıtılmış atıksu akışı ile karıştırılmasını içermektedir. Kaliforniya'da su kalitesi yönetmelikleri uyarınca ortak deşarja izin verilmektedir. Bu yaklaşım

halihazırda çeşitli tesisler tarafından kullanılmaktadır. Kıyı deşarjları, tesis soğutma suyu gibi akımlarla önceden seyreltme yapılabildiği için pratik bir uygulamadır (Jenkins vd., 2012).

Tesis içi paçal uygulamasını başarmak için iki ortak yol vardır: 1) Desalinasyon tesisini, genellikle çıkış suyu çok düşük tuzluluk derecesine sahip olan bir atıksu arıtma tesisi ile birlikte konumlandırmak, 2) Desalinasyon tesisini bir enerji tesisi ile bir araya getirmek. Burada paçal suyunun alıcı su ortamından, genelde denizden/okyanustan alınan soğutma suyu olması gerekmektedir. Atıksu ile paçal işleminde ise arıtılmış atıksu nispeten deniz suyundan daha düşük deşarj tuzluluğu içerdiği için tuzlu su deşarjının deniz yaşamı üzerindeki hipersalinite (deniz suyu tuzluluğundan daha ileri derecede tuzluluk) etkileri en aza inebilmektedir (Jenkins ve Wasyl, 2005).

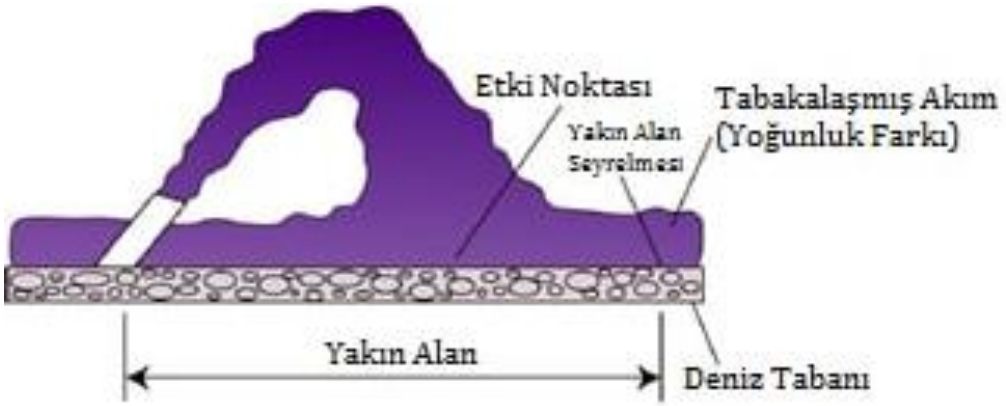
Diğer atık akımlar ile paçal yapılmış konsantreler tipik olarak deniz ortamına difüzörler yoluyla deşarj edilir (Şekil 3.1c). Difüzör yoluyla deşarj genel olarak düşük basınca sahiptir, dolayısıyla jet çıkış hızı ve jet momentum akısı oldukça düşüktür. Enerji santrallerinden gelen termal deşarjlar için bu durum, çoklu difüzör (San Onofre gibi) veya büyük bir tekli yükseltici (Huntington Beach gibi) vasıtasıyla olur. Birinci durumda ve deşarjın gerçekleştiği kentsel atıksu difüzörü için, çıkış ağzı genellikle yataydır. Atıksu yükselen atık sıcaklığının bir sonucu olarak yüzer durumdadır ve püskürtücülerle yüzeye doğru yükselir. Yoğunluk tabakası yeterince güçlü ise, deşarj edilen atıksu bulutu su yüzeyinin altına sıkışacaktır, yoksa deşarj edilen atıksu bulutu su yüzeyine ulaşacaktır. Yüzen deşarjlar için kullanılan çok-uçlu difüzörler ağırlıklı olarak yatay formda üretildiklerinden batan deşarjlar için uygun olmayabilirler ve seyrelme hususları bakımından dikkatle değerlendirilmeleri gerekir. Olası bir çözüm, difüzör üzerinde daha fazla gözenek açmak ve düşük akış hızlarında daha yüksek hız sağlayan değişken alanlı kontrol kapakçıkları kullanmaktır. Tüm hallerde seyrelme özenle modellenmeli ve değerlendirilmelidir (Jenkins vd., 2012).

Tek bir büyük dikey yükselticinin (bazı santrallerde kullanıldığı gibi) ortak deşarj için çıkış boyutları, yerel su derinliğine kıyasla çok yüksek olabilir. Bu durumda, ilk seyrelme oldukça küçük olabilir ve yayılma tabakasındaki karışım, yakın alana dahil edilmelidir. Bu tür deşarjlarda, konsantre akımının yeterli derecede seyreltilmesini sağlamak için daha fazla paçal ile seyreltme düşünülmelidir.

Tesis içi paçal işlemini sağlamak için deniz suyunun kullanılması, konsantre deşarjının tuzluluk derecesinde kayda değer bir seviyede düşüş sağlamak için arıtılmış atıksuya göre daha büyük bir hacim gerektirir. Tesis içi paçal amacıyla kullanılan deniz suyunun alımı (örneğin, santral soğutma suyu olarak) esnasında eski tip pompaların kullanılması sonucu oluşan türbülans ve deniz organizmaları üzerinde oluşan kayma gerilmeleri ek ölüm oranına neden olabilmektedir (Marcy vd., 1978; Bamber ve Seaby, 2004). Bununla birlikte, Cada (2001) ve Cada vd. (2006) tarafından hidroelektrik türbinler üzerine yapılan son çalışmalar, türbülans ve kayma gerilemeleri sonucu oluşan ölüm oranının Kaplan türbin ve Arşimet vidalı pompa sonrasında düşük hızlı çarklar kullanılarak azaltılabildiğini göstermiştir. Pompa çark teknolojilerinin deniz yaşamı üzerindeki etkilerini azaltmak için eski santrallerde deniz suyu için devir daim tipi pompalarının kullanımı alternatif olarak düşünülmektedir.

Bir diğer seçenek ise batan konsantre deşarjların yukarı doğru eğimli yüksek hızlı jetler şeklinde doğrudan deşarjıdır. Bu deşarj tipi için küçük debilerde tek bir çıkış noktası, yüksek debilerde ise çok-delikli difüzör kullanılabilir. Perth ve Sydney (Avustralya) desalinasyon tesislerinde çok-delikli difüzörler kullanılmıştır. Yüksek jet hızları, ortamdaki deniz suyunun püskürtülerek difüzör içerisine girmesine engel olurken, tuzluluğun hızla seyreltilmesine ve azaltılmasına yardımcı olmaktadır.

Prosesler Şekil 3.2'de gösterilmektedir. 30:1'i aşan seyrelmelere bu tip bir difüzörle kolaylıkla ulaşılabilmektedir.



Şekil 3.2. Eğimli jet konsantre deşarjının şematik gösterimi (Jenkins vd., 2012)

Yükseltici içeren çok delikli difüzör Şekil 3.3'de gösterilmektedir. Bu örnekte, yükselticilerin her biri dört püskürtme çıkış ağzından oluşur. Difüzör bir veya her iki tarafı boyunca eşit olarak dağılmış çıkış ağızlarına sahiptir.

Şekil 3.3. Yükseltici içeren çok delikli konsantre difüzörü (Jenkins vd., 2012)

Türbülanslı ortamlarda hassas yumurta ve larvalarda fiziksel hasar meydana gelebilir. Türbülansın larval ölüm üzerindeki etkisine ek olarak deşarj ortamındaki gel-git akışlarının bile karından bacaklıların (gastropodlar) ve çift kabuklu yumuşakçaların (bivalfler) ölüm oranını arttırdığı tespit edilmiştir (Jessopp, 2007). Bu durumda ölüm oranlarındaki değişimi sadece su alma ve deşarj yapılarının oluşturduğu türbülansa bağlamak doğru bir yaklaşım olmamaktadır.

Difüzör jetleri için deniz türüne yönelik spesifik ölüm oranı konusunda halihazırda yayınlanmış hiçbir kanıt bulunmamakla birlikte, önceki çalışmaların gösterdiği neden ve sonuç ilişkileri bu olasılığı kesinlikle arttırmaktadır. Deniz organizmalarının difüzör deşarjlarına eşik kayma gerilmesi

toleransları, laboratuar testlerinden, hesaplamalı akışkan dinamikleri modellemesinden ve difüzör sistemlerinin saha çalışmalarından elde edilen verileri birleştirmek suretiyle oluşturulabilir (Jenkins vd., 2012). Bu noktada kesin bir yargıya varılabilmesi için yoğun izleme ve testlere ihtiyaç duyulmaktadır.

3.2. Yasal Düzenleme İçin Kavramsal Çerçeve

Mevcut düzenleyici çerçeveler, alıcı suyla kıyaslandığında batmayan tipte akımlar için uygundur. Bununla birlikte, deniz suyu desalinasyonundan kaynaklanan konsantreler için deşarj ve karışım bölgesinin ilk seyrelmesi yeniden değerlendirilmeli ve izin koşulları buna göre değiştirilmelidir. Deşarjların ilk seyrelmesi ve dağılımı, deşarj ve alıcı ortamına uygun modeller kullanılarak değerlendirilmelidir. Kütlelerin seyrelmesi, akıbeti ve etkileri ile ilgili model temelli tahminlerin doğrulanması için hem laboratuvar hem de saha ölçümlerinden oluşan bir izleme programı gereklidir (Jenkins vd., 2012).

3.2.1. Mevcut düzenleyici yaklaşım

Şu anda, özellikle deniz suyu desalinasyon tesislerinden, atıksu arıtma tesislerinden veya yeraltı suyu desalinasyon tesislerinden çıkan konsantre deşarjlar için su kalitesi hedefleri mevcut değildir. Deniz suyu desalinasyon tesislerinin konsantre akımları, doğrudan kıyı sularına ya da daha yüksek hacimli deniz suyuna deşarj edilmektedir. Bölgesel Su Kalitesi Kontrol Kurulları, sahaya özel olarak izin gereklilikleri oluşturmuş ve değişken deşarj limitlerini uygulamıştır. Atıksu ve yeraltı suyu arıtma tesislerinden çıkan konsantre atık akımları genellikle doğrudan kıyı sularına deşarj edilmemekte, bunun yerine atıksu arıtma sistemlerinin girişine verilmekte veya deşarj edilmeden önce arıtılmış atıksu ile karıştırılarak seyreltilmektedir. Bu gibi durumlar için, düzenleyici kurumlar tarafından konsantrenin deşarjı ile ilgili atık limitleri tespit edilmemiştir. Nihai kombine deşarj, toksisite için su kalitesi hedeflerini ve karışım bölgesi veya ilk seyrelme (ZID) bölgesinin sınırındaki Okyanus Planında belirlenmiş olan kimyasal gereklilikleri karşılamalıdır. Yeraltı suyu desalinasyonu konsantresinin deşarjı için Monterey Bölgesel Su Kirliliği Kontrol Ajansının NPDES izni ve yine yeraltı suyu desalinasyon konsantresinin okyanusa deşarjından önce birkaç başka tesisten gelen atıksu ile birlikte karıştırıldığı Oceanside (Kaliforniya) NPDES izni örnek olarak verilebilir. Ancak deşarj limitlerinin farklı olmasından dolayı farklı uygulamalar olabilmektedir. Örneğin, South Coast Su Bölgesi'ndeki yeraltı suyu geri kazanım tesisinin konsantresinin alınan izin uyarınca diğer atıksular ile karışım işlemi öncesi, San Juan Creek deniz deşarjı yoluyla deşarj edebilmeleri için belirli Okyanus Planı hedeflerini karşılamaları gerekmektedir (Jenkins vd., 2012).

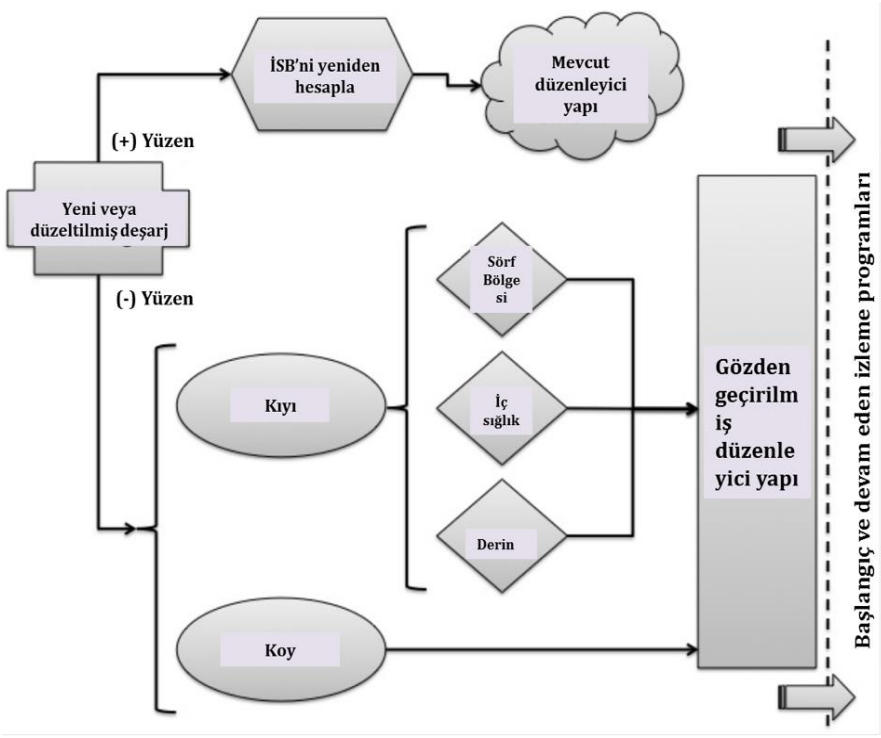
3.2.2. Revize edilmiş düzenleyici çerçeve

Konsantre deşarjı ile ilgili yeni veya revize edilmiş izinlerin, konsantre deşarj bulutunun ortaya çıkaracağı etkiyi ve akıbetini etkileyebilecek bir dizi çevresel faktörü göz önünde bulundurması gerekecektir. Ele alınması gereken birinci seviye unsur, işletme şartları altında deşarj edilen konsantre bulutun pozitif mi (yüzen deşarj bulutu) yoksa negatif mi (batan deşarj bulutu) olduğunun tespitidir. En iyi deşarj türü ve ilk seyrelmenin miktarı ve kapsamı hangi durumun geçerli olduğuna bağlı olacaktır. Mevcut yasal düzenlemeler ve örnekler, bulutun daima yüzer halde kaldığı birinci durum için geçerlidir. Ancak paçal yapılmayan konsantre deşarjlarında bulutun daima batık halde kaldığı ikinci duruma odaklanmak gerekmektedir. Belirli işletme koşullarına bağlı olarak bulutun yüzer ya

da batar halde kaldığı üçüncü durum daha karmaşıktır. Bu durumun hem yüzen hem de batık şekilde asılı kalan bulutlar için yasal koşullara ve beklentilere dayalı olarak etki açısından değerlendirilmesi ve gözlemlenmesi tavsiye edilmektedir (Jenkins vd., 2012).

Yeni veya değiştirilmiş deşarjların düzenlenmesi, Şekil 3.4'de çizilen iki ana yoldan birisini, çevre alıcı sulara kıyasla konsantre deşarj bulutunun yüzme kapasitesinin bir fonksiyonu olarak izleyecektir. Bir tuzlu su bileşeni eklendikten sonra konsantre deşarj bulutu yüzer halde kalıyorsa, deşarj değerlendirmesi amacıyla okyanus deşarjları için mevcut düzenleyici çerçeve temel alınmalıdır. Ancak, değişiklik yapılan deşarjlarda, deşarj parametrelerine bağlı olarak, ilk seyrelme bölgesini yeniden tespit etmek gerekmektedir. Bu revizyon, başlangıç izni ile belirtilen izleme programında düzeltmeler gerektirebilir. Ancak bu durum için mühendislik ve çevresel değerlendirme yönergeleri mevcut düzenleyici çerçevenin kapsamına girmektedir.

Batar halde kalan konsantre deşarj bulutu durumunda, yeni veya revize edilmiş bir deşarjın düzenleme ve izlenmesi aşamasında, Şekil 3.4'de ana hatları verilen alternatif yol takip edilmelidir. Bu noktada hem en iyi mühendislik uygulamaları hem de çevresel etki değerlendirme yöntemleri, deşarjın bulunduğu yere (bir körfez içinde veya açık okyanusa doğru) bağlı olarak değişkenlik gösterecektir. Deşarjın bulunduğu yerin açık okyanus olması durumunda deşarjın derinliğine bağlı olarak da değişim yaşanacaktır. Her durumda, değerlendirmenin amacı çevreye deşarj edilen konsantrenin hem başlangıç hem de uzun vadeli akıbetini tahmin etmektir. İlk seyrelme ve ilk seyrelme bölgesinin beklenen etkisi karışım modelleri kullanılarak tahmin edilebilir. Konsantrenin nihai akıbeti arka plan sirkülasyonuna, yerel topoğrafyaya ve muhtemelen flokülasyon etkilerine bağlı olacaktır. Bahsedilen bu durumların incelenmesi önerilen revize edilmiş düzenleyici çerçevede incelenmesi gerekmektedir.

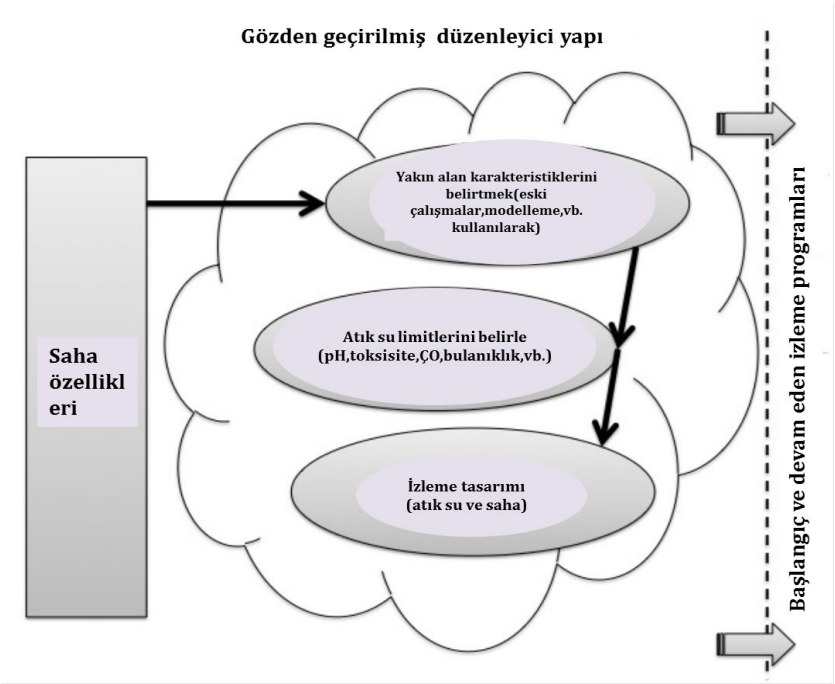


Şekil 3.4. Önerilen Düzenleyici Yaklaşım (Jenkins vd., 2012)

Revize edilmiş düzenleyici çerçeve üç temel unsuru içermelidir: Birinci unsur, ekolojik etkileri en aza indirgemek için deşarjın etkinliğini değerlendirmek amacıyla yakın alan özelliklerini belirlemeyi içerir. Dağılım modellerinde deşarj özellikleri, ortamın karışım özellikleri ve öngörülen deşarj teknolojisi bilgileri değerlendirilerek, ilk seyrelmeyi belirlemek ve alıcı su hedeflerinin karışım bölgesinin uç noktalarında ne oranda karşılandığını tespit etmek için kullanılmaktadır.

Önerilen çerçevenin ikinci unsuru, karışım bölgesi sınırında karşılanacak olan su kalitesi koşullarının belirlenmesidir (Şekil 3.5). Bu sınırların oluşturulmasında mevcut düzenleyici yönergelerin izlemesi beklenir. Buna ek olarak, yoğun deşarjlarda tuzluluk gibi ilave bileşenler için boru çıkış limitlerinin oluşturulması gerekecektir. Bu konuda arka plana kıyasla %5'den daha fazla olmayan bir tuzluluk hedefi koyulması önerilmektedir (Jenkins vd., 2012).

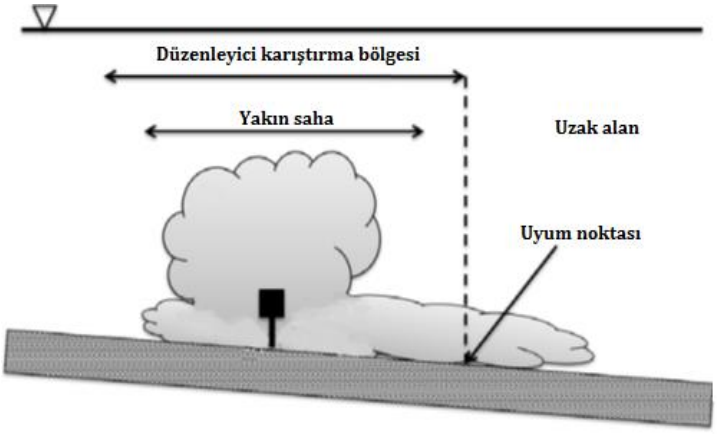
Düzenleyici çerçevenin son unsuru, sahaya özel deşarj durumu dikkate alınarak tasarlanmış bir izleme programının oluşturulmasıdır. İzleme programı hem laboratuvar hem de saha bileşenlerini içermeli, yeterli istatistiksel güce sahip olacak şekilde tasarlanmalı ve deşarj ile ilgili hem biyolojik hem de kimyasal parametreleri içermelidir.



Şekil 3.5. Yoğun deşarj edilen atıksu bulutlarına göre genişletilmiş düzenleyici çerçevenin üç ana unsuru (Jenkins vd., 2012)

Karışım bölgesi, deşarj çevresinde yakın alana eşit veya daha büyük olması gereken tanımlanmış bir bölgedir (Şekil 3.6) İzleme yerleri, karışım bölgesinin sınırında, kenarında ve dışındaki konumları içermelidir. Karışım bölgesinin gerçek boyutları deşarjın ve çevresel ortamın özelliklerine bağlı olarak sürekli değişim göstermektedir. Bu değişimler modelleme yaklaşımları ile tahmin edilebilir. Pratik amaçlar ve çoğu deşarj durumlarında, uygunluk izleme işlemleri için deşarj noktasından 100 m uzanan sabit bir karışım bölgesi önerilir. Böyle bir bölge, iyi tasarlanmış deşarjların yakın alanını içine alacaktır. Yoğun deşarjlarda, hızlı çökelmenin ardından topaklaşma nedeniyle deşarja yakın tehlikeli kimyasalların olası birikimini çözümlemek için düzenleyici karışım bölgesi içerisindeki tortuları zaman içinde gözlemlemek gerekebilir. Diğer bileşenler, uzun süreli veya kümülatif etkileri gidermek

için, düzenleyici karışım bölgesinin (örneğin, çözünmüş oksijen) çok uzakta izlenmesini gerektirebilir (Jenkins vd., 2012).



Şekil 3.6. Düzenleyici sınırların atıksu bulutu özellikleri ile ilişkisi (Jenkins vd., 2012)

3.2.3. Çeşitli deşarj sahası durumları

Belirli bir deşarjın tasarımına bağlı olarak, konsantre akımı çok farklı okyanus rejimlerine ve yaşam alanlarına bırakılabilir. Akımları yönlendiren süreçler temel olarak farklı rejimler arasında değişkenlik gösterir. Bu da deşarj akımının akıbetini öngörmek veya izlemek için veri bazlı modelleme çalışmalarının yapılması gerektiği anlamını taşımaktadır. Herhangi bir değerlendirme veya izleme programı, deşarj bölgesi senaryosuyla ilgili baskın dolaşım süreçlerini tanımlamalı ve uygun modeller ile veri kaynaklarını seçmelidir. Deşarjın, açık okyanusa karşı bir körfeze yapılması ile oluşan karşıt durum, net bir ilk ayrım ortaya çıkarır. Sahilden açıkta okyanusa yapılan deşarjlar konsantre akımın yayılımı için en iyi fırsatı sağlar ve mümkün ise tercih edilir. Bir körfeze gerçekleşen deşarj açık okyanusa yapılan benzer bir deşarj ile karşılaştırıldığında, konsantrenin uzun süreli dağılımını kısıtlaması beklenmektedir. Körfezin içindeki suyun kalış süresinin, özellikle de dip suyu için belirlenmesi önemli olacaktır. Kapalı körfezdeki dip sularının okyanus ile ya hiç ya da çok az su alışverişi olduğu durumlarda haftalar veya aylar boyunca konsantre deşarjı körfez içerisinde kalabilir. Bu durum alıcı ortamda batar halde bulunan bulutlar açısından zayıf seçenekler sunmaktadır. Bununla birlikte, kapalı bir bölgede alt suların günler veya saatler ile ölçülen kalma sürelerinde çok kısa olduğu durumlar da mevcuttur. Bu, örneğin, okyanusa güçlü bir gelgit bağlantısı olan kapalı koylarda ortaya çıkabilir. Gelgit prizması koyun hacmine göre büyükse, koy suları okyanus suyuyla oldukça yoğun bir şekilde karışır. Konsantre kuvvetli gelgit akışına boşaltılırsa, uzun süreli dağılımı nispeten daha yüksek olacaktır (Jenkins vd., 2012).

3.2.4. Konsantre dağılımı izleme

İzleme programları tabanda kalan deşarjlar için önerilmekte ve izin sürecinin önemli bir özelliğini temsil etmektedir. Devreye almadan önce yapılan modelleme ve arka plan gözlemleri, deşarj davranışını tahmin etmek için kullanılabilir. Ancak bu tahminlerin doğrulanması için devreye alma sonrası izleme yapılması gereklidir. Yakın alan hakkındaki tahminleri doğrulamak için alanın boyutu ve civardaki alan seyrelmeleri izlenmelidir. Buna fiziksel özellikler ve tuzlu su oluşturan konsantrasyonlar da dahildir. Ayrıca sıkışmış alt yoğunluk katmanlarından kaynaklanan potansiyel

oksijen eksikliği durumu da dahil olmak üzere, uzak alan etkileri hakkındaki tahminleri doğrulamak için izleme yapılmalıdır.

İzleme uzun dönemli ve kısa dönemli yapılmalıdır. Yakın alan seyrelme modellemesi ve uzak alan dağılımı modellemesi karmaşık ve alana özgü olduğundan, ilk izleme hem zaman hem de alan açısından çok daha kapsamlı olmalıdır. Okyanus gelgitleri, rüzgarlar ve deşarj döngüsü gibi kritik gün içi değişiklikler, ilk izleme aşamasında dikkate alınmalıdır. Benzer şekilde, ilk seyrelme bölgesi hakkındaki tahminleri doğrulamak için, alansal örnekleme sıklığı yakın alan içerisinde yeterince yoğun olmalı ve alttaki herhangi sıkışmış yoğunluk katmanlarının hareketi ve parçalanmasıyla ilgili tahminleri doğrulamak için uzak alana kadar genişletilmelidir. Ek olarak, yerel iki boyutlu batimetri verileri örnekleme tasarımına dahil edilmelidir (Jenkins vd., 2012).

Çeşitli izleme safhaları sırasında alınan gözlem türleri de bölgeye bağlı olacaktır. İlk konsantrede çevresel standartları aşan seviyelerde var olduğu bilinen çeşitli kimyasal bileşenler, düzenleyici karışım bölgesinin uç noktasında kabul edilebilir seviyelere düşürülmüş olarak gösterilmelidir. Uzak alan etkileri açısından, yaygın olarak bulunan iletkenlik, sıcaklık ve derinlik artı çözünmüş oksijen (CTD + O_2) sensör takımlarıyla örnekleme, Hodges vd. (2011) çalışmalarında gösterildiği gibi iyi bir alternatiftir. Örnekleme haritasının yerel topoğrafya ile olan ilişkisine ilaveten, dip boyunca olası ince tabakaları tanımlamak ve izlemek için deniz tabanının çok yakınına uzanan gözlemleri toplamak önemlidir.

3.3. Uluslararası Mevzuatlar

Uluslararası düzeyde membran konsantre akımı ile ilgili mevzuatlar ülke bazında değişkenlik göstermektedir. Bunun nedeni konsantre akımın verildiği farklı çevresel ortamlarda farklı olumsuz etkilerin gözlenmesidir. Örneğin, dünyadaki desalinasyon tesisleri ve petrol yataklarının üçte ikisini barındıran Orta Doğu Bölgesinde, konsantre akımı bertarafı eksik olup, buna yönelik düzenlemeler oldukça az sayıdadır (Einav vd., 2003). Bunun yanında bazı ülkelerde RO konsantresinin denize deşarjı ile ilgili yeterli miktarda çevresel mevzuat ve düzenlemelerin olduğu görülmektedir (Ahmad ve Baddour, 2014). Konsantre deşarjı ile ilgili mevcut çevresel mevzuatlar aşağıda özetlenmiştir.

3.3.1. Konsantre tuzluluğu ile ilgili mevzuatlar

Kuzey Amerika'da denize deşarj edilen membran konsantresindeki tuzluluk ile ilgili çevresel mevzuatlar sınırlı olup, konsantre içerisindeki tuzluluk diğer toksik bileşenlerin deşarj kriterlerine benzer olarak arıtılmaktadır. Kuzey Amerika'da kirleticilerin ve toksik kimyasalların deşarjında karışım bölgesi prensibi yaygın olarak kullanılmaktadır (US EPA, 1994; Rutherford vd., 1994; IMDs, 2007; CCME, 2008). Karışım bölgeleri insan sağlığı, sucul habitat ve su kalitesini korumak amaçlı uygulanmaktadır. Genel prensip olarak karışım bölgeleri su ortamının bütünlüğüne zarar vermeyecek, bu bölgelerden geçen organizmaların ölümüne neden olmayacak ve insan sağlığını riske atmayacak şekilde düzenlenmelidir (Ahmad ve Baddour, 2014). Amerika Çevre Koruma Ajansı (US Environmental Protection Agency-EPA) su kalite standardına (40 CFR 131.13) uygun olması şartıyla eyaletlerin yerel bazda karışım bölgeleri ile ilgili mevzuat geliştirmesine imkân tanımaktadır. Eyaletlerin konu ile ilgili geliştirdiği mevzuatlar, US EPA tarafından incelenerek onaylanmaktadır. Doğal su ortamına kirletici deşarjına izin almadan önce her eyaletin idari kuralları ve gereklilikleri tanımlaması ve yerine getirmiş olması gerekmektedir. Karışım bölgeleri için tanımlanan idari kurallar

ve gereklilikler mühendislik ve ekolojik değerlendirmeler ile ve ekonomik fizibilite çalışmalarını içermektedir (US EPA, 1994). Örneğin Oregon İdari Yönetmeliğinde (Oregon Administrative Rule-OAR/340-041-0-053(2)a(A)), akut ve kronik karışım bölgesi tanımları mevcuttur. Akut karışım bölgesinde anlık seyrelme ile toksisitenin ölümcül konsantrasyonun altına inmesine imkân tanınmaktadır. Bu kriter temelde boru sonunda sağlanmalıdır. Aksi taktirde karışım bölgesi (Regulatory Mixing Zone-RMZ) içerisinde deşarjın anlık seyrelmeye uğraması sonucu toksisitenin ölümcül konsantrasyonun altına indiği ve bölgeden geçen organizmaların ölümüne neden olmadığı kanıtlanmalıdır (IMDs, 2007).

Akdeniz ülkelerinde desalinasyon tesisleri genel olarak Avrupa Birliği'nde su politikalarına ait düzenlemelerin temeli olan Su Çerçevesi Direktifi (Water Frame Work Directive-WFD) ile kontrol edilmektedir. WFD 2015 yılından itibaren "iyi" su kalite standartlarını hedeflemiştir. Ancak WFD içerisinde konsantre deşarjı ile ilgili limitleri ve kontrol mekanizmalarını içeren net bir mevzuat bulunmamaktadır. WFD içeriğinde, konsantre deşarjının deniz tuzluluğunu çok değiştirmeyeceği ve bu yüzden deniz ekosistemine zararı olmayacağı değerlendirilmektedir (Gibbons vd., 2008). Bu değerlendirme tuzluluk parametresi açısından önemli bir bulgudur. Bununla birlikte WFD yeraltı akiferlerine konsantre deşarjı yapılması ile ilgili düzenlemeler içermektedir. Bu mevzuatta konsantrenin doğrudan akifere deşarjına izin verilmemekte ancak akifere ulaşmadan infiltrasyon yoluyla yeraltına dolaylı olarak deşarjına müsaade edilmektedir (Gibbons vd., 2008). Sonuç olarak konsantre deşarjının ciddi çevresel etkilerinin göz önüne alınarak denize yapılacak konsantre deşarjları için WFD özelinde gerekli düzenlemelerin yapılması gerekmektedir (Palomar ve Losada, 2011).

Avrupa Birliği üyesi olması ve WFD hükümlerine tabi olmasına rağmen İspanya'da membran konsantre deşarjlarının deniz ekosistemine vereceği zararlar ile ilgili farkındalık oluşturacak birçok çalışma mevcuttur. Son on yıl içerisinde Akdeniz kıyılarında yoğunlaşan araştırmalar, deniz ekosistemi için büyük öneme sahip deniz yosunlarının konsantre deşarjlarından olumsuz şekilde etkilenebildiğini göstermektedir (Talavera ve Ruiz, 2001; Gacia vd., 2007). İspanya'da yeni kurulan tüm desalinasyon tesisleri çok portlu difüzörler ile konsantre akımını derinden denize deşarj etmektedir. Ülkede desalinasyon tesislerinin çevresel değerlendirmesi ve konsantre deşarjına ait güvenli metotların geliştirilmesi ile ilgili olan Bakanlık, konsantre deşarjlarının kontrolü için akademik araştırmalar ile ortaya konan kritik eşik değerleri kullanmaktadır. Mevcut deniz tuzluluğunun 37.500 mg/L olduğu Posidonia için Gacia vd. (2007), eşik tuzluluk konsantrasyonunu 38.500 mg/L olarak önermiştir. Buna göre eşik değer, mevcut deniz tuzluluğunun 1.000 mg/L'nin üzerindedir. İlgili Bakanlık, kaynak aktardığı araştırma projeleri ile konsantre akım deşarjlarının davranışını analiz eden CORMIX modelini kullanarak mevcut desalinasyon tesislerinde deniz ortamının izlenmesi programını başlatmıştır. Bu program kapsamında Bakanlık, tesisi projelendiren ve kuran yüklenici firmalardan difüzör tasarımını optimize etmelerini isteyebilmektedir (Palomar ve Losada, 2010). Örneğin, Oropesa Del Mar desalinasyon tesisinin ilk tasarımında difüzör çıkışları arasındaki boşluğun çok yakın olmasından dolayı, daha düşük seyrelmelerin olacağı kaygısıyla, ilgili Bakanlık projenin tekrar değerlendirilmesini istemiştir. Buna bağlı olarak yüklenici firma, yeni bir modelleme çalışması yaparak, konsantre akımının deşarj edileceği difüzör tasarımını tekrar optimize etmiştir. Bakanlık deniz alanlarındaki belirlenen tuzluluk limitinin aşılmadığını tespit ettiği taktirde optimize edilen tasarımın onayını vermektedir (Palomar ve Losada, 2010).

Avustralya'da deniz kıyısında desalinasyon tesisi kurulması ile ilgili onayı Avustralya Çevre Koruma Ajansı (Australian Environmental Protection Agency-EPA), çevresel aktiviteler ile ilgili mevzuatın

7., 16. ve 19. maddelerine göre vermektedir. Onay öncesinde, yüklenici firma tarafından bölgede çevresel etki değerlendirmesi yapılarak deniz ortamına önemli bir etkinin olmayacağı kanıtlanmalıdır. Ortaya çıkan etkiler konusunda da gerekli önlemlerin alınarak, ileri dönemlerde izleme yapılması da zorunlu kılınmıştır. Gold Coast Desalinasyon Tesisi kurulurken, konsantrenin güvenli bir şekilde deşarj edilmesi için Gold Coast İl Meclisi 120 m genişliğinde ve 225 m uzunluğunda bir karışım bölgesi önerisinde bulunmuştur. Karışım bölgesinin boyutları deşarj edilecek konsantre akımın, deniz ortamındaki dağılımının modellenmesi ile belirlenmiştir (GCD, 2006). Perth metropolünde yer alan deniz suyu RO tesisi için Avustralya EPA, deşarj noktasından 50 m'lik mesafe içerisinde ölçülen tuzluluğun, mevcut deniz tuzluluğundan farkının 1.200 mg/L; deşarj noktasından 1.000 m'lik mesafe içerisinde ölçülen tuzluluğun, mevcut deniz tuzluluğundan farkının ise 800 mg/L olmasını istemiştir (Wec, 2002).

Umman Bakanlar Kurulu Kararı no:159/2005'e göre, deşarj lisansı alınmadan deniz ortamına doğrudan ya da dolaylı sıvı atık deşarjının yapılması yasaklanmıştır. Deşarj lisansını almak için desalinasyon tesislerinin boru deşarj limitlerini sağlaması ve deşarj noktasından itibaren 300 m çaplı karışım bölgesindeki tuzluluğun, mevcut deniz tuzluluğundan en fazla 2.000 mg/L daha fazla olmasını garanti etmeleri gerekmektedir (Sultanate of Oman, 2005).

Suudi Arabistan'da konsantre akım deşarjları, Meteoroloji ve Çevre Başkanlığı tarafından 20 Ağustos 1982'de yürürlüğe giren Çevre Koruma Standartları'na göre dolaylı olarak kontrol edilmektedir. Bu mevzuatın 12 no'lu maddesi rehber niteliğinde olup, içeriğinde alıcı ortama deşarj edilecek birçok kirleticinin karışım bölgesi limitleri tanımlanmıştır. Karışım bölgesinin boyutları sabit olmayıp, ilgili Başkanlık tarafından proje durumuna göre tespit edilmektedir. Karışım bölgesi köşelerinde toplam askıda katı madde parametresinin kabul edilebilir limiti %5 olarak belirlenmiştir (GELRI, 2001). Bununla birlikte Ortadoğu ve Kuzey Afrika'da desalinasyon tesislerinden denize yapılacak konsantre deşarjları için kapsamlı çevresel mevzuatların geliştirilmesine ihtiyaç duyulmaktadır (Verdier ve Baten, 2010).

Çin Halk Cumhuriyeti'nde deniz ortamının korunması ve geliştirilmesine yönelik olarak Deniz Ortamını Koruma Kanunu 25 Aralık 1999'da yürürlüğe girmiştir. Bu kanunun 29. maddesinde, deniz deşarjı yapacak endüstrilerin eyalet bazında belirlenen standartlara uyması gerektiği belirtilmektedir. Bu standartlar toksik, termal, organik, ağır metal ile evsel ve endüstriyel kirleticiler gibi farklı deşarjların kontrolüne yönelik olup, kirleticilerin derin deniz deşarjı sistemleri yoluyla yapılmasını zorunlu kılmaktadır. Ancak, Çin'de desalinasyon endüstrisi hızla büyüdüğünden dolayı çevresel mevzuatların konsantre deşarjı özelinde geliştirilmesi gerekmektedir. Mevcut durumda ülkede 57 adet tamamlanan ve devam eden desalinasyon projesi bulunmaktadır (Ahmad ve Baddour, 2014).

3.3.2. Konsantre sıcaklığı ile ilgili mevzuatlar

Deniz ortamı ile ilgili çevresel termal düzenlemeler genel olarak doğrudan konsantre akım deşarjına ait düzenlemeler değildir. Kuzey Amerika'da su ortamına verilen termal deşarjların sıcaklık değişimlerinden ekosistemi korumak amacıyla; federal, eyalet ve şehir bazında genel rehber ve mevzuatlar bulunmaktadır. Örneğin US EPA yılın tüm mevsimlerinde yapay kaynaklardan ileri gelen haftalık ortalama sıcaklık artışını 1^{o}C olarak sınırlamıştır (US EPA, 1986). Kanada Su Kalitesi Rehberlerinde (Canadian Water Quality Guidelines-CWQG), deniz ekosistemini korumak için, insan kaynaklı aktivitelerin neden olduğu maksimum sıcaklık değişiminin mevcut su sıcaklığının en fazla %1'i kadar olması gerektiği belirtilmektedir (CCME, 2008).

Dünya Bankası'nın Çevre, Sağlık Güvenlik Rehberlerinde; termal deşarjlar nedeniyle bilimsel olarak belirlenmiş karışım bölgelerine mevcut su sıcaklığındaki artışın maksimum 3ºC olması gerektiği belirtilmiştir. Karışım bölgeleri, Kirlilik Önleme El kitabında, hassas olmayan bölgelerde deşarj noktasından itibaren 100 m'lik kısım olarak tanımlanmıştır (World Bank Group, 1998).

Deniz ortamında deşarj edilen tuzlu konsantre akım sıcaklığının kontrolüne yönelik olarak geliştirilen mevzuatlar oldukça sınırlıdır. Umman mevzuatlarına göre, deşarj noktasında deniz ortamına verilen konsantre akım sıcaklığının, mevcut deniz sıcaklığından en fazla 10ºC yüksek olması şartı getirilmiştir. Ayrıca aynı ülkenin mevzuatlarına göre karışım bölgesi deşarj noktasından itibaren 300 m'lik bir mesafeyi kapsamakta olup, bu bölgedeki sıcaklık değişiminin mevcut deniz suyu sıcaklığının en fazla 1ºC üzerinde olabileceği belirtilmektedir (Sultanate of Oman, 2005). Avustralya EPA, Barrup Yarımadasında bulunan desalinasyon tesislerine ait konsantre deşarjlarının boru sonundaki sıcaklığının King körfezine girişte, mevcut deniz suyu sıcaklığından en fazla 2ºC fazla olabileceği belirtilmektedir. Aynı kuruma göre 0,01 km^2 alana sahip karışım bölgesinin köşe noktalarında sıcaklık artışı en fazla 0,1 ºC olmalıdır (Bath vd., 2004). İsrail'de Ashkelon deniz suyu desalinasyon tesisinde denize verilen konsantre akım sıcaklığının, deşarj noktasındaki mevcut sıcaklığı en fazla 4ºC artırabileceği belirtilmiştir (Safrai ve Zask, 2004).

Konsantre akım deşarjı ile ilgili uluslararası mevzuatlardan anlaşılacağı üzere gerekli sınırlamalar, deşarj noktasından itibaren 0-500 m mesafede tanımlanan karışım bölgeleri için tanımlanmıştır. Karışım bölgesinin boyutları tuzlu deşarjın karakterizasyonu, alanın hassasiyeti ve deşarjın deniz ekosistemine vermesi muhtemel zararlara göre farklılık göstermektedir. Bunun yanında konsantre akım sıcaklığı, boru sonunda ve deşarj edildiği bölgede tanımlı karışım bölgelerinde sınırlandırılarak kontrol edilmektedir (Ahmad ve Baddour, 2014).

3.3.3. Konsantre toksisitesi ile ilgili mevzuatlar

Konsantre akım toksik kimyasallar içeriyorsa, toksik deşarj olarak işlem görmeli ve Çevre Koruma Ajansları tarafından belirlenen çevresel kriterlere mutlak uyum sağlayacak şekilde deşarj edilmelidir. Amerika'nın Teksas Eyaletinde 1971 yılında petrol içerikli tuzlu akımların tatlı sulara verilmesine izin verilmiş, ancak bunun sonucunda irili ufaklı birçok akarsuyun kalitesinde bozulmalar gözlenmiştir. Mevcut uluslararası çevresel mevzuatlarda petrol içerikli tuzlu suların tatlı sulara deşarjı yasaklanmıştır. İlgili mevzuatlarda bu özellikteki tuzlu suların yeraltına enjekte edilmesi ya da evaporasyon havuzlarına verilmesi gerektiği belirtilmektedir (Andreasen ve Spears, 1983).

3.4. ABD Federal Yasaları

3.4.1. Konsantre akım özellikleri

Membran sistemleri besleme akımını daha temiz bir ürün haline getirerek ayrıştırmaktadır. Bu sistemlerde UF ve MF sistemlerinde geri yıkama; RO, NF ve EDR sistemlerinde ise konsantre akımı adı verilen, daha yüksek kirletici yüke sahip bir akım oluşmaktadır. Membran proseslerinde besleme akımının bazı MF ve UF sistemlerinde ise %1'i, bazı deniz suyu sistemlerinde ise %70'i konsantre veya geri yıkama akımına dönüşmektedir. Konsantre ve geri yıkama akımlarına ait özellikler Çizelge 3.1'de özetlenmiştir. Konsantre ve geri yıkama için uygulanan bertaraf metodu, membran prosesin türüne göre değişkenlik göstermektedir. Genellikle daha küçük hacimli ve sadece periyodik olarak

üretilen membran temizlik akımının çoğu, konsantre veya geri yıkama akımının içine karıştırılmakta ya da kanalizasyona deşarj edilmektedir.

Çizelge 3.1. Konsantre ve geri yıkama akımlarının özellikleri (Mickley, 2006)

Membran tipi	Besleme suyu TDS (mg/L)	İşletme basıncı (psi)	Geri kazanım oranı (%)	İyon giderimi oranı (%)	Konsantre edilen bileşenler
Konsantre akımına sahip prosesler					
Deniz suyu RO (SWRO)	20.000-45.000	800-1.200	20-60	99 + TDS	TDS, çözünmüş organikler, virüsler, kolloidler, bakteriler, partiküller
Acı su RO (BWRO)	500-20.000 (düşük basınç) 3.500-10.000 (yüksek basınç)	100-600	60-85	85-96 (TDS) 95-98 (sertlik)	TDS (SWRO'dan daha az), çözünmüş organikler, virüsler, kolloidler, bakteriler, partiküller
Nanofiltrasyon	≤ 600	50-150	75-90	80-90 (sertlik)	TDS (BWRO'dan daha az), çözünmüş organikler, virüsler, kolloidler, bakteriler, partiküller
Elektrodiyaliz	≤ 7.500	-	70-90 +	Tek değerlikli iyon giderimi < 95	TDS, bazı yüklü organikler
Geri yıkama akımına sahip prosesler					
Ultrafiltrasyon	< 500 (TDS giderimi için kullanılmaz)	< 100	95 +	TDS giderimi yok	Bazı organikler, bazı virüsler, bazı kolloidler, bakteriler, partiküller
Mikrofiltrasyon	< 500 (TDS giderimi için kullanılmaz)	< 100	95 +	TDS giderimi yok	Bazı bakteriler, partiküller

3.4.2. Membran konsantresi ve geri yıkama suları hakkında düzenlemeler

Federal düzenlemelerde atıksular endüstriyel ya da kentsel kaynaklı olarak tanımlanmaktadır. Kentsel atıksular, bakteri veya mikroorganizma içerebilen atıksu arıtıma tesisi çıkış sularını ifade etmektedir. Bu nedenle membran konsantresi ve geri yıkama suları endüstriyel atıksular kapsamında değerlendirilmektedir. Florida Eyaleti, 227 m^3/gün veya daha düşük debili tesisler için, membran konsantrelerini endüstriyel atıksu yerine "içilebilir su yan ürünü" olarak sınıflandırmaktadır. Bu sınıflandırmanın daha büyük tesisler için de geçerli olması için çalışmalar yapılmaktadır. Bu çalışmalar kapsamında, konsantre bertarafına yönelik izin uygulamaları, özel seçenekler ve gerekli şartlar, alıcı sucul ortamlardaki arıtılmış atıksu deşarjı karşımı için gerekli şartlar ve konsantre akımındaki ana iyon toksisitesine ilişkin izin şartları ile ilgili değerlendirilmelerin teknik bir komisyonu tarafından yapılması önerilmektedir (Mickley, 2000). Bu öneri, proses kaynaklı karakterize edilen birçok endüstriyel atığın aksine membran konsantresinin karakterizasyonunu göz önünde bulundurmayı amaçlamaktadır.

Konsantre veya geri yıkama akımının bertaraf edilmesini içeren düzenlemeler, özel bertaraf yöntemine bağlıdır. Aşağıdaki bölümlerde Federal ve Eyalet düzenlemeleri özetlenmiştir: ABD Çevre Koruma Ajansı (EPA) membran konsantresini de içeren içme suyu arıtma tesisinden kaynaklanan atık akımların bertaraf edilmesine yönelik herhangi bir düzenleme oluşturmamıştır. Bu konuda aşağıda belirtilen ve uygulanabilir olan çeşitli kanunlar ile Federal düzenlemeler mevcuttur. Bazı durumlarda Federal düzenlemeler Eyaletler için genel çerçeve kuralları ifade etmesine rağmen, bazı durumlarda uyulması gereken zorunlu kuralları ifade edebilmektedir. Birçok Eyalet Federal kuralların gerekliliklerini karşılayacak yönetmeliklerin düzenlenmesi ve oluşturulmasından sorumlu olmak üzere EPA tarafından yetkilendirilmiştir. Bu yüzden membran atık akımlarının düzenlenmesi öncelikle Eyaletlerin sorumluluğu kapsamındadır.

3.4.2.1. Yasalar ve yönetmeliklerin genel çerçevesi

ABD'de bir kural kanunlaştıktan sonra, Temsilciler Meclisi kanunun metnini standart hale getirmekte ve yasa olarak yayınlamaktadır. Kanunlar çoğu zaman bu yasaları yürürlüğe koymak veya yasaların günlük olarak çalışmasını sağlamak için gerekli tüm bilgileri içermemektedir. Bu nedenle Temsilciler Meclisi bazı Eyaletlere yasaların uygulanmasını kolaylaştıran yönetmelikleri oluşturmalarına ve yürürlüğe sokmalarına izin vermektedir. Bir düzenlemeye ihtiyaç olduğunda, Eyaletlerin yetkili kurumları bu durumun araştırılmasına ve önerilerde bulunulmasına karar vermekte, kamuoyu görüşünü de dikkate alarak, düzenlemeyi revize etmekte ve yayınlamaktadır. Her kurum 2 yıllık periyotlarda kapsamlı bir rapor yayınlamakta ve bu rapor yakın zamanda biten veya üzerinde çalışılan bütün düzenlemeleri içermektedir. Bir kanun tamamlandıktan sonra, Federal Mevzuatlar Kanununda (CFR) kod numarası verilerek yayınlanmaktadır. CFR, Federal Hükümet tarafından oluşturulan bütün kanunların resmi kaydını içermektedir. CFR, başlıklar olarak adlandırılan ve her biri belli bir alan üzerine yoğunlaşan 50 cilde bölünmüştür. Hemen hemen bütün çevresel kanunlar 40. Başlık altında yer almaktadır. CFR her yıl revize edilmektedir. Çevre Koruma Yasası olarak bilinen CFR-40'ın tam metni internet üzerinden taşınabilir belge formatında edinilebilir. Metne "Government Printing Office" web sitesinden (www.access.gpo.gov/su_docs/aces/aaces002.html) ve Cornell Üniversitesi web sitesinden (www4.law.cornell.edu/uscode/ index.html) ulaşılabilmektedir.

3.4.2.2. EPA mevzuatları

ABD Hükümeti 1914 yılında temel su kalitesi standartlarını yayınlamıştır. Amerika Halk Sağlığı Servisine 1925 yılında su kalitesi konuları ile ilgili görev verilmiştir. Bu durum 1970'te Çevre Koruma Ajansı (EPA) kurulana kadar sürmüştür. O günden bu yana, Federal Hükümet, EPA aracılığıyla su kalitesi standartlarını kurgulayarak uygun çalışmalar ve araştırmalar yapmakta, diğer Federal kurumların çalışmalarını koordine etmekte ve standartların uygulanmasında Eyaletleri desteklemektedir. Benzer şekilde, EPA hava, toprak ve yeraltı sularının korunmasını da denetlemektedir.

Aşağıdaki tüzük ya da kanunlar EPA programlarının yasal dayanağını oluşturmaktadır:

- 1969 Ulusal Çevre Politikası Kanunu (NEPA)
- Temiz Hava Kanunu (CAA)
- Kapsamlı Çevresel Tepki, Tazminat ve Yükümlülük Yasası (CERCLA)
- Acil Durum Planlama ve Toplum Hakları Yasası (EPCRA)
- Nesli Tükenmekte olan Türler Kanunu (ESA)
- Federal Böcek, Mantar ve Kemirgen Öldürücü İlaç Yasası (FIFRA)
- Federal Gıda, İlaç ve Kozmetik Kanunu (FFDCA)
- Gıda Kalite Koruma Yasası (FQPA)
- Bilgi Edinme Özgürlüğü Yasası (FOIA)
- İş Güvenliği ve Sağlık İdaresi (OSHA)
- 1990 Petrol Kirliliği Yasası (OPA)
- Kirlilik Önleme Yasası (PPA)
- Kaynak Koruma ve İyileştirme Yasası (RCRA)
- Güvenli İçme Suyu Yasası
- Süper Fon Yasa Değişikliği ve Yetkisizleştirme Yasası (SARA)
- Zehirli Maddeler Kontrol Yasası (TSCA)

Çizelge 3.2'den de görüleceği üzere bu mevzuatların yalnızca bir kısmı içme suyu arıtma tesisinden oluşan atık akımların bertarafı için uygulanabilir düzeydedir (EPA, ASCE, AWWA, 1996).

Çizelge 3.2. Tüm atık akımların bertarafı için uygulanabilir mevzuatlar (EPA, ASCE, AWWA, 1996)

Bertaraf metodu	Uygulanabilir mevzuatlar
Yüzeysel bertaraf	RCRA, NPDES (CWA), Eyalet ve yerel kaynaklı mevzuatlar
Atıksu arıtma tesisinde bertaraf	Eyalet ve yerel kaynaklı mevzuatlar
Arazi uygulaması	RCRA, DOT, Eyalet ve yerel kaynaklı mevzuatlar
Derin kuyu enjeksiyonu	RCRA, NPDES, Eyalet ve yerel kaynaklı mevzuatlar
Düzenli depolama	RCRA, CERCLA, Eyalet ve yerel kaynaklı mevzuatlar
Radyoaktif depolama	RCRA, DOT, DOE
Evaporasyon havuzları	RCRA, Eyalet ve yerel kaynaklı mevzuatlar
Yakma	Eyalet ve yerel kaynaklı hava kalitesi mevzuatları (CAA)

Çizelge 3.2'de EPA dışında Ulaştırma Bakanlığı ve Enerji Bakanlığı da karar verici kurumlar arasında yer almaktadır. Bu çizelge tüm atıksu arıtma tesisi atıkları için geçerlidir. Membran atığı (konsantre, geri yıkama, temizleme solüsyonu vb.) genel olarak radyonüklidler ya da katı atık materyalin (örneğin depolama veya yakma yoluyla) bertarafı içermeyen atıksu arıtma tesisi atıklarının bir alt kümesini temsil etmektedir. Bu yüzden, membran atıklarının bertarafı için Çizelge 3.2, aşağıdaki şekilde sadeleştirilebilir (Çizelge 3.3). Dolayısıyla konsantre akımlar için genel bir düzenleme ya da kanunun olmadığı, bu durumun konu hakkında en kapsamlı mevzuatlara sahip olan ABD için de geçerli olduğu gerçeği ortaya çıkmaktadır.

Çizelge 3.3. Membran atık akımlarının bertarafı ile ilgili uygulanabilir mevzuatlar (Mickley, 2006)

Bertaraf metodu	Uygulanabilir mevzuatlar
Yüzeysel bertaraf	NPDES (CWA), Eyalet ve yerel kaynaklı mevzuatlar
Atıksu arıtma tesisinde bertaraf	Eyalet ve yerel kaynaklı mevzuatlar
Arazi uygulaması	Eyalet ve yerel kaynaklı mevzuatlar
Derin kuyu enjeksiyonu	NPDES (CWA), SDWA (UIC), Eyalet ve yerel kaynaklı mevzuatlar
Evaporasyon havuzları	NPDES (CWA), Eyalet ve yerel kaynaklı mevzuatlar

3.4.2.3. İçme suyu yönetmelikleri

Membran teknolojisinin içme suyu üretiminde bu kadar etkili olmasının iki temel nedeni vardır: İlk olarak, tatlı su kaynağının nüfus artışından gelen talepleri karşılamak için yeterli olmadığı yerlerde, membran teknolojisi daha az kaliteli su kaynaklarından içme suyu üretmek için seçilen bir teknoloji haline gelmiştir**.** İkinci olarak, içme suyu standartları ve kanunların sıkılaştığı durumlarda, çoğu konvansiyonel içme suyu teknolojilerinin istenilen arıtma seviyelerini başarması zordur. Ancak doğru uygulanan tek bir membran teknolojisi, mevzuatların gerekliliklerine ulaşmak için yeterli olabilmektedir.

Atık akımların düzenlenmesi öncelikle Federal Temiz Su Yasası ve Eyalet yönetmeliklerine tabidir. İçme suyu kalitesinin düzenlenmesi de öncelikle Güvenli İçme Suyu Yasası (SDWA) ve Eyalet Yönetmelikleri kapsamındadır. Bununla birlikte, gün geçtikçe artan daha yüksek kalitede içme suyu gereksinimleri ve gittikçe daha da sıkılaşan atık deşarj düzenlemeleri arasında bir ilişki vardır. SDWA ayrıca içme suyu için kullanılan kaynak sularının korunması talebinde de bulunur. Bu yüzden, membran teknolojisi arıtma ihtiyaçlarını karşılamak için uygun olmasına rağmen, aynı zamanda oluşan konsantre atığın diğer su kaynaklarının su kalitesi üzerinde (yüzey suyu ve yeraltı suyu) olumsuz etkiye sahip olması ihtimalinden dolayı membran prosesleri tarafından üretilen geri yıkama ve konsantre akımın kontrolü daha kritik bir hale gelmiştir. İçme suyu standartları (SDWA kapsamında) ve su kalitesi standartları (CWA kapsamında) arasında bir diğer bir ilişki de şudur: Bazı su kaynağı sınıflandırmaları için bazı Eyaletler içme suyu standartları olarak su kalitesi standartlarını kullanmaktadır. İçme suyu standartları zorlaştıkça, su kalitesi standartları da bu sular için zorlaştırılmaktadır. Bu durum konsantre deşarjlarında dikkate alınması gereken bir başka zorlayıcı hususdur.

3.4.2.4. Düzenleyici arayüz

Tüm Eyaletler Federal yönetmeliklere uymak zorundadır. Eyaletler Federal düzenleyici programların bazılarını kendi başlarına denetlemeyi seçebilmektedir. Bu durumda Eyaletler Federal düzenleyici

program esaslarını yerine getirmek zorunda olup EPA tarafından yetkilendirilmişlerdir. Eyaletler yetkilendirildikten sonra düzenli raporlama için EPA ile etkileşime devam etmektedirler. Uyulması gereken ayrı Federal programları olduğundan, bir Eyalet bir programa göre değil başka bir programa göre yetkilendirilebilir. Membran atık akımlarının deşarjı için uygulanan ve Eyaletlerin yetkilendirilebileceği üç adet Federal program bulunmaktadır:

i) Yüzey sularının korunması için NPDES programı (CWA kapsamında),
ii) Enjeksiyonlar ve daha genel olarak yeraltı sularının korunması için UIC programı (SDWA kapsamında)
iii) Kanalizasyona deşarj etmek için ön arıtma programı (CWA kapsamında).

Federal programlar için yetkilendirilmiş Eyaletlerin listesi Çizelge 3.4'de sunulmuştur.

Çizelge 3.4. Federal programlarda yetkilendirilmiş Eyaletler (Mickley, 2006)

Eyaletler	NPDES programına Kabul tarihi	Ön arıtım programına kabul tarihi	Genel izin kabul tarihi	UIC programına kabul tarihi
Bölge I				
Connecticut	26/09/73	03/06/81	10/03/92	26/03/84
Maine	-	-	-	26/09/83
Massachusetts	-	-	-	23/12/82
New Hampshire	-	-	-	21/10/82
Rhode Island	17/09/84	17/09/84	17/09/84	15/08/84
Vermont	11/03/74	16/03/82	26/08/93	06/07/84
Bölge II				
New Jersey	13/04/82	13/04/82	13/04/82	15/08/83
New York	28/10/75	-	15/10/92	-
Virgin Islands	30/06/76	-	-	-
Puerto Rico	-	-	-	-
Bölge III				
Delaware	01/04/74	-	23/10/92	07/05/84
Maryland	05/09/74	30/09/85	30/09/91	04/06/84
Pennsylvania	30/06/78	-	08/08/91	-
Virginia	31/03/75	14/04/89	20/04/91	-
West Virginia	10/05/82	10/05/82	10/05/82	-
Bölge IV				
Alabama	19/10/79	19/10/79	26/06/91	25/08/83
Florida	01/05/95	01/05/95	01/05/95	09/03/83
Georgia	28/06/74	12/03/81	28/01/91	21/05/84
Kentucky	30/09/83	30/09/83	30/09/83	-
Mississippi	19/10/75	13/05/82	27/09/91	26/09/83
North Carolina	01/05/74	14/06/82	06/09/91	19/04/84
South Carolina	10/06/75	09/04/82	03/09/92	24/07/84
Tennessee	28/12/77	10/08/83	18/04/91	-
Bölge V				
Illinois	23/10/77	-	04/01/84	03/03/84

Eyaletler	NPDES programına Kabul tarihi	Ön arıtım programına kabul tarihi	Genel izin kabul tarihi	UIC programına kabul tarihi
Indiana	01/01/75	-	02/04/91	19/08/91
Michigan	17/10/73	16/04/85	29/11/93	-
Minnesota	30/06/74	16/07/85	29/11/93	-
Ohio	11/03/74	27/07/83	17/08/92	14/01/85
Wisconsin	02/02/74	24/12/80	17/08/92	14/01/85
Bölge VI				
Arkansas	01/11/86	01/11/86	01/11/86	26/07/82
Louisiana	27/08/96	27/08/96	27/08/96	23/03/82
New Mexico	-	-	-	10/08/83
Oklahoma	19/11/96	19/11/96	11/09/97	27/07/82
Texas	14/09/98	14/09/98	14/09/98	07/02/82
Bölge VII				
Lowa	10/08/78	03/06/81	12/08/92	-
Kansas	28/06/74	-	24/11/93	02/12/83
Missouri	30/10/74	03/06/81	12/12/85	02/22/83
Nebraska	12/06/74	07/09/84	20/07/89	12/06/84
Bölge VIII				
Colorado	27/03/75	-	04/03/82	02/04/84
Montana	10/06/74	-	29/04/83	19/11/96
Nevada	19/09/75	-	27/07/92	05/10/88
North Dakota	13/06/75	-	22/01/90	05/10/84
South Dakota	30/12/93	30/12/93	30/12/93	07/12/84
Utah	07/07/87	07/07/87	07/07/87	20/07/90
Wyoming	30/01/75	-	24/09/91	17/08/83
Bölge IX				
Hawaii	28/11/74	12/08/83	30/09/91	-
California	14/05/73	22/09/89	22/09/89	11/05/84
Bölge X				
Alaska	-	-	-	19/06/86
Idaho	-	-	-	22/07/85
Oregon	26/09/73	12/03/81	23/02/82	09/10/84
Washington	14/11/73	30/09/86	26/09/89	24/09/84

Tam yetki verilmeyen Eyaletler izin sürecinin dışında kalmamakta ve genellikle başvuru ve değerlendirme sürecinde bölgesel idare ile çalışmalara devam etmektedir. Örneğin EPA bir NPDES izni vermeden önce Eyalet sertifikasını almak zorundadır. Bu süreç yetkilendirilmemiş Eyaletlere deşarj sorumlusunun bir yüzey suyuna ne zaman ve nerede deşarj edeceği izninin verilmesi anlamını taşımaktadır (Mickley vd., 1993).

3.4.2.5. Yerel idarenin sorumlulukları

Kamuya açık su kaynağının kanunlarla korunması Eyalet, yerel yasalar ve kanunlar yoluyla sağlanmaktadır. Federal yasalara ve düzenlemelerin uygulanmasına ek olarak, EPA tarafından

desteklenen Eyaletler, Eyalet çapında su kalitesi standartları ve kriterlerini kabul ederek daha kapsamlı bir koruma sağlayabilmektedir. Bu Eyalet programları genellikle yüzey ve yeraltı suları için kalite standartları oluşturmakta, su kaynakları için sınıflandırma sistemi ve en iyi kullanım için hedefler içerebilmektedir. Programlar bölgesel koşulları yansıtmakla birlikte en az Federal standartlar kadar sıkı olmalıdır. Eyaletler, standartların uygulanması ve kendi sertifikasyon eğitim programlarının geliştirilmesi ile yükümlüdürler. Bunlara ek olarak, sağlık kuralları, karasal bataklık alan düzenlemeleri, diğer su yolu araçları ve akifer koruma gibi Eyalet bazındaki programlar su kaynakları için ek koruma sağlamaktadır.

Yerel yönetimler, tesislerin kurulması ve işletilmesi, su kullanımının korunması, arazi kullanım planlarının oluşturulması, yerel yönetmeliklerin uygulanması ve diğer ilgili faaliyetlerin yürütülmesi için Federal ve Eyalet yönetmelikleri çerçevesinde çalışmaktadır. Su tedarik kuruluşları bu koruyucu mekanizmaları kendi su kalitesi yönetim programı içinde iş birliği içinde çalışarak ve ortak avantaj sağlamak için etkili uygulama sağlayarak en iyi şekilde entegre edebilmektedir (Pontius, 1990). Bu sayede gerek okullarda gerekse büyük alanlarda halkın farkındalığını artırarak ve zararlı kirleticilerin ayrım gözetmeden bertarafı sağlanarak su kaynaklarının daha geniş kapsamlı korunması sağlanabilmektedir.

3.4.3. Yüzeysel su kaynaklarına deşarj

Membran konsantre akımı doğrudan ya da dolaylı olarak yüzey sularına deşarj edilebilir. Nihai hedef atık akımın alıcı ortamda seyreltilmesidir. Geniş su kütlelerinde seyreltme yöntemi, ABD'de membran konsantre akımlarını da içeren atıksular için en yaygın kullanılan metottur (Mickley vd., 1993). Doğal akarsularda bitki ve hayvan yaşamı arasında bir denge bulunmaktadır. İyi kaliteli sular baskın olmayan türlerin çeşitliliği ile karakterize edilmektedir. Akarsuya girerek oksijen üretmek için bitkiler ve algler tarafından kullanılan organik maddeler bakteriler tarafından karbondioksit, sülfat, nitrat ve amonyak gibi bileşenlere parçalanmaktadır. Aşırı miktarda atık madde girişi, bu doğal döngünün bozulmasına neden olabilmektedir. (Metcalf ve Eddy, 1979).

Alıcı sularda doğal arıtma kapasitesi olarak da adlandırılan özümleme kapasitesi, suyun akışına veya yoğunluğuna, oksijen içeriği veya oksijenlenme yeteneğine, sedimentasyona, dip çamuru birikintilerine ve sıcaklığa bağlıdır. Irmaklar, göller gibi alıcı ortamlarda güvenle kullanılabilecek özümleme kapasitesi oranı, suyun nasıl kullanıldığına, kullanıcı taleplerine ve alıcı ortamın kendi kendini arıtma kapasitesine bağlıdır (Metcalf ve Eddy, 1979). Su kirliliği kontrolü, su ortamının korunması ve göllerde, rezervuarlarda, akarsular, nehirler, haliçler ve okyanuslarda su kalitesinin korunması ile ilgilidir. Arzulanan veya istenilen su kalitesi suyun kullanım amacına bağlı olarak korunmalıdır. Bu yüzden su kalitesi kriterleri eğer çeşitli kirlilik kontrolü ölçümlerinin yeterliliği düzgün bir şekilde değerlendirilirse alternatif kullanımlar için uygun olacaktır. Yararlı kullanımların korunması için gerekli kriterler belirlendikten sonra herhangi bir deşarjın sucul ekosistemi bozmayacağı şartı ile yüzey suları için standartlar belirlemek mümkündür (Metcalf ve Eddy, 1979).

3.4.3.1. Yüzeysel su kaynaklarına deşarj için geçerli federal yönetmelikler

ABD'de su kaynağı kalitesini korumak için 1972 yılından itibaren Federal program Federal su kirliliği kontrol yasası (FWPCA) olarak tanımlanmıştır. Bu yasa birkaç defa değiştirilerek Temiz Su Yasası (CWA) olarak adlandırılmıştır. CWA bir dizi ulusal çevre kanunun ilki olmakla birlikte kirleticilerin, yüzey ve yeraltı sularına girişini düzenlemektedir. Yasalar ve ilgili yönetmelikler, su kaynaklarının

yüzme, balıkçılık, gezinme, tarım ve içme suyu kaynakları gibi amaçlanan kullanımları için uygun kaliteyi korumasını sağlamaya çalışmaktadır (EPA, ASCE, AWWA, 1996).

Ulusal düzenleme programı, doğrudan veya dolaylı olarak ABD akarsularına deşarj yapacak bütün tesislerde sınırlamaları ve standartlarının geliştirilmesi için Atıksu Kurallar Programı'nı içermektedir. Ulusal düzenleyici program ayrıca yüzey sularına deşarj için minimum arıtma standardını belirleyen ve ek deşarj standartlarını ayarlamak için sistem oluşturan Ulusal Kirletici Deşarj Eliminasyon Sistemini barındırmaktadır. CWA'nın 402. Maddesi uyarınca, ABD sularına yapılacak herhangi bir doğrudan deşarj için bir NPDES iznine sahip olunmalıdır. Bu izin bir tesisin atıksuyundaki kirletici seviyesi veya izin verilen konsantrasyonu belirtmektedir.

NPDES kapsamında, EPA yöneticisi herhangi bir kirletici veya kirletici kombinasyonu durumu üzerine deşarj için izinler yayınlayabilir. Bu izinler CWA'nın atıksu sınırı, su kalitesi standartları, uygulanabilir planlar, yeni kaynak performansı standardı, atıksu standartları, denetlemeler, izlemeler ve deniz deşarjı kriterlerini belirleyen kurallar ile ilgili bütün uygulanabilir gerekliliklerini karşılayacak şekilde olmalıdır. Eyaletler tüm EPA gerekliliklerini karşılamak koşuluyla NPDES programının birincil temsilcisi olarak hareket etmede yetkilidir. Bu gereklilikleri yerine getiren Eyaletler "yetkilendirilmiş" Eyalet haline gelmektedir. Bu Eyaletlerin listesi Çizelge 4.4'de verilmiştir. Öncelik tanınmayan Eyaletler için EPA bölgesel idare birimleri NPDES izin belgelerini yayınlamaktadır. Membran konsantre akımı deşarjını kontrol eden düzenlemeler Eyalet bazında değişkenlik göstermektedir.

Genelde membran içme suyu tesisi veya su arıtma tesisine bakılmaksızın, NPDES izni teknoloji tabanlı sınırlamalara bağlı çıkış standartlarına veya su kalite standartlarına ya da her ikisine bağlı olarak düzenlenmektedir. Bu su kalitesi standartları hem sayısal hem de sözlü olabilmektedir. CWA'nın 301 ve 304. Bölümleri uyarınca, EPA endüstriyel deşarjların önemli kategorileri için ulusal çıkış limitlerini belirlemelidir. Bu sınırlamalar yüzeysel su deşarjı için endüstriyel atıksu arıtımında ekonomik olarak kullanılabilecek mevcut en iyi teknolojiyi dikkate almaktadır. Teknoloji tabanlı sınırlamalar birçok farklı endüstri için geliştirilmesine rağmen, atıksu arıtma tesisi konsantre akımları için henüz tanımlanmamıştır. Atıksu deşarj kontrolü için Federal rehber yayınlanmakla birlikte tam anlamıyla uygulanmamıştır (EPA, ASCE, AWWA, 1996). Bu nedenle, atıksu deşarjları için yayınlanan NPDES izinleri sadece su kalitesi standartlarına dayanmaktadır.

3.4.3.2. Genel federal rehberler

EPA, CWA kapsamında Eyaletlerden yüzeysel su kalite kriterlerini yayınlamasını ve güncellemesini istemektedir. Kriterler yasal olarak uygulanabilir olmamakla birlikte, deşarj standartlarının geliştirilmesi ve yüzey suyuna verilen deşarjın potansiyel çevresel etkisinin belirlemesine yönelik bir kılavuz olarak tanımlanabilir. Su kalitesi kriterleri suda yaşam değerlerini (taze akut, taze kronik, deniz akutu ve denizde kronik gözlemlenen en düşük etki seviyesi (LOEO) ve insan sağlığı değerlerini (su içme ve balık yeme ve sadece balık tüketimi) içermektedir. CWA, Eyaletlerin dikkate alması için su kullanım alanlarını listelemektedir. Eyaletlere göre değişmekle birlikte çoğu su kaynağı, sucul yaşam, tarımsal ve rekreasyonel kullanımları içermektedir. Rekreasyonel standartlar tipik olarak bakteriyolojik değerler ve bazı Eyaletlerde çözünmüş oksijen değerlerine bağlıdır. Bazı tarımsal kriterler 1970'lerin başında geliştirilmiştir. Birçok Eyalet sudaki yaşam kriterlerini kullanmaktadır. İçme suyu kaynağı standartları, hem SDWA kapsamında geliştirilen içme suyu standartlarını hem de CWA su kalitesi kriterlerinin insan sağlığı ile ilgili kısmını içermektedir.

Her sucul ortam Eyaletler tarafından belirli bir kullanıma sahip olarak sınıflandırılmakta ve uygulanan standartlar kullanım sınıflandırmalarına göre belirlenmektedir. Örneğin, bir su sadece sucul yaşam kullanımına sahip olabilirken diğerleri sucul yaşam, içme suyu ve insani kullanım açısından sınıflandırılabilir. Birinci durumda, sadece sucul yaşam standartları geçerli olmasına rağmen ikinci durumda birkaç standart birden geçerli olacaktır. Bütün durumlarda, belirlenen bir kullanım için uygun olan tüm Eyalet standartlarının en katı değeri geçerlidir. Kanserojen maddeler için, insani standartlar genellikle daha sıkıdır. Bunun sebeplerinden biri insanlar için kanserojen seviyesinin milyonda bir ihtimale karşı korunmasıdır. Ancak bu endişe seviyesi balıklar için geçerli değildir. Kanserojen olmayan maddeler için, nitratlar gibi birkaç istisna dışında su kalite standartlarının %90'ı içme suyu standartlarından daha sıkı olabilmektedir. Bunun nedeni başta dozaj konuları olmak üzere sucul yaşamın daha hassas olmasıdır. Metaller için sucul yaşam değeri genellikle daha sıkı olmakla birlikte, organik maddeler insani kullanım için daha sıkıdır. Sucul yaşamlar arasında da farklılıklar bulunmaktadır. Örneğin, alabalık türleri daha hassas olduğu için, bu canlıları içeren su kaynakları diğer sucul yaşam formlarını barındıran kaynaklara kıyasla daha sıkı standartlara sahiptir.

Eyaletler bu yüzden yüzey sularında belirli konsantrasyon seviyesinin karşılanmasını istemektedir. Değerler Eyaletten Eyalete değişir ancak en az federal standartlar kadar sıkı olmak zorundadır. Vurgulanması gereken en önemli hususlardan biri bu çevresel kriterlerin yüzey suyu içindeki kirlilik konsantrasyonu ile ilişkili olması ve deşarjın kendisiyle ilişkili olmamasıdır. Bir deşarjda belirli bir bileşenin konsantrasyonu ile alıcı ortam üzerine etkisi arasındaki ilişki, alıcı suyun karışım ve seyrelme kapasitesi dahil olmak üzere bir dizi değişkene bağlıdır. Genellikle, deşarjda belirli bir bileşenin konsantrasyonu kriter seviyesinin ne kadar üstünde olursa, alıcı ortama vereceği çevresel zarar olasılığı da o kadar artacaktır. Daha spesifik olarak, alıcı ortam kaynaklı su kalite standartları, atığın doğrudan deşarjına izin vermek için karışım bölgesinin uç noktalarında sağlanmak zorundadır.

Eyaletler EPA tarafından yayınlanan su kalitesi kriterleri ile ilgili dokümanları ve diğer yönlendirici bilgileri maksimum kirletici limitlerini belirlemede rehber olarak kullanmaktadır. EPA Eyalet standartlarını inceleyerek onaylamaktadır. Eyalet standartları EPA'nın alıcı ortam su kalitesi kriterlerini karşılaması için izin verilen deşarj değerlerinden daha katı olabilmektedir. Sayısal kriterlere ek olarak, "EPA-Tüm Atıkların Zehirliliği (EPA-WET)" programı ile geliştirilen sözel kriterler de bulunmaktadır.

3.4.3.3. Özel federal rehberler

CWA'nın 303. Maddesi uyarınca, her Eyaletin kendi su alanları için Su Kalitesi Standartları (WQS) oluşturması gerekmektedir. Bu standartlar su kütlelerini belirli tipleri için kirleticilerin izin verilen maksimum konsantrasyonlarını ve kullanım türünü tanımlamaktadır. Ek olarak, WQS su kalitesinin korunması ve sürdürülmesine hizmet eden (antidegradasyon) uygulama prosedürlerini oluşturarak, bir su kütlesinin veya bunun bir bölümünün su kalitesi hedeflerini tanımlamaktadır. Bölüm 131.1 WQS düzenlemeleri, Eyaletlerin hem sayısal hem de sözel kriterleri benimsemelerini teşvik etmektedir. Sucul yaşam kriterleri hem akut hem de kronik etkilere karşı koruma sağlayacak düzeyde olmalıdır.

40 CFR 131.10'da belirtildiği gibi, her Eyalet münferit su kütlesinin kullanım sınıfını tanımlamalıdır. Bir su kütlesi birden fazla belirlenmiş kullanıma sahip olduğunda, kriterler en hassas belirlenmiş kullanımı temel almaktadır. Sayısal kriterlerde, Eyaletlerin bölgeye özel koşullar için uyarlanmış 304 (a) kılavuzuna dayalı değerler belirlemesi ya da bilimsel olarak gerekçelendirilebilen metotlar kullanması önerilmektedir. Sözel toksisite kriterleri için, Eyaletlerin sayısal kriterlerinin olmadığı

veya sayısal kriterlerin desteklenmediği yerlerde toksisite test metotlarına dayalı kriterlerin tesis edilmesi önerilmektedir. Antidegradasyon politikası (40 CFR 131.12) bir kullanım elde edildikten sonra bunun sürdürüleceğini garanti eder. WQS'nin bir parçası olarak, her Eyalet antidegradasyon politikasını benimsemeli ve politikanın uygulanması için metotlar belirlemelidir. Eyaletin yürüttüğü politika mevcut su kullanımlarının karşılandığı kaynakları nasıl muhafaza edeceğini tanımlamalıdır. Şartların sağlanmaması durumunda su kalitesinin nasıl korunacağı, belirlenen politikanın altında kalan düşük su kalitesine izin verilip verilmeyeceğinin belirlenmesi, farklı bölgelerdeki sosyal ve ekonomik gelişmelere ayak uydurmak açısından önem arz etmektedir. Son olarak, uygulanacak politika termal deşarjlar için CWA-316 ile tutarlı olmalıdır. Yakın zamanda yeni bir antidegradasyon gerekliliği eklenmiş ve gerekliliklerin uygulanması için NPDES izin yönetmelikleri revize edilmiştir. Değişiklikler, su kalite standartlarına ulaşamayan su kütlelerine yapılacak deşarjları kapsamaktadır. Bu değişiklikler aynı zamanda TMDL düzenlemelerinin revizyonunu içermektedir. Böylece TMDL'lerin ülkenin su kalitesini geliştirmesine etkili bir biçimde katkı sağlayacağı beklenebilir.

3.4.3.4. EPA WET programı

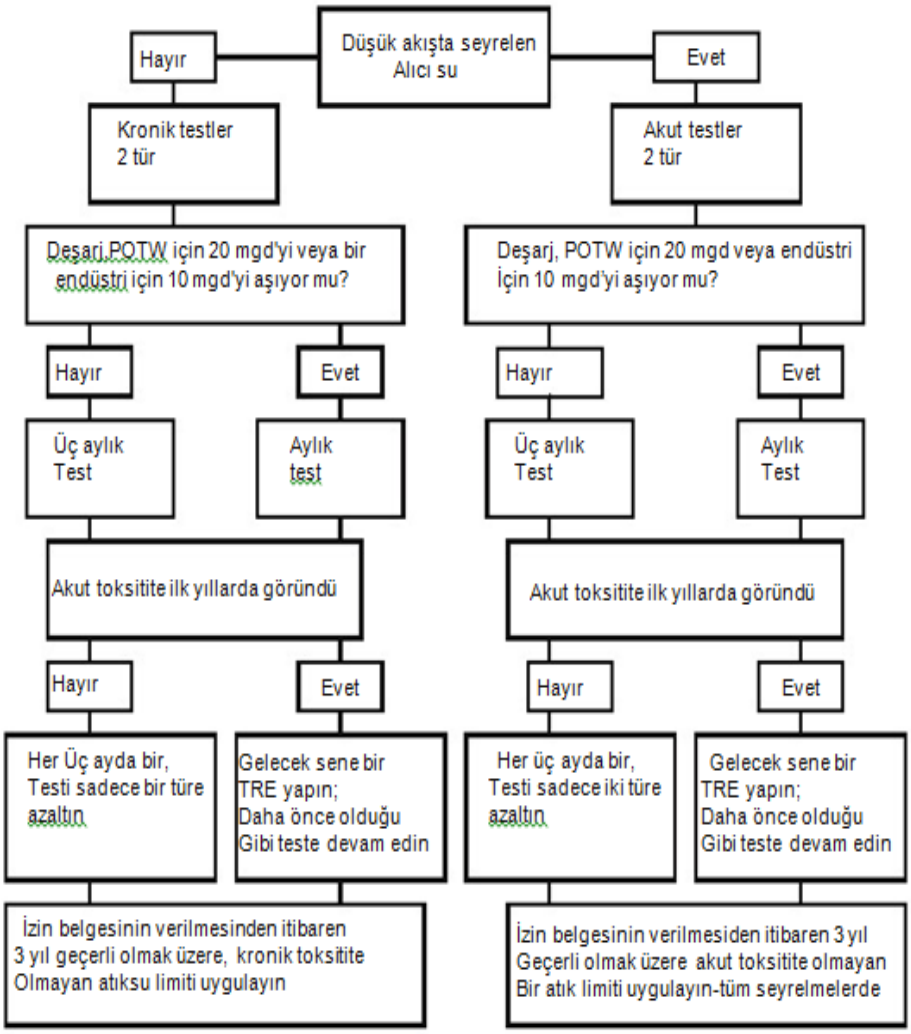
NPDES programında bir düzenleyici araç olarak tüm efektif toksisite testleri (çeşitli test canlılarının yüzde yüz atıksuya maruz kalması) 4 no'lu EPA bölgesinde 1970'li yılların ortalarından beri kullanılmaktadır. Bununla birlikte adı geçen bölge akut toksisite testi bölüm 308 (a)(4)(iii) izleme gerekliliklerinin bir parçasıdır. Kronik test metotları 1980'li yıllarda geliştirilerek akut limitlerle birlikte izin gerekliliklerine dahil edilmiştir. EPA 1984 yılında NPDES izin programı yoluyla ülke sularına toksik maddenin deşarjını kontrol etmek ve değerlendirmek için teknik bir yaklaşım geliştirmiştir. Programın uygulanmasıyla 1990'lı yıllarda deneyim kazanılarak Eyalet ve Federal anlamda programın entegrasyonu sağlanmıştır. EPA kullanma kılavuzları WET testlerinin kullanılmasında Eyaletler için rehber niteliği taşımıştır.

Geçmişte, NPDES izin belgelerindeki kirletici limitleri arıtma teknolojisi ve özel kimyasal standartlara dayanırken, toksisite sadece münferit kirleticilerin etkisi olarak tanımlanmamıştır. Çünkü sinerjistik etkiler münferit kirleticilerin toksisitesini azaltabilir ya da artırabilir. Bu nedenle EPA, 1984 yılında kirletici limitlerinin alıcı su ortam kalitesine bağlı olduğu yeni bir politika yayınlamıştır. Alıcı ortamın çıkış toksisitesini değerlendirmek amacıyla, belirli bir süre için seçilen test organizmalarının, çeşitli seyrelmelerdeki atıklara doğrudan maruz bırakıldığı biyolojik tayinler yapılmıştır. Biyolojik tayinler yapma yükümlülüğü birçok NPDES izin belgesinde yazılı olup, bütün yeni izinlere dahil edilmiştir.

WET testi hem spesifik kimyasalların sayısal limitlerine hem de biyolojik olarak bütün atıksu prosedürlerine dayanan entegre toksik kontrol stratejisinin bir kısmını oluşturmaktadır. Bu yaklaşımının farklı avantaj ve dezavantajları bulunmaktadır. Dolayısıyla etkin toksik kontrol programının her ikisini de içermesi gerekmektedir. Bu entegre yaklaşım, 1987 yılında Su Kalitesi yasası olarak değiştirilen CWA'nın 303(C)(2)(B) sayılı yeni bölümünde vurgulanmaktadır. Biyolojik tayin ve biyolojik gözlem, alıcı sularda veya yakından ilişkili türlerde meydana gelen türler kullanılarak yapılmaktadır. Balık, omurgasız hayvanlar ve bitkilerin hepsi biyolojik gözlem için düşünülebilmektedir. Toksisitenin bitiş noktaları ya da ölçümleri akut, kronik veya her ikisi de olabilmektedir. Akut toksisite testi bir organizmanın hayatta kalma oranının bir ölçüsüdür. Kronik toksisite ise atıksuya maruz bırakılan test türlerinin hayatta kalma, büyüme ya da üreme oranı kontrol numunelerinden önemli ölçüde düşük olduğu zaman ortaya çıkmaktadır. Biyolojik tayin testleri,

akredite laboratuvarlarda yapılmakta olup, zaman alıcı ve maliyetli olabilmektedir. Toksisite test tipinde kullanılan türler ve test sıklığı geniş bir aralıkta değişebilmektedir.

Tüm atıksu toksik kontrol testleri için genel NPDES uygulama prosedürleri Şekil 3.7'de sunulmuştur. Bu prosedürler Eyalet özelinde farklılıklar gösterebilmekle birlikte hepsi için benzer olması beklenmektedir. Türlerin eşdeğer duyarlılığa sahip olması şartıyla seçilen türlerin tipi, izleme sıklığı ve uygulama tarihleri konusunda esneklikler mevcuttur. Ancak, Şekil 3.7'de belirtilen prosedürden herhangi bir sapma olması durumunda, geçerli bir neden ortaya konması beklenmektedir. Geniş çaplı izinler iki adet tür testi, toksisitenin tespit edilmesi durumunda toksisite azaltma değerlendirmesinin (TRE) tamamlanmasını ve yaklaşık 3 yıl sonra uygun bir WET sınırlamasını gerektirmektedir. Bu işlem, kontrol dışı olan herhangi bir deşarj için hızlandırılabilmektedir. NPDES programı tarafından sunulan daha katı bir tanımlama ile kronik veya akut toksisite ortaya çıktığı zaman, Eyalet düzenleme otoritesi bu durumu izin belgesiyle birleştirilebilir veya diğer tüm izin sınırlamalarında olduğu gibi kararı yetkili kuruluşa bırakılabilir. İkinci durumda, izin belgesini veren yetkili kuruluşun WET sonuçlarının toksisite gösterdiğini ve TRE önlemlerinin hemen uygulamasını gerektiğini deşarj sorumlusuna bildirmesi gerekmektedir.



Şekil 3.7. Tüm Atıksu Toksik Kontrol programı için NPDES uygulama prosedürü (Mickley, 2006)

TRE'de izlenecek gerçek prosedürlerin her bir bölge için farklı olması beklenmektedir. Sistem sayesinde deşarjı gerçekleştiren sorumlu, işlettiği tesisi daha iyi tanıyacaktır. Herhangi bir durumda, TRE aşağıdaki unsurları içermelidir (Martin, 1992):

Eğer toksisite bulunursa, başlangıç olarak toksik maddelerin tanımlanarak karakterize edilmesine odaklanılmalıdır. Toksisitenin tek bir kirleticiden kaynaklandığı kesin olarak tespit edilirse, TRE'nin bu noktada sona ereceği tahmin edilmektedir. Bu durumda kirletici bir sınır değere bağlı olarak, planlı bir şekilde kontrol edilebilmektedir. Alternatif olarak, deşarj sorumlusu ile karşılıklı görüşmeyi takiben, izin belgesinde sınır değer veya uygunluk çizelgesi ya da her ikisi de uygulanabilmektedir. Bir toksisite belirlendikten sonraki hedef, bu durumun proses kontrolü, ön arıtma alternatifleri, farklı su akımlarının birlikte arıtımı veya diğer yollarla ortadan kaldırılmasıdır.

Eğer toksisite problemi izin belgesinde kolay bir şekilde tespit edilemezse, yetkili kurum şartların sağlanması için ek süre verebilmektedir. Dolayısıyla, deşarj sorumlusu dikkatli ve eksiksiz bir TRE gerçekleştirdiğini ve sorunu çözmek için daha fazla zamana ihtiyacı olduğunu düzenleyici kuruma ifade etmelidir. Ancak bu durumda ek süre verilmesi mümkün olabilir. Bazı durumlarda, konsantre

akımını deşarj edecek sorumlu WET testine dayanan deşarj izin problemleriyle karşılaşmaktadır. Örneğin, yeni RO tesisleri için deşarj izinleri genellikle tesisin tamamlanmasından önce geçici olarak verilmektedir. Sonunda deşarj edilecek konsantrenin kalitesi ve miktarı için tahminler gereklidir. Bu tahminler zor ve tam doğru olmayabilir. Eğer ulaşılabilirse, pilot tesis verisi deşarj bilgisi için en iyi kaynaktır. Bu durumda geçici bir deşarj izni verilerek, tesisin inşaatı sonunda kalıcı iznin verileceği varsayımıyla hareket edilmektedir. Bu testlerin yapılması için gerçek konsantre akımı gerekmektedir. Bu yüzden, bir tesis işletime alındığı zaman tam toksisite analizleri yapılmaktadır.

3.4.3.5. Yüzeysel su kaynağına deşarj için izin süreci

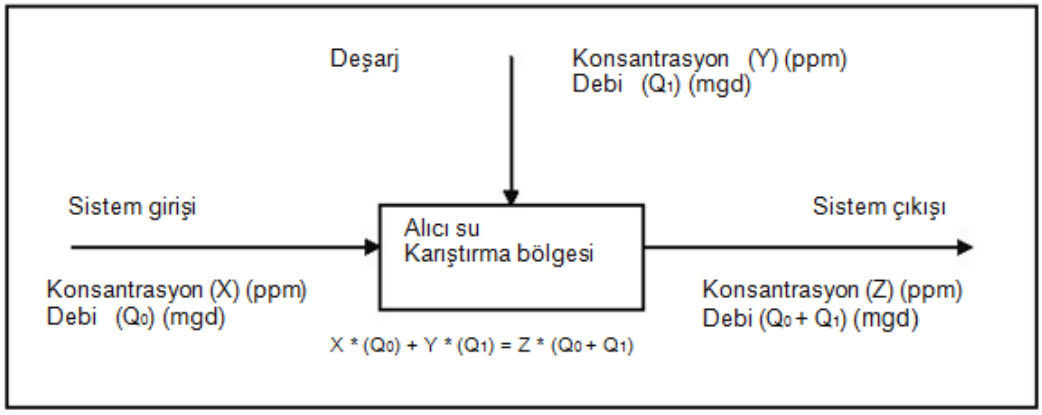
İzin sürecinde, deşarjın yapılacağı alıcı ortam için tüm kullanım sınıflandırmalarına ve geçerli olan bütün standartlara bakılmakta olup, kirletici için geçerli olan en katı standart uygulanmaktadır. İzin limitinin hesabı doğru standart ile başlamaktadır. Atık yükü hesaplamasında konsantrasyon ve deşarj debisi ile alıcı ortam standardı, konsantrasyonu ve debisi dikkate alınmaktadır. Karışım bölgesi hesabı atık yükü hesabının bir özelliğidir. Kronik izin sınırı, karışım bölgesinin sınırında karşılanması gereken değerdir. Akut değer ise, deşarj borusunun sonunda sağlanması gereken değerdir.

WQS düzenlemesi, Eyaletlerin WQS uygulamaları ile ilgili politikalarını ve hükümlerini kendi standartlarına dahil etmelerini sağlamaktadır. Eyaletler bu politikaların geliştirilmesi için daha çok karışım bölgesi, değişimler ve düşük debi gibi konular üzerinde çalışmaktadır. Politikanın aynı zamanda karışım bölgelerinin kullanımı, test türleri ve metotları gibi WET kriterinin uygulanması hakkındaki bilgileri içermesi önerilmektedir. Kriter geliştirme çalışmalarında mutlaka büyüklük, süre ve sıklık kriterlerine atıf yapılması istenmektedir. Büyüklük, konsantrasyon cinsinden ifade edilen kirleticilerin ne kadarına izin verileceğini belirtmektedir. Süre, alıcı ortam konsantrasyonu ile kriter konsantrasyonunu karşılaştırmak için geçen zaman aralığını (ortalama süre), sıklık ise limitlerin ne sıklıkla aşılabileceğini tanımlamaktadır WET ölçütlerinin büyüklüğü, süresi ve sıklığı atık yük dağılımlarının geliştirilmesinde ve deşarjın WET kontrolünde uygulanacak atık limitlerinde kullanılmaktadır.

3.4.3.6. Deşarj sınırlamaları

Her bir izin için atık sınırlamaları, en az Federal atık limitlerini karşılamalıdır. Eyalette ya da yerel seviyede daha katı sınırlamalar belirlenebilir. Teknoloji tabanlı atıksu sınırlamaları Federal CWA'nın 301. Maddesinin gerekliliklerine (noktasal kaynaklı endüstriyel kategori) uygun olmadığı için konsantre veya geri yıkama akımları için geçerli değildir.

Mevcut atıksu limitleri ortamdaki su kalitesinin gerekli kalite standartlarına uygun arıtılmasını sağlamıyorsa, daha sıkı atıksu limit ve standartları oluşturularak uygun fiziksel, kimyasal ve biyolojik iyileştirilmelerin uygulanmasıyla gerekli korunma seviyelerinde başarı sağlanabilmektedir. Bu tür tespitler duruma bağlı olarak değerlendirilmektedir. Böyle bir durumda, izin ile ilgili su kalite standartlarının türetildiği yöntemler atık sınırlamaları ile birlikte yazılmaktadır. Çıkış sınırlamalarını tanımlamak için alıcı ortam ile çıkış suyunun kavuştuğu karışım bölgesinde kirletici konsantrasyonu hesaplanarak, deşarj sonrası alıcı ortam su kalitesi standartlarının sağlanıp sağlanmadığı tespit edilmektedir. Bahsi geçen konsantrasyon hesabı, Şekil 3.8'de özetlendiği biçimde yapılmaktadır.



Şekil 3.8. Su karışım bölgesi kütle dengesi (Mickley, 2006)

Birçok kirletici için, yetkili kurum izin belgesinde 30 günlük ortalama değer olarak yukarıda tanımlanan kütle dengesi analizlerinden belirlenen atıksu limitleri kabul edilmektedir. Eğer kirletici nispeten akut toksik etkiye sahipse, ortaya çıkan konsantrasyon 7 günlük ve maksimum günlük gibi kısa vadeli ortalama değerler şeklinde adlandırılmaktadır. Yetkili kurum; suyun kalite standartlarına dayanan etkili sınırlamaları belirlerken, mühendislik kararları ve bölgesel mevzuatı etkili bir şekilde kullanmakta olup; karışım bölgesi çalışmaları, mevsimsel düşük debi değişimleri, biyolojik araştırmalar ve analizler ve gibi diğer faktörleri de göz önünde bulundurarak gerekli düzenlemeleri yapmaktadır.

Deşarj limitleri tespit edildikten sonra, bu limitlere göre deşarj sisteminin tasarımı geliştirilmektedir. Proje izin sürecinde değerlendirilen limitler, ilgili su kütlesinin ÇKS değerleri ile ilişkilendirilmemiştir. Deşarj limitleri aşağıdaki verileri içermelidir:

- Hangi bileşenlerin sınırlandırılacağı
- Bileşenlerin konsantrasyonları
- Bileşenler için izin verilen mevsimlik değişiklikler
- Herhangi bir bileşen için tehlikeli ya da toksik sınırlar
- Herhangi bir bileşen için izleme gereklilikleri
- Akış hızı, mevcut kalite ve akış özelliklerini belirten veriler

Ham su kalitesi verilerini kullanarak bilgisayar programlarını içeren çeşitli metotlar ile bileşenlerin konsantredeki konsantrasyonlarını doğru bir şekilde tahmin etmek mümkündür.

3.4.3.7. İzleme, kayıt ve raporlama

Deşarj izni alan tesis, yetkili kurum tarafından talep edilmesi halinde izleme, kayıt tutma ve raporlama koşullarına tabi olabilmektedir. İzin kısıtlamalarına uyulmasını sağlamak için, izin belgesinde aşağıdakilerin bulunması gerekmektedir:

- İzin verilen her kirletici için kütlenin (veya diğer belirtilen ölçümlerin) ve deşarj edilen atıksu hacminin izlenmesi

- Son arıtma prosesinden sonra (eğer uygulanıyorsa) alıcı sular ile deşarj karışımı yapılmadan önce bir noktada deşarjın örneğinin alınması için yetkili kuruluşa (uygun yeterlilik belgesi ile) erişim izninin verilmesini temin etmek

Tüm numunelerde yer alacak izleme faaliyetlerinin kayıtları ve sonuçları aşağıdaki bilgileri içermelidir:

- Numune alma veya ölçümlerinin verileri, türü, yeri ve zamanı
- Numuneyi veya ölçümleri yapan kişi veya kişiler
- Analizlerin yapıldığı veriler
- Analizleri yapan kişi veya kişiler
- Kullanılan analitik yöntemler veya teknikler
- Analizlerin sonuçları
- Tüm izleme verileri (ölçüm, kalibrasyon ve bakım kayıtları vb.): En az 3 yıl boyunca saklanmalıdır.
- Yetkili kurumun karar verdiği zaman aralığında raporlama yapılması

3.4.3.8. İzin süresi

NPDES izninin geçerlilik süresi 5 yılı aşmamalıdır. Aşağıda belirtilen şartlar kapsamında bir izin yeni bir izin belgesine transfer edilebilmektedir:

♦ Mevcut izin belgesine sahip sorumlu, izin bitiş süresinden 30 gün öncesinde yetkili ajansa bildirimde bulunmalıdır.
♦ Var olan ve yeni verilen izin belgesi arasındaki kapsam ve uygunluk anlaşma transferini içeren bir bilgi notu oluşturulmalıdır.

Tüm tesisin veya prosesin 5 yıldan kısa bir süre içinde değişebileceği ihtimalinden dolayı izin süresi başvuran açısından önemlidir. Orijinal izin belgesinin nasıl yazılması gerektiği konusunda bir karar verilmelidir. Örneğin, tesis işletmesinin ilk 2 yıl için konsantre deşarj debisi 164-196 m^3/gün olabilir. Ancak tesis sahibi veya işletmecisi konsantre debisinin 2 yıl sonra 491-654 m^3/gün arasında artacağını tahmin ettiği düşünülürse, orijinal izin ilk olarak 164-196 m^3/gün için verilebilir ve daha sonra deşarj arttığı zaman değiştirilebilir. Bununla birlikte orijinal izin baştan 491-654 m^3/gün için de verilebilir.

3.4.3.9. NPDES izinleri

Noktasal kaynaktan yüzeysel sulara deşarjlarda Eyaletin düzenleyici kurumundan NPDES deşarj limit izni temin edilmelidir. Proje izin sürecinde değerlendirilen limitler, ilgili su kütlesinin ÇKS değerleri ile ilişkilendirilmemektedir. Çoğu Eyalette NPDES izin başvuru süreci izin belgesini yenilemek veya var olan izinde değişiklik için deşarj gerçekleşmeden 180 gün önce yapılması gereklidir. Bu kapsamda, bir dizi formun doldurulması gerekmektedir. EPA Form-1 uygulaması süreci başlatmak için standart olan formdur. Form-1; tesisin adı, adresi, telefonu, irtibat kişisi, standart endüstriyel sınıflandırma kodları, iş yerinin özellikleri, operatör bilgisi, var olan çevresel izinler ve sahip olunan arazi sınırlarının en az 1,6 km ötesi dahil olmak üzere topografik harita gibi genel tesis bilgilerini içermektedir.

Form-2C atıksu deşarjı ile ilgili bilgileri içermektedir. Bu form; debi, kirletici kaynağı, arıtma teknolojisi, deşarj noktasında kirlilik azaltılması için iyileştirme, atıksu özellikleri, biyolojik toksisite ve yüklenici firma bilgilerini içermektedir. Proses suyunu deşarj etmeyen tesisler EPA Form-2E'yi doldurmaktadır. Bu form, deşarj tarihi, atıksu türü, atıksu özelliği, deşarjın mevsimsel veya aralıklı olması ve arıtma sistemi ile alıcı ortam ile ilgili bilgileri içermektedir. Her Eyalet NPDES programı ile ilişkili farklı programlara bağlı ek formlar doldurulmasını talep etmektedir. Örneğin yağmur suyu deşarjı, arazi sulama ve UIC programı kapsamında düzenlenen enjeksiyon kuyuları formları da mevcuttur.

Bir taslak izin oluştuktan sonra, Eyalet taraflara taslak iznin bir kopyasını barındıran kamuya açık bir askı yayınlar. Askıda kalma süresi Eyalet tarafından alınan tepki seviyesine bağlıdır. Bazı Eyaletlerde, bu adım izin ile ilgili tartışmaların seviyesine bağlıdır. Kamuoyunun yaptığı yorumlar ve son revizyon değerlendirildikten sonra, izin ya kabul edilir ya da reddedilir. Yeni bir işletmeye başlamadan önce saha kontrolü yapılır. İzin belgesi en fazla 5 yıl geçerlidir. Onaylandıktan sonra, izinden sorumlu Eyalet kurumu, tesisin yıllık veya istenilen sıklıkta denetimini ve izni iptal etme yetkisini saklı tutmak veya herhangi bir standarda sınırlama veya diğer izin şartlarına uyulmamasında izni askıya alabilme haklarına sahiptir. Kurallara uyulmama durumunda para cezası uygulanabilmektedir.

3.4.4. Kanalizasyona deşarj

Bir POTW'e deşarj için NPDES iznine gerek yoktur. Her doğrudan deşarj gerekli atıksu kalitesini belirten bir NPDES iznine sahip olmalı ve düzenleyici kuruma düzenli raporlar sunmalıdır. Bu yönetmelik uyarınca, membran tesisi yüzeysel suya doğrudan deşarj yapmak için bir NPDES izni almalıdır. NPDES izni Federal standartlar ile uyum ve yerel koşullara dayalı ek kontroller de gerektirmektedir. Bir POTW arıtma tesisine akan kirletici konsantrasyonu çok yüksek olursa, NPDES izin koşullarını yerine getirmekte sorun yaşayabilir. Bu kirletici konsantrasyonunu kontrol etmenin bir yolu, deşarjdan önce ön arıtımın gerçekleştirilmesidir. Bu kontrol 1981 yılında Ulusal Ön Arıtma Programı uygulamasına başlanması ile etkin biçimde sağlanmıştır.

CWA ayrıca EPA'ya kanalizasyon sistemlerinde endüstriyel deşarjları kontrol etmek için ön arıtma standartları geliştirmesi görevini de yüklemektedir. Bu standartlar kanalizasyon sistemlerine deşarj edilen belirli endüstriyel kirleticilerinin seviyesini sınırlayan sabit ulusal gerekliliklerdir. Bütün POTW'ler Federal standartları uygulamak zorundadır. Bugün yürürlükte olan standartlar iki kural grubundan oluşmaktadır. Bunlar kategorik ön arıtım standartları ve yasaklanmış deşarj standartlarıdır. Kategorik ön arıtım standartları endüstrinin türüne göre düzenlenmektedir ve CWA Atık Rehberi Programının bir parçası olarak belirlenmiş her endüstri için farklı gereksinimlerin karşılanması zorunludur. Örneğin, demir-çelik endüstrisi için kategorik standart, deşarj edilen atık suyun içinde bulunan amonyak, siyanür diğer spesifik kirletici konsantrasyonlarını sınırlamaktadır.

Yasaklanan deşarj standartları ile bütün kaynaklardan belirli atık türlerinin kanalizasyon sistemlerine deşarjı tamamen yasaklanmıştır. Örneğin, pH'ı 5,0'ten düşük herhangi bir atıksuyun kanalizasyona deşarjı, boruların aşınma ihtimaline karşı yasaklanmıştır. Kentsel atıksu arıtımı yapan membran arıtma tesisleri POTW şeklinde değerlendirilmediği için "endüstriyel" olarak tanımlanmaktadır. Dolayısıyla bu tip tesisler kanalizasyona deşarjda yasaklanan deşarj standartlarını sağlamak zorundadır. Membran arıtma tesisleri için herhangi bir noktasal kaynak kategorisi (örn: demir-çelik fabrikaları) mevcut değildir. Kategorik ön arıtım rehberleri birincil endüstriyel noktasal kaynak ile

ilgilidir. Konsantre ve geri yıkama suları birincil endüstriyel noktasal kaynak olarak düzenlenmemektedir.

3.4.5. Derin kuyu deşarjı

ABD'de yeraltı suyu kirliliğinin artması sonucunda, 1979 yılında içme suyu yasasına dahil edilen 300.000 enjeksiyon kuyusu, yeraltı kaynaklarını korumak için Eyalet tarafından düzenlemeye tabii tutulmuştur. Yeraltı Enjeksiyon Kontrol Yönetmelikleri Eyalet düzenlemelerini güçlendirmek ve iyi mühendislik uygulamalarını yansıtan asgari Federal standartlar oluşturmak amacıyla tesis edilmiştir. NPDES ve ön arıtım programlarında olduğu gibi UIC programları için yetkilendirme işlemi bazı durumlarda Eyalet düzeyinde yapılmıştır. Şu anda 40 Eyalet UIC programı ile ilgili önceliğe sahiptir. Yönetmeliklerin oluşturulması sırasında, enjeksiyon koşulları ve jeolojik koşullar da dahil olmak üzere Eyaletler arasında birçok farklılığın bulunduğu açıktır. Bu sebeple, düzenlemeler Eyaletler için içme suyu kaynaklarının kirliliğini önlemede maksimum esnekliğe izin vermektedir.

3.4.5.1. Enjeksiyon kuyularının sınıflandırması

Enjeksiyon kuyuları 5 sınıfa ayrılmıştır (CFR 1989a; 1989b). Sınıf-1 tipi kuyular aşağıda tanımlanmıştır:

- Atığı oluşturanlar tarafından veya tesis operatörleri ya da sahipleri tarafından kullanılan, tehlikeli atıkların sondajdan itibaren 400 m içinde yeraltı içme su kaynağının altındaki taban formasyonu içine enjekte edildiği kuyular.
- Diğer endüstriyel ve evsel atıkların sondajdan itibaren 400 m içinde yeraltı içme su kaynağının altındaki taban formasyonu içine enjekte edildiği kuyular.

2. ve 5. sınıflar farklı sıvılar ve birçok özel kullanım için geçerlidir. Sadece sınıf-1 tipi kuyular membran konsantre akımlarının bertarafı için kullanılmaya uygundur.

3.4.5.2. Sınıf-1 enjeksiyon kuyuları

Sınıf-1 tipi enjeksiyon kuyuları yeraltı içme suyu kaynağının altındaki taban formasyonu içine hem endüstriyel hem de kentsel atıksuların enjekte edildiği kuyular olarak tanımlanmaktadır. Endüstriyel atıksu kuyuları korozivite, toksisite veya sağlığa zararına bakılmaksızın endüstriyel atıksuların enjekte edildiği kuyulardır. Kentsel atıksu kuyuları ise endüstriyel atıksu kuyuları kadar fazla sayıda değildir. Kanalizasyon atıksularının yüzey sularına deşarjı konusunda artan katı kontroller, Belediyeleri daha etkili atıksu arıtımı ve farklı bertaraf yöntemleri aramaya zorlamıştır. En çok kentsel sınıf-1 tipi atık kuyu enjeksiyonu güney Florida'da gerçekleşmektedir. Buradaki hidrojeolojik yapının uygunluğu, atıksuların yeraltına enjeksiyonunu mümkün kılmaktadır.

Federal düzenlemelerde kesin olarak tanımlanmamış olan kategori, kentsel atıksuların asgari ikincil arıtma görmüş kısmıdır. Kentsel atıksular, belediye dışı veya endüstriyel kaynaklardan az miktarda içerebilir. Bu kaynaklardan gelen atıksuların gerekli ön arıtıma tabi tutulup karakterizasyonlarının kentsel atıksularla uyumlu olması sağlanmalıdır. Florida'da UIC programlarının amaçları için, kentsel olmayan kaynakların yüzde 5'inden daha azını içeren kentsel kanalizasyon atıkları kentsel atıksu olarak kabul edilmektedir. Kentsel kuyularda borular ve kaplama gereksinimi bulunmayabilir. Bir kaplama en iç kısımda bulunan muhafaza görevi gören, aynı zamanda boru tabanını tutan bir cihazdır ve yaygın olarak korozyon önleyici ve su karışımı sıvı ile doludur. Kaplama, boruyla bağlantılı olan

gövdeyi yüksek basınçtan korur, gövdeyi enjeksiyon sıvısından izole eder ve boru-gövde halkası aracılığı ile izleme için ilave bir fırsat sağlar. UIC düzenlemeleri kapsamında, korozif olmayan atıksuların enjekte edildiği kentsel kuyular hariç tüm sınıf-1 tipi kentsel kuyularında, enjeksiyon bölgesinin hemen üzerine yerleştirilmiş bir kaplama veya alternatif olarak onaylanmış bir akışkan contalı boru ile sıvıların enjekte edilmesi zorunlu kılınmıştır. Boru, kaplama ve akışkan conta uzun ömürlü olacak şekilde tasarlanmalıdır (CFR, 1989b).

Borular ve kaplamalar ek yatırım maliyeti gerektirmektedir. Derin kuyuların sermaye maliyetinin çoğunu işçilik ve test işlemleri oluşturmaktadır. Borular ile son gövde arasındaki halka şeklindeki bölgedeki çözelti basınç değişimini gözlemek için 24 saat boyunca izlenmektedir. Dairesel halkanın çalışma basıncından daha yüksek bir basınçta tutulması için bir yüzey kompresörü veya azot kaynağı kullanılmaktadır. Genelde, hortum ve paketleme kuyuları tipik enjeksiyon kuyularından daha fazla bakım gerektirmektedir. UIC programlarına göre tüm enjeksiyon kuyuları atıksu bertaraf kuyuları değildir. Örneğin bazı sınıf-5 kuyuları, tükenmiş akiferleri doldurmak veya tuzlu su girişini önlemek için yüzey suyunun enjekte edildiği kuyulardır. Bazı sınıf-2 kuyuları, ülkenin kriz zamanında stratejik yakıt rezervlerini oluşturan petrol, doğal gaz ve diğer sıvı hidrokarbonların iyileştirilmesi için akışkanların enjekte edildiği kuyulardır (Mickley, 2006). Bu nedenle, Eyaletlerin sahip oldukları UIC programları membran konsantrelerinin dahil olduğu endüstriyel atıksuların yeraltına enjekte edilmesine izin vermeyebilir.

3.4.6. Diğer metotlar

Farklı metotlar kullanarak bertaraf etme izni yüzey suyu dışında POTW'ler ve derin kuyular için bölgeye özgüdür. (Mickley vd., 1993). Evaporasyon havuzları için izinler NPDES ya da UIC programları kapsamına özel olarak gerekli değildir. Yüzme suyuna ya da içme suyu akiferine potansiyel sızıntı varsa ve ikincil sınırlama metodu yoksa izin gerekli olabilir. Sızıntının potansiyel su kaynağını kirletmeyeceğini kanıtlamak çok zor olduğu için mutlaka bir izin alınması önerilmektedir. Sprey sulamada akan suyun alıcı ortama ulaşma potansiyeli varsa NPDES izni gerekli olabilir. Bu gerekliliğin önüne geçmek için tesis, makul bir şüphenin ötesinde hiçbir su akımının olası alıcı ortama ulaşmayacağını veya ikincil bir çevreleme politikasını kanıtlamak zorundadır. Akışın alıcı ortama asla ulaşmayacağını kanıtlamak genellikle bir izin almaktan daha maliyetli olmakta ve uzun süreler almaktadır. Sıfır sıvı deşarj ile, tuz konsantre ediciler ve kristalleştiricilerin kullanımı yoluyla atık çamur benzeri bir madde veya kuru tuz elde edilmektedir. Yüzey ve yeraltı suyunun kirlenme olasılığını ortadan kaldırmak için geçirimsiz bir bölgede nihai atıklar da dahil olmak üzere katı atıkları yok etme metotları mevcuttur.

3.4.7. Özel konular: radyonüklidler, MF/UF geri yıkama, kirlenmiş konsantre, zehirli ve zararlı atıklar

Bu tip materyaller içeren konsantre veya geri yıkama suyu, atıksu gerekliliklerini karşılayamadığı zaman bölgeye özgü bertaraf zorlukları bulunmaktadır. Bu tip içeriklerin bulunduğu deşarjlarda ekolojik endişeler üst seviyededir. Ayrıca, bu tip durumlarda toplumsal geri bildirimler önem kazanmaktadır.

3.4.7.1. Yeraltı suları ile ilgili hususlar

Yeraltı suları tipik olarak karbondioksit (CO_2), hidrojen sülfür (H_2S) ve amonyak (NH_3) içerikli çözünmüş gazları içermektedir. Buna ilave olarak, yeraltı sularında genellikle çözünmüş oksijen (ÇO) seviyesi düşüktür. Yeraltı suyu kaynaklarının proses edildiği membranlardan oluşan konsantreler yüksek H_2S, NH_3 ve düşük ÇO nedeniyle sucul toksisiteye neden olacağı için yüzeysel sulara deşarj edilmez. Sonuç olarak, klorlama (ardından deklorinasyon), gazdan arındırma ve havalandırma içeren proses adımlarını kullanarak son arıtma uygulamak daha uygundur. Buna ek olarak, yüzeysel sulara deşarjdan önce konsantrenin pH'sı ayarlanmalıdır.

Membran konsantresi esas olarak konsantre olmuş ham atıksudur. Konsantre olan bileşenler ve konsantrasyonların miktarı membran prosesinin tipine ve işleyiş koşullarına bağlıdır. Tipik olarak, az miktarda prosese eklenmiş kimyasal madde (asit ve antiskalant) vardır ve bu yüzden konsantrenin doğası ham suyun doğasını yansıtır (Mickley vd., 1993). Genelde çoğu membran konsantresi işlenmemiş sudaki kirleticilerin düşük oluşu nedeniyle sorunlu seviyelerde kirletici konsantrasyonu içermez. Ancak, bazen ham suların konsantresindeki "kirletici madde" konsantrasyonu aniden yükseldiği için nispeten yüksek seviyede kirleticiler içerebilmektedir. Başka bir özel durum da ham suda radyonüklidlerin varlığıdır. Mickley vd. (1993), Florida, Illinois, Lowa ve Missouri'de radyum giderimi yapan 16 membran tesisi tespit etmiştir. Güneybatı Florida'da, böyle bir durum için tek bertaraf etme seçeneği derin kuyu enjeksiyonudur.

3.4.7.2. MF ve UF geri yıkama

Geri yıkama suları bertaraf edilmek zorundadır. Bu sular konsantre tuz içermemelerine rağmen askıda katı maddeler, organik maddeler ve mikroorganizmaları çeşitli oranda konsantre ederler. Geri yıkama suları yüksek oranda mikroorganizma (*giardia* ve *cryptosporidium*) içerebilir. Dolayısıyla bu akımların yüzeysel sulara veya kanalizasyona rutin olarak deşarj edilmemesi gerekmektedir. Ancak mevcut durumda bu mikroorganizmaları içeren atıksuların yüzeysel sulara deşarjı ile ilgili bir su kalitesi standardı bulunmamaktadır.

3.4.7.3. Gelecekteki konsantrasyon sorunları

Ham suyun doğal içeriği nedeniyle membran konsantresinde radyonüklidler bulunabilir. Ancak insan aktivitesi ile kirlenmiş ham sular da mevcuttur. Bu sularda gübre kullanımından dolayı yüksek nitrat konsantrasyonu, tarımsal aktiviteden dolayı böcek ilaçları, maden bölgelerinden kaynaklanan arsenik ve çeşitli kaynaklardan gelen endokrin bozucu mikrokirleticiler bulunabilmektedir. Bu suların membran proseslerle arıtılmasından kaynaklanan konsantrenin bertaraf edilmesi oldukça zordur. Bu tip durumlar konsantre için geliştirilecek mevzuatların her bir projeye özgü olması gerekliliğinin bir göstergesidir.

3.4.7.4. Toksisite

Konsantreye tehlikeli madde veya toksik madde bulaşmadıkça, genellikle konsantre toksik veya tehlikeli değildir (Mickley vd., 1993). Geçmişte, içme suyu konsantresinde toksik maddelere rastlanmasının nedenleri aşağıda belirtilmiştir:

- Pompa parçalarından metal sızıntısı

- Yeraltı suyu kaynağında yüksek seviyede H_2S ve NH_3
- Yeraltı suyu kaynağında düşük seviyede ÇO
- Yeraltı suyu kaynağında yüksek seviyede florür veya kalsiyum

İlk durumda pompa parçaları değiştirilerek sorun çözülmüştür. İkinci ve üçüncü durum beklenen bir durumdur ve ÇO seviyesini artırmak için konsantre havalandırılarak, H_2S ve NH_3 ortamdan uzaklaştırılmıştır. Dördüncü durum son zamanlarda kapsamlı olarak incelenmekte olan iyon toksisitesi anlamına gelmektedir (Mickley, 2000). Bu tip toksisite, ağır metaller veya zirai ilaçlardan kaynaklanan toksisiteden farklı olduğu için biyoakümülatif değildir ve düşük seyrelme seviyelerinde bile zehirlilik etkisi ortadan kalkabilmektedir.

3.5. ABD Eyalet Yönetmelikleri

ABD yasama ve yürütme modeli gereği yönetmeliklerin uygulanmasında ve hazırlanmasında eyaletlerin çok önemli rolleri vardır. Bu durum konsantre bertarafında da geçerlidir. Federal yönetmelikler eyalet mevzuatlarının hazırlanmasında temel teşkil ederler. Ana çerçeve korunmakla beraber uygulamalarda eyaletler arası küçük farklar olabilmektedir. Ayrıca en az federal yönetmelik değerlerini sağlamak şartı ile farklı eyaletlerde yönetmelikler daha sıkı olabilmektedir.

Bazı eyaletlerde membran tesisi hiç yok iken bazılarında ya çok az sayıda vardır ya da sadece pilot uygulamalar mevcuttur. Sınırlı uygulamalar nedeni ile konsantre akımlar için geliştirilen yönetmelik yaklaşımları iki ana başlık altında toplanabilir. Bunların birincisi atıksu arıtma tesislerinin bertaraf seçeneklerinin entegre kullanılması iken diğeri yüzeysel sulara yapılan ve NPDES izinlerine tabi deşarj alternatifleridir. Membran konsantresi ile ilgili yönetmeliklerde terminoloji kullanımına dikkat edilmelidir. Çünkü diğer yönetmeliklerde konsantre susuzlaştırma öncesi çamura işaret ederken, membran ile ilgili yönetmeliklerde membran konsantre akımını tanımlar. Aynı şekilde geri yıkama filtre geri yıkaması değil membran geri yıkamasıdır. Kaliforniya, Florida ve Teksas eyaletleri aşağıda incelenmiştir. Çalışma kapsamında incelenen membran tesislerinin %87'sinin konsantre akımları ya doğrudan ya da dolaylı olarak yüzeysel sulara deşarj edilmektedir.

3.5.1. Kaliforniya

Kaliforniya'da konsantre atıkları için halihazırda uygulanan bir yönetmelik mevcut değildir. Bu nedenle, yüzeysel sulara deşarj için verilen NPDES izinleri kullanılmaktadır. Bu oldukça fazla kullanılan bir yöntemdir. İçme suyu arıtma tesisine giren su yüzeysel su ve yeraltı suyunun karışımı şeklindedir. Los Angeles bölgesi örneği ele alındığında ham su kalitesinin uygun olduğu ancak tuzluluk, nitrat ve uçucu organik bileşenler noktasında bazı problemlerin yaşanabildiği gözlemlenmiştir. Eyalette RO ve MF teknolojisinin kullanıldığı bazı tesisler mevcuttur. Örneğin Santa Catalina adasında RO tesisi mevcuttur. Bazı durumlarda yeraltına reenjeksiyon uygulaması yapılmaktadır. Bu bertaraf seçeneği tuzlu su girişimini (intrusion) engellediği için kullanılmaktadır.
Bu eyalette konsantre akımların bertarafı aşamasında uyulması gereken 3 ana mevzuat bulunmaktadır:

- Porter-Cologne Su Kalitesi Kontrol Yasası
- Kaliforniya Bölgesel Su Kalite Kontrol Kurulu (CRWQCB) Havza Planları
- Su Geri Kazanım Kriterleri (WRC)

İzin aşamasında gerekli başvuru CRWQCB'ye yapılır. Bu noktada üç kategori mevcuttur: atıksu, endüstriyel ve genel kategoriler. Alınan izin beş sene boyunca geçerlidir. İzin yapısı itibari ile EPA izinleri ile çok benzer olmakla birlikte tesis konumuna bağlı olarak daha sıkı standartlar getirebilmektedir. Bu kapsamdaki WET testleri sucul ekosisteme göre spesifik dizayn edilir. Ancak çoğu durumda tatlı su kaynakları için *C. dubia* ve *P. promelas* incelenirken, tuzlu sularda karides türleri ve mevcut küçük balık türleri kapsam içine alınır. Ayrıca bir alg türü olan *Selenastrum capricornotun* sudaki nütrient yüklemesinin tayini için kullanılır. Membran teknolojisi kullanan arıtma tesisleri için özel bir yönetmelik yok ise de konsantre akımların bertarafının nasıl yapıldığı mutlaka izinde belirtilmektedir.

3.5.2. Florida

Florida eyaletinde tıpkı Kaliforniya gibi membran teknolojisi yaygın olarak kullanılmaktadır. Eyalette 1996 yılında RO tesisleri için bir rehber hazırlanmıştır. Bu rehber atık bertarafını ele almamakta, membran tesisleri için genel işletim örneklerini içermektedir. Mevcut durumda eyalette yüzeysel sulara deşarj izni verilmekte olup, konsantre akımların paçal yapılarak deşarj edilmesi çok sık başvurulan bir alternatiftir. Konsantre genellikle arıtılmış su ile karıştırılmaktadır. Paçal yapılan akım tüm su kalitesi standartlarını sağlamak zorundadır. Bazı durumlarda karasal uygulamalarda yapılabilmektedir ancak yüksek klorür konsantrasyonu bu durumu zorlaştırmaktadır. Derin kuyu enjeksiyonu seçeneği uygulanmak istenildiği takdirde eyaletin UIC (Underground Injection Control) izni talep ettiği bilinmelidir.

Yüzeysel ve yeraltı sularına deşarj eden tesislerin NPDES izinleri için Florida eyaleti altı bölgeye bölünmüştür. Florida eyaletindeki yönetmelikler EPA yönetmelikleri ile tamamen uyumlu olup bazı deşarj mevzuatları EPA'dan daha sıkıdır. Her tesisin izni deşarjın içeriğine ve alıcı ortamın özelliğine bağlı olarak spesifik bazda verilmektedir. Böylelikle alıcı ortam su kalite standartlarının bozulmaması hedeflenmektedir.

FDEP (Florida Dept. of Environmental Protection) NPDES izni kapsamında her tesisin özgün yapıda olduğunu ve RO konsantrelerinin bertarafındaki teknik faktörlerin WET testleri bağlamındaki biyo-izleme aşamasında mutlaka göz önünde bulundurulmasına işaret etmektedir. *Menidia beryllina* ve *Mysidopsis bahia* WET testlerinde tipik olarak ele alınan türlere örnek teşkil etmektedir. Yüzeysel sulara yapılacak her deşarj biyo-izleme şartlarına biyolojik ve kimyasal standartlara uyumluluk göstermelidir. Membran tesislerinin alacağı iznin kompleksliği alıcı su kaynağına bağlıdır. Alıcı suya bağlı olarak tabi olunan yönetmelikler değişim göstermektedir. Örneğin balıkçılık aktivitelerinin yapıldığı suları tanımlayan Sınıf 2 sular, rekreasyon amaçlı kullanılan suları tanımlayan Sınıf 3 sulardan daha fazla gereksinime sahiptir. İzin süreci altı ay ile bir sene arasında değişmektedir. Ancak deşarj bölgesinde hassas alan veya türler mevcut ise bu süreç daha da uzayabilir. Denize yapılan deşarjlarda o bölge için gerekli çevresel kalite standartları sağlandığı takdirde ilave bir gereksinim istenmemektedir. Florida eyaletinde konsantre akımlara vurgu yapan yönetmelikler Çizelge 3.5'de özetlenmiştir.

Çizelge 3.5. Florida eyaletinde konsantre akım bertarafında dikkate alınması gereken yönetmelikler (Mickley, 2006)

Yönetmelik Kodu	Konu	Bertaraf Alıcı Ortamı
62-4.240	Kirletici kaynaklar izni	Yüzeysel sular
62-4.242	Antidegredasyon izni	Yüzeysel sular
62-4.244	Karışma bölgeleri	Yüzeysel sular
62-620	AAT deşarj izni	AAT
62-302	Florida yüzey suyu standartları	Yüzeysel sular
62-302.400	Eyaletteki tüm suların sınıflandırma listesi	Yüzeysel sular
62-302.500	Eyalet su sınıfları için atanmış nümerik kriterler	Yüzeysel sular
62-302.700	Hassas bölgelerin korunması	Yüzeysel sular
62-500	Yeraltı sularının korunması	Yeraltı suları
62-520	Yeraltı sularının sınıflandırma standartları	Yeraltı suları
62-522	Yeraltı suları izin ve izleme gereksinimleri	Yeraltı suları
62-528	Yeraltı suyu enjeksiyonu	Yeraltı suları
62-522.300	Kuyu sınıflandırması	Yeraltı suları
62-522.305	Kuyu izni prosesi	Yeraltı suları
62-522.605	Sınıf 1 ve Sınıf 2 kuyuların işletimi	Yeraltı suları
62-528.630	Sınıf 5 kuyular için izin prosedürü	Yeraltı suları
62-610	Geri kazanılan suların geri kullanımı ve arazi uygulaması	Yeraltı suları
62-610.200	Demineralizasyon konsantrelerini tanımı	Yeraltı suları
62-610.865	Konsantre akımların paçal yapılması	Yeraltı suları

3.5.2.1. Derin kuyu enjeksiyonu

Florida eyaletindeki derin kuyu enjeksiyonu izinleri Florida yasaları; 62-4, 62-550, 62-660 ve 62-528'e göre verilmektedir. Verilen izinde Sınıf-1 kuyulara yapılacak tehlikeli olmayan ters ozmos konsantre akım deşarjının tüm teknik gereksinimleri tanımlamaktadır. Bu kapsamda kuyu iç çapı, derinlik, bertaraf edilebilecek hacim, enjeksiyon basıncı ve açılacak izleme kuyuları gibi hususlar izinde tanımlanmaktadır. Bunun yanında işletmeciden "genel şartlar" olarak tanımlanan birtakım hususların yerine getirilmesi beklenmektedir. Bunlar; kayıt tutulması, izleme gereksinimlerine uyulması ve acil durum prosedürleri gibi hususlardan oluşmaktadır. Spesifik şartlarda ise kuyuya hangi tip atıkların gönderileceği, test, analiz gereksinimleri, kapatma planı gibi özel hususlar tanımlanmaktadır. Ayrıca, izin aşmasında işleticinin kuyu açma, kapama, izleme ve raporlama gibi gereksinimleri yerine getirebilecek finansal kabiliyette olduğunu belgelemesi gerekmektedir.

3.5.2.2. Sprey sulama/arazi uygulaması

Bu kapsamda yapılacak deşarjlar eyaletin 403 no'lu yasasına tabidir. İzin kapsamında sulama amacı ile kullanılacak konsantre akımın taşıması gereken şartlar değerlendirilmektedir. Aynı zamanda, sulamadan önce biriktirme yapılacak havuzun özellikleri de yine bu izin kapsamında değerlendirilmektedir. Çoğu durumda TÇK standartlarının sağlanması için ham su ile paçal uygulaması yapılmaktadır. Arazi uygulamaları yapılacağında izin kapsamında değerlendirilmesi gereken izleme parametreleri şunlardır: Debi, TÇK, sodyum, klorür, sülfat ve pH. Yeraltı sularını

koruma ile ilgili hususların yanında izleme, raporlama ve paçal oranı gibi hususlarda bu kapsamda tanımlanır.

3.5.2.3. Yüzeysel sulara deşarj

Deşarj noktası ve atık tipi izinde spesifik olarak verilmek zorundadır. Ayrıca, karışma bölgesindeki izleme parametreleri ve karışma bölgesinin boyutları gibi hususlar detaylandırılmaktadır. Karışma bölgesi hususunda Florida yasaları 62-4.244 ve 63-302.500 yasalarına uyum gerekmektedir. Acil durum deşarj prosedürü, varsa diğer bertaraf ve geri kazanım metotları da izinde tanımlanmalıdır. Ayrıca yüzey sulara deşarjda zorunlu olan WET testide izinde yer almalıdır.

3.5.3. Teksas

Teksas eyaletinde içme suyu arıtma tesisleri yüzeysel sulara deşarj etmek istediğinde mutlaka NPDES iznine tabidir. Ancak, mevcut bir kanalizasyon hattına deşarj yapılmak istenirse herhangi bir izin gerekli değildir. Reenjeksiyon eyaletteki sıkı UIC kriterleri nedeni ile pek rağbet görmemektedir. Eyaletin doğu bölgelerinde renk, alkalinite ve demir-mangan problemi mevcut iken, batı bölgelerde daha çok tuzluluk ve florür problemi daha yoğun olarak görülmektedir. Ayrıca yüzey sularında ara sıra görülen benzen, tolüen, etilbenzen gibi kirleticiler nedeni ile MCL kriterleri sağlanamamaktadır. Meksika sınırındaki Rio Grande nehri civarında ana sorun tuzluluk ve Meksika tarafından gelen evsel kirlilik etmenleridir. Eyalette küçük topluluklara hitap eden RO ünitelerinin yanında halihazırda işletmede olan ve inşa halinde olan birçok UF ve MF tesisi vardır.

Membran konsantresine atıf yapan 30 no'lu Teksas yasasında membran konsantrelerinin de kullanabileceği bertaraf alternatiflerinden bahsedilmektedir. Teksas eyaletinde konsantre akımlara vurgu yapan yönetmelikler Çizelge 3.6'da özetlenmiştir.

Çizelge 3.6. Teksas eyaletinde konsantre akım bertarafında dikkate alınması gereken yönetmelikler (Kenna ve Zander, 2000)

Yönetmelik Kodu	Konu
307-307.5	Antidegredasyon politikası
307-307.6	Eyalet sularındaki sucul yaşam üzerinde akut toksisite oluşturacak toksik bileşenlerin engellenmesi
307-307.7	Spesifik kullanım amaçları ve su sınıflarının oluşturulması için kriterler
319	Standart uygulama
309	Buharlaşma havuzları ve arazi uygulamaları. Lagün ve havuzların karşılaması gereken gereksinimler
309-C	Sulama amacına hizmet eden havuzlar ve arazi uygulamaları
335	Endüstriyel katı atıkların taşınım ve bertarafı. İzin prosedürleri ve atık sınıflandırması
331	Yeraltı enjeksiyon kuyularının düzenlenmesi
331-A	Yeraltı enjeksiyon kuyularının sınıflandırılması
331-C	Kuyu kapatma prosedürleri ve düzeltici aksiyonlar
331-G	Yeraltı enjeksiyon kuyularının izin prosedürü

Eyalette uygulanan mevcut bertaraf opsiyonları tesis başına geri çevrim, sulama, kanalizasyona deşarj, buharlaştırma havuzu ya da yüzeysel sulara deşarjdır. Yüzeysel sulara deşarjda Teksas NPDES'i olan TPDES gereklidir. Bu izin tüm federal ve eyalet gereksinimlerini karşılamaktadır. İzin kapsamında deşarjın tipi, frekansı ve hacmi, alıcı su koşulları gibi unsurlar tanımlanmaktadır. Reenjeksiyon her zaman göz önünde bulundurulan bir seçenek olmasına rağmen eyaletteki UIC gereksinimleri çok sıkı olduğu için çok fazla tercih edilememektedir. Sulama amaçlı kullanım durumunda debi değerine bakılmaktadır. Debi 23 m^3/gün değerinden küçük ise izne gereksinim yok iken büyük ise TPDES izni alınması gerekmektedir. İzin alınma prosedürü yaklaşık 180 gün sürmektedir. Ancak bürokratik inceleme aşamalarının uzun sürmesinden dolayı izin başvurusunun bir sene önceden yapılması önerilmektedir.

3.6. Örnek çalışma: Taunton desalinasyon tesisi konsantre deşarj izni

Örnek çalışma kapsamında Taunton Desalinasyon tesisinde oluşan RO konsantre akımlarının nehir ortamında deşarj edilebilmesi için gerçekleştirilen izin adımları detaylı bir şekilde sunulmuştur. Verilen örneğe benzer şekilde farklı tam ölçek desalinasyon tesislerinin konsantre akım deşarjına yönelik izin süreçlerine ulaşılabilmektedir. Ancak oldukça kapsamlı kaynak taramaları yapılmasına rağmen, membran proseslerle endüstriyel atıksu arıtımı yapan tesislerin tabi oldukları konsantre akımların yönetimine dair mevcut genel mevzuatlar dışında özel bir mevzuata ulaşılamamıştır.

3.6.1. Tesis tipi ve deşarj bölgesi

INIMA isimli şirket Taunton Nehrine deşarj yapabilmek amacı ile NPDES (National Pollutant Discharge Elimination System) izni alabilmek adına EPA'ya başvurmuştur. Planlanan desalinasyon tesisi Dighton, MA'da konuşlandırılacaktır. Önerilen tesis nehirden günde 37.854 m^3/gün su çekecektir. Tesisin hedefi güneydoğu Massachusetts bölgesine günde 18.927 m^3/gün içme suyu sağlamaktır. Tesisin RO konsantresinin nehre deşarj edilmesi öngörülmektedir. Başvuru sahibi CFR 122.6 sayılı federal mevzuat gereği yeni bir deşarj izni için başvuru yapmıştır.

3.6.2. İzin dayanağı

Arıtma tesisi batık ultrafiltrasyon (UF) membranı ve ters ozmos (RO) ünitelerinden oluşacaktır. Tesise giren tüm su UF ünitesinde arıtılacaktır. UF tesisinden çıkan tüm atıklar tesiste susuzlaştırılarak, tesis dışında bertaraf edilecektir. RO tesisi sadece giriş suyunun tuzluluk değeri içme suyu standart değerlerini geçtiği takdirde devreye alınacaktır. Yüksek tuzluluk durumunun Temmuz-Kasım arası kurak dönemde oluşacağı öngörülmektedir. Verilen bu izin belgesi RO sistemi konsantresinin deşarjını da kapsamaktadır.

Nehirden yapılacak su çekimleri nehir yüksekliği ve tuzluluk değerleri dikkate alınarak planlanacaktır. Su çekim hızı ilgili yönetmelikler temelinde değerlendirilecektir. Tuzluluk modelleme çalışmaları sonucunda tesis giriş yapısı çevresindeki tuzluluğun 2.000 mg/L seviyesinden daha fazla olmayacak şekilde bir salınım gösterebildiği ortaya çıkmıştır. Bu değişim sucul organizmalar için önemsiz sayılabilir. RO konsantresinin ham su ile paçal yapıldıktan sonra tekrar nehire deşarj edilmesi planlanmaktadır. Verilen izin, yapılacak konsantre deşarjının içerdiği tuzluluğun ortalama nehir tuzluluk değerinden +/- 2.000 mg/L seviyesinden fazla olacak şekilde sapma göstermemesini talep etmektedir. EPA ve MassDEP (lokal çevre ajansı) bu değerlerin sağlanması sonucunda su kalitesinin korunabileceğini düşünerek bu değer aralığını çıkış suyu limit değeri olarak belirlemiştir.

Düşük tuzlulukta suyun tesise çekilebilmesi ve deşarj tuzluluk gereksinimlerinin sağlanabilmesi adına nehrin med cezir çevrimi takip edilmektedir. Bu kapsamda, cezir esnasında önceden belirlenmiş tuz konsantrasyonuna ulaşılınca çekim yapılırken, deşarj için tuz konsantrasyonunun konsantre tuz konsantrasyonuna yakın olduğu med durumu beklenir. Tesise Aralık-Haziran arasında gelen su tuz konsantrasyonu bakımından içme suyu standartlarını karşılayabildiği için bahsedilen zaman dilimi içerisinde RO üniteleri kullanılmamaktadır. Ancak verilen izin sadece RO ünitelerinin kullanıldığı zaman dilimini değil tüm seneyi kapsadığı için tesis istediği zaman RO ünitelerini devreye alma hakkına sahiptir.

3.6.3. Genel gereksinimler

ABD'de yürürlükte olan CWA Yasası kirletilmiş suların NPDES izni olmadan deşarjını yasaklamaktadır. NPDES izni su kalitesi bazlı deşarj düzenlemeleri ile izleme ve raporlama gerekliliklerini kapsar. NPDES izinleri yürürlükte olan yönetmelikleri temel alarak hazırlandığı için CWA ve diğer eyalet yasalarına uyumludur.

3.6.4. Teknoloji bazlı gereksinimler

Teknoloji bazlı gereksinimler mevcut en iyi kontrol tekniklerinin (BPT) arıtma prosesi için uygulanması olarak ele alınabilir. Uygulanacak teknoloji bağlamında izin düzenleyici kurum bir çıkış limitasyonu belirleyebilmektedir. Acı su desalinasyonunda ise limitasyon rehberi bulunmamaktadır. Bu tip durumlarda izin düzenleyici kişi/kurum kendi profesyonel yeterliliğine dayanarak proje spesifik bir izin düzenler. Su kalitesi dışındaki çevresel etkiler, mevzuata uyumun finansal maliyeti, tesis yaşı izin çerçevesinde incelen konular arasındadır. Ayrıca izin hazırlanırken AWWA (American Water Works Association) tarafından hazırlanan desalinasyon konsantrelerinin yönetimi başlıklı iki rapor, tesis ÇED raporu ve bölgedeki benzer tesislerin izinleri incelenmektedir.

Tesisin yapacağı deşarj konsantre akım ve nehir ham suyu ile yapılacak paçaldan oluşacaktır. İlgili üst yönetmelik paçal ve mekanik havalandırma gibi arıtma-dışı uygulamaları teknoloji bazlı gereksinimlerin karşılanmasında yeterli görmez. Ancak bu tip uygulamalar proje spesifik olarak su kalitesi standartlarını sağlayabilir. Tesis, bu tip uygulamaların gelişmiş arıtma tekniklerine göre daha ucuz olduğunu ve çevresel açıdan kabul edilebilir arıtma sağlayabildiğini göstermek durumundadır. Bu nedenle, verilen izin kapsamında tesis paçal öncesinde teknoloji bazlı limitleri sağlamalıdır. Ancak bundan sonra su kalitesi bazlı limitleri sağlamak adına paçal uygulaması yapılabilecektir.

3.6.5. Su kalitesi bazlı gereksinimler

NPDES izinlerinde, federal yönetmelikler ve eyalet yönetmeliklerindeki su kalitesi standartlarını sağlayacak şekilde teknoloji bazlı limitlerden daha sıkı limitler bulunmalıdır. Su kalitesi standartları 3 bölümden oluşur:

1. Su kütlesinin yararlı kullanım alanlarının belirlenmesi
2. Tanımlanmış yararlı kullanımların korunması için sayısal ya da sözel su kalite kriteri belirlenmesi
3. Su kütlesinin deşarja açıldıktan sonra bozulmamasını garantileyecek ek tedbirler

Örnek olarak, Massachusetts Yüzeysel Su Kalite Standartları bu talepleri karşılayacak hükümler barındırır. Eyaletin standartlar gereği yüzeysel suların korunması ve devamının sağlanması adına yüzeysel sulara kirletici deşarjını tamamen engelleme veya kısıtlama hakkı mevcuttur. Bu standartlar, proje spesifik bir başka kriter tanımlanmadığı müddetçe, toksik içeriklerin düzenlenmesi ve kontrolü ile ilgili gereksinimleri de kapsar. İzin, su kalitesi standartlarının bozulmasına yol açacak veya katkıda bulunacak "önemli seviyede" deşarj edilecek kirletici veya kirleticileri (konvansiyonel, konvansiyonel olmayan, toksik) sınırlandırmalıdır. "Önemli seviye" EPA tarafından aşağıda verilen kıstaslar ile tanımlanır:

1. Noktasal ve noktasal olmayan kirletici kaynakların mevcut kontrolü
2. Deşarjın ve alıcı ortamın kirletici konsantrasyonu ve mevsimsel değişkenliği. Bu değerler izin yenileme başvurularından, aylık deşarj izleme raporlarından ve Federal/Eyalet Su Kalitesi Raporlarından izlenerek belirlenir.
3. Testlerde kullanılan indikatör türlerin hassasiyeti
4. Kullanılan prosesten çıkacak atıksuların su kalitesi üzerine bilinen etkilerinin değerlendirilmesi
5. Seyrelme olabilecek yerlerde alıcı ortamdaki seyrelmenin etkisi.

Daha önce tanımlandığı üzere federal yönetmelikler su kalitesi bazlı limitlere uyum için yapılan paçala izin vermektedir. Sadece paçalın çevresel ve ekonomik açıdan ileri atıksu arıtımı, geri dönüşüm, geri kazanım gibi tekniklere kıyasla daha verimli olduğunun açıkça ortaya konması istenmektedir. EPA ve MassDEP yaptıkları araştırmada RO kullanan tesislerin konsantrelerini genellikle yüzeysel sulara verdiklerini tespit etmişlerdir. Bu noktadaki ana ekolojik endişe alıcı ortamdaki tuzluluk değişimidir. Alıcı ortamda yaşayan yerli türlerin bu değişimden hangi oranda etkilenecekleri önemlidir.

Yüzeysel sulara deşarjın yaygın olmasının ana nedeni RO besleme suyunun içindeki bileşenlerin doğal su kaynaklarından gelmesidir. Bu nedenle paçal bazlı uygulamalar olumlu netice vermektedir. Bu tip tesisler paçal işlemi için nehir suyu ya da yeraltı suyu kullanmaktadır. Ancak, tuzluluk içeren deşarjlarda dikkat edilmesi gereken bir husus vardır. Yapılacak deşarj sonrasında, alıcı ortamdaki yeni tuzluluk değeri alıcı ortamın kaynak tarafında kalan bölgesindeki orijinal tuzluluk değerini %10'dan daha fazla aşmamalıdır (AWWA, 2004a). Ancak vurgulanan bu durumun endüstriyel atıksu kaynakları için doğru olmadığı ve paçal uygulamasının her durum için uygun bulunmayacağı söylenebilir.

3.6.5.1. Su kalitesi standartları ve hedeflenen kullanımlar

Taunton Nehri deşarj noktasında MassDEP tarafından ABD mevzuatlarına göre SB sınıfı su kütlesi olarak tanımlanmıştır. SB sınıfı su kütleleri öncelikli olarak balıklar ve diğer sucul yaşam formları için bir habitat olarak tanımlanırken rekreasyon ikincil kullanım fonksiyonu olarak belirlenmiştir. Debi, seyrelme ve tuzlulukla ilgili hususlar aşağıda belirtilmiştir:

Debi: İzinde belirlenen debi limiti 24.549 m^3/gün'dür. Ancak verilen izin konsantre deşarjının tuzluluğunu sınırlandırdığı için deşarj kesikli olarak her med-cezir sirkülasyonunda 12.274 m^3/gün olacak şekilde yapılmaktadır.

Seyrelme: Standartlar gereği su kütlesinin belirli bir alanında veya hacminde karışma bölgesi olarak tanımlanan bir ilk seyrelme bölgesi tayin edilmelidir. Karışma bölgesinde spesifik su kalite kriterleri sağlanamadığında aşağıdaki koşullar sağlanmalıdır:

1. Karışma bölgeleri fizibil olması şartı ile olabilecek en küçük alan veya hacimler ile sınırlandırılmalıdır. Deşarjın bölgesi, tasarımı ve işletimi sucul yaşam ve diğer yararlı kullanımlar üzerindeki etkilerin minimum olacağı şekilde düzenlenmelidir.
2. Karışma bölgeleri balık göç yollarını ve ana yaşam alanlarını kapsamamalıdır. Karışma bölgesi sucul organizmaların popülasyonları üzerinde ters bir etki yaratmamalıdır.
3. Karışım bölgesi sedimentlerde ve biyotada kirletici birikimine neden olmamanın yanında yararlı kullanım alanlarını azaltmamalıdır.

CORMIX (Cornell Mixing Zone Expert System) modeli deşarj noktasındaki ilk seyrelme bölgesini belirlemek için kullanılmıştır. Farklı simülasyon modellerinin kullanıldığı modelde, fiziki durumu en iyi betimleyen simülasyon seçilmektedir. Analiz sonucu deşarj noktasında hız düşüklüğüne bağlı olarak zayıf bir seyrelmenin gerçekleştiği anlaşılmıştır. Bu nedenle su kalitesi bazlı limitasyonların seçiminde seyrelme faktörü 1 (sıfır seyrelme) olarak seçilmiştir.

Tuzluluk: Daha önce belirtildiği üzere deşarj izni deşarj tuzluluk değerinin ortamın ortalama tuzluluk değerinden en fazla +/- 2.000 mg/L değişkenlik gösterecek şekilde olmasını öngörmektedir. Taunton nehrinin ilgili bölgesinde tuzluluk değeri 1.000-9.000 mg/L aralığındadır. Bu tuzluluk değerlerinin sucul organizmalar üzerinde ters bir etki yaratması beklenmemektedir.

Konvansiyonel kirleticiler

AKM: Daha önce belirtildiği üzere teknoloji bazlı izinler mesleki yetkinliğe dayalı yargılar üzerine kurgulanmıştır ve mesleki yetkinlik izni (MYİ) olarak tanımlanmıştır. Bu limitler dahilinde AKM için aylık ortalama 20 mg/L, haftalık ortalama 30 mg/L değerleri konmuştur. Daha önce de belirtildiği üzere bu limitler paçal edilmiş su için değil doğrudan konsantre akımı için geçerlidir. MYİ'ler bölgedeki benzer tesisler için geçerli MYİ'ler ile uyumludur. Bu değerler akademik literatürde verilen değerler ile de uyumludur (AWWA, 2004b).

Pilot tesisten elde edilen veriler nehrin kaynak bölgesindeki AKM değerinin konsantre akım değerinden daha yüksek olduğunu göstermektedir. Bu durumun nedeni UF sisteminde tüm AKM'nin etkili biçimde giderilmesidir. Bu nedenle RO'dan çıkan konsantre akım AKM içeriği bakımından nehri seyreltmektedir.

pH: pH limitleri Massachusetts Su Kalitesi Kriterlerine göre düzenlenmiştir. Bu kapsamda, deşarj pH değeri nehrin doğal pH seviyesinde ya da 6,5-8,5 aralığında olmalıdır. Bu durumun sağlanması halinde nehrin sucul yaşamına ya da kullanım alanlarına yönelik bir tehdidin oluşmayacağı öngörülmüştür. Yapılan pilot çalışmalarda konsantre pH değerinin bu noktada bir sıkıntı yaşatmayacağı belirlenmiştir.

Çözünmüş Oksijen (ÇO): Eyaletin su kalitesi standartları verilen tip su kütlelerinde Ç.O. değerinin 5 mg/L'den küçük olmamasını şart koşmaktadır. Ancak, izin başvurusunda sunulan verilere göre deşarj noktasındaki Ç.O. değeri halihazırda 5 mg/L'den küçüktür. Bu nedenle tesisin yapacağı konsantre

deşarjında Ç.O. konsantrasyonunun nehrin Ç.O. konsantrasyonuna eşit ya da daha büyük olması koşulu vardır.

Konvansiyonel olmayan kirleticiler

Konvansiyonel olmayan kirletici problemi genellikle RO sistemlerine özgüdür. Aşağıda pilot çalışmadan elde edilen paçal öncesi konsantre akımına ait bazı kirleticiler görülmektedir (Çizelge 3.7). Alıcı ortam konsantrasyon değerlerini geçen veya geçme potansiyeli olan kirleticiler için izin belgesinde çıkış limitleri tanımlanmıştır.

Çizelge 3.7. Pilot çalışma sonuçları

	Akut Su Kalitesi Kriteri (mg/L)	19/05/2003	28/05/2003	04/06/2003	10/06/2003	12/06/2003
TÇK	-	1100	750	890	660	600
Amonyak	-	<0,5	0,71	<0,5	<0,5	<0,5
Bakır	0,048	0,014	<0,01	0,006	0,004	0,004
Çinko	0,090	0,047	0,048	0,033	0,035	0,007

Bakır: Bakır numuneleri ham su ve konsantre akımdaki bakır konsantrasyonlarının karşılaştırılması amacı ile analiz edilmiştir. Aşağıdaki çizelgede konsantre akımdaki bakır değerlerinin ham su değerlerinden az miktarda da olsa daha yüksek olduğu görülmektedir (Çizelge 3.8).

Çizelge 3.8. Nehir suyundaki ve konsantre akımındaki bakır konsantrasyonlarının karşılaştırılması

Tarih	Nehir Suyundaki (Ham su) Bakır Konsantrasyonu (mg/L)	Konsantre Akımdaki Bakır Konsantrasyonu (Paçal Öncesi) (mg/L)
4/6/2003	0,004	0,006
10/6/2003	0,003	0,004
12/6/2003	0,003	0,004
28/5/2003	<0,01	<0,01
19/5/2003	0,003	0,014

Ulusal yönetmelikteki çözünmüş bakır konsantrasyonları 3,1 μg/L (kronik) ve 4,8 μg/L (akut) olarak belirlenmiştir. Pilot tesis verilerine bakıldığında konsantre akım değerlerinin bu değerlere yakınsadığı bazı durumlarda da geçtiği görülmektedir. Seyrelme faktörünün 1 olduğu düşünüldüğünde konsantre akımın bu hali ile su kalite standart limitlerini aşacağı düşünülmektedir. Yönetmeliklere göre bu durumda bir limit değeri uygulanması gerekmektedir. Kurumlar bu tip özel durumlar için kronik bir limit değeri konmasının anlamsız olduğunu düşünmektedir. Çünkü med cezir durumlarına bağlı olarak nehir hızı değişebilmekte ve seyrelme faktörü farklı değerler alabilmektedir.

Akut limitler belirlenirken yasa koyucu kurum bakırın sadece nehirden geldiğini, arıtma esnasında başka herhangi bir kaynaktan bakır ilavesi olmadığına dikkati çekmişlerdir. Özellikle RO prosesinin çalıştırıldığı senaryolarda konsantre akımındaki bakır miktarının arttığı görülmektedir. Bakır için konacak limitin nehirdeki bakır konsantrasyonunu aşmayacak şekilde olması gerekliliği vurgulanmıştır. Verilen izinde işletmenin ilk bir yılı boyunca her hafta numune alınarak konsantre

deşarjının bakır konsantrasyonunun giriş bakır konsantrasyonunu aşmaması gerektiği hükmü bulunmaktadır. Bir yılın sonunda, eğer alınan sonuçlar bakır konsantrasyonunun sürekli ve güvenli biçimde limit değerin altında kaldığı anlaşılırsa tesis işleticisi bakır numune sıklığının azaltılmasını talep edebilecektir. Ancak, analizler iznin yapısı değişmediği veya işletici kuruluş EPA'dan bu hususta bir yetkilendirme almadığı sürece devam ettirilecektir.

Toplam Kalıntı Klor: Membranların temizlenmesi aşamasında klorlanmış su kullanılmaktadır. İzinde eyalet su kalite standartları ile uyumlu biçimde limitasyon bulunmaktadır. Klorlama esnasında meydana gelen klor bileşikleri sucul yaşam için büyük tehdit oluşturabilmektedir. Maksimum konsantrasyon kriteri 13 μg/L iken ortalama değer 7,5 μg/L'yi aşamamaktadır. Seyrelme faktörünün 1 olması günlük maksimum limitin 13 μg/L olmasını gerektirmektedir. Deşarj kesikli olduğu için aylık ortalama bir değer belirtilmemiştir.

Toplam Çıkış Toksisitesi: Deşarj ile ilintili toksisite potansiyeline bağlı olarak, EPA yönetmelikleri uyarınca, izinde akut ve kronik toksisite limitasyonları ile izleme gereksinimleri mevcuttur (CFR, 1985). EPA'nın geliştirdiği toksisite kontrol politikasına göre arıtma tesisleri toksisite kontrollerini yapıp sertifikasyon almak zorundadır. Testlerin tipi ve sıklığı seyrelme faktörüne ve tesis tipine bağlı olan risklere göre değişkenlik göstermektedir. EPA ilkelerine göre seyrelme oranı 10:1'den küçük olan tesisler yılda en az dört adet toksisite testi yaptırmakla yükümlüdür. Ancak bu tesiste RO ünitesi yalnızca Temmuz-Kasım arası çalıştırıldığından dolayı bu sayı azaltılmıştır. Ancak tesisin çalışma düzeninde bir değişiklik meydana gelirse izin revize edilebilecektir. EPA ilkeleri uyarınca bu tip tesislerde biyolojik temelli LC_{50} deneyleri de yapılmaktadır. Bu tip testlerin avantajları aşağıda sıralanmıştır:

1. Kompleks bileşenlerden oluşan deşarjların içerdiği bilinen ve bilinmeyen türlerin yaratacağı etkiler bu metotlar ile daha kolay anlaşılabilmektedir.
2. Kirleticilerin deşarj sonrası biyo-uygunluk durumlarının tespiti açısından oldukça avantajlıdırlar.
3. Analitik metotların veya yasal kriterlerin eksikliğinin bulunduğu kirleticiler için karar verici organlara yardımcı olmaktadır.

Bu nedenle toksik kirleticilerin deşarjının kontrolünde bu tip testlerden yararlanmak faydalı sonuçlar doğurmaktadır. Bu nedenle izin kapsamında işleticinin, senede iki kez olmak üzere WET testlerini yapması istenmektedir. EPA'nın bölgeye özgü yönetmelikleri uyarınca her testte *Arbacia punctulata* ve *Menidia beryllina* türlerinin olması şart koşulmuştur. Bu izinde yer alan koşullara göre EPA'dan alınacak bir izin sertifikası ile testi yapılacak türlerin sayısında indirime gidilmesi mümkün olabilecektir. Bu kapsamda, gerçekleştirilecek 4 testin ardından sonuçlar incelenmek üzere EPA'ya gönderilebilir. EPA'dan alınacak izin ile sayıda indirime gidilebilir. Aksi durumda, izin kapsamında herhangi bir değişiklik yapılmadığı müddetçe testlerin sürekli olarak gerçekleştirilmesi gerekmektedir.

Balık Habitatı: Balık habitatının ve türlerin korunması bağlamında testler yürütülmesi izin kapsamında ele alınmıştır. Deşarj noktasında izlemesi yapılacak türler Çizelge 3.9'da sunulmuştur.

Çizelge 3.9. Deşarj noktasında izlenecek balık türlerinin listesi

Türler	Yumurta	Larva	Genç	Yetişkin
Pseudopleuronectes americanus	X	X	X	X
Scopthalmus aquosus	X	X	X	X
Hippoglossoides platessoides			X	X
Clupea harengus			X	X
Pomatomus saltatrix			X	X
Paralicthys dentatus		X	X	
Stenotomus chrysops	X	X	X	X
Scomberomorus cavalla	X	X	X	X
Scomberomorus maculates	X	X	X	X
Rachycentron canadum	X	X	X	X
Odontaspis Taurus		X		

Etkilerin Analizi: Tesisin işletimine bağlı olarak salınımı yapılacak kirleticilerin etkilerinin gözlenmesi için yapılacak analizler sucul organizmaların korunması bağlamında önem arz eder. Tuz deşarjı ortam koşullarına da bağlı olarak bir konsantre bulutu yaratabilir. Bu durum balıkların hareket alanını kısıtlayabilir ya da diğer sucul organizmalar için tolere edilemeyecek koşullar oluşturabilir. Tuzluluğun yanında nehir ham suyunda hali hazırda mevcut olan, bakır, kurşun, çinko ve arsenik gibi kirleticilerin konsantre halde deşarjı da sucul organizmalar için toksik olabilir. Bu durum klorlanmış suların deşarjı hususunda da geçerlidir.
Olası Etkiler Üzerinde EPA Görüşü:

1. Tuzluluk: Tesis her ne kadar yıl boyu nehirden su çekecek olsa da RO üniteleri yalnızca tuzluluğun yükseldiği Temmuz-Kasım ayları arasında çalıştırılacaktır. RO ünitelerinin çalıştırıldığı durumlarda su çekimi med zamanlarında yapılarak ham su tuzluluğunun bir miktar düşük olması hedeflenmektedir. Konsantre deşarjı ise tuzluluğun yüksek olduğu cezir zamanlarında yapılacaktır. Çünkü izin deşarjın yapıldığı andaki nehir tuzluluk değerini baz almaktadır. Bu nedenle nehirdeki tuzluluğun yüksek olduğu anda yapılacak deşarj ile izin şartlarına uyum kolaylaşacaktır. Bu durumda yapılacak deşarjların sucul organizmalar ve seçili balık türleri üzerinde ters bir etki yaratmaması beklenmemektedir.
2. Konvansiyonel olmayan kirleticiler: İzin kapsamında, bakır, kurşun, çinko, arsenik ve amonyak gibi kirleticilerin izlenmesi hükme bağlanmıştır. Deşarj izlemesi sonucunda bu kirleticilerin konsantrasyonunda sucul ortamı tehdit eden veya su kalite standartlarını ihlal eden durumlar görülürse EPA'nın izne müdahale ederek sayısal limitler eklemek suretiyle izni modifiye etme imkânı bulunmaktadır.

3. Klorlama: EPA bu tesisin eyalet su kalite kriterlerini ihlal edecek düzeyde klorlanmış su deşarj etme potansiyeli olduğuna hükmetmiştir. Bu nedenle, izinde klor için sayısal bir limit değeri konulmasına karar verilmiştir.

3.6.6. İzin sonuç değerlendirmesi

EPA verilen izin kapsamında getirilen yükümlülüklere uyulması durumunda alıcı ortam habitatının, sucul yaşamın ve balık türlerinin maruz kalacağı etkilerin minimum düzeyde olacağı kanaatindedir. EPA izninin yanında ham su alım yapısının tabi olduğu eyalet mevzuatlarının da doğal yaşamın korunmasına yardımcı olacağı düşünülmektedir. Bu mevzuatlara uyum su çekiminin meydana getireceği etkilerin minimizasyonunda önem arz etmektedir. Verilen bu izin sayesinde deşarj edilecek kirleticilerin etkilerinin minimize edilmesi beklenmektedir. Ancak, bu izne uyulmaması veya izne uyulsa dahi beklenmedik sonuçların ortaya çıkması nedeni ile habitatta ortaya çıkacak değişimler sonucunda iznin revize edilmesi söz konusu olabilir.

Federal yasalara göre herhangi bir aksiyon sonucunda federal-listelerde tanımlanan tehlike altındaki türlerin risk altına girmemesi gerekir. EPA'nın bilgisi dahilinde Taunton Nehrinde federal listelerde tanımlı tehlike altında bir tür bulunmamaktadır. EPA bu bilgiyi doğrulamak için NMFS ve USFWS kurumları ile informal müzakerelerde bulunmuştur. EPA Eyalet Su Kalite Kontrol Ajansının tetkiki bitmeden izin düzenleme yetkisine sahip değildir. MassDEP'in tetkikini tamamlamasının ardından EPA, hazırlanan iznin ve getirilen yükümlülüklerin alıcı ortamın korunması adına yeterli olduğunu bildirmiştir. EPA yaptığı bu bildirimin arkasından iznin MassDEP tarafından sertifikalandırılmasını beklemektedir.

Bu iznin uygun olmadığını düşünen tüm kişi ve kurumların, savlarını doğrulayacak tüm dokümanlar ile EPA Massachusetts ofisine yasal süre dahilinde başvurmaları gerekmektedir. Bu süre en az 30 gündür. Bu süre dahilinde yapılan tüm önemli başvurular ve cevapları EPA Massachusetts bölge sorumlusu tarafından EPA Boston ofisine gönderilmelidir. İznin kesinleşmesinden sonra iznin final halini EPA başvuru sahiplerine göndermektedir. Başvuru sahibi iznin final halini inceledikten sonra iznin tekrar gözden geçirilmesi talebi yapabilir. Ancak bu talep ilgili mevzuat hükümlerinde bulunan şartlar yerine getirilmeden yapılamaz.

3.7. Genel Değerlendirme ve Çözüm Önerileri

Her ne kadar desalinasyon prosesleri potansiyel olarak içme ve kullanma suyu üretiminde temiz bir seçenek olarak görülse de konsantre atıkları önemli bir çevresel sorun olarak karşımıza çıkmaktadır. Bunun ana nedenleri, ön arıtımda kullanılan kimyasalların kalıntısı, sıcaklık ve yüksek tuz içeriğidir. Endüstriyel atıksuların arıtımında ortaya çıkan konsantre akımlar ise içinde bulunabilecek ağır metaller (bakır, nikel, demir, krom, çinko), mikrokirleticiler ve diğer toksik/kirletici bileşenler açısından çevresel açıdan ciddi risk oluştururlar. Genellikle konsantre akımların karakteristikleri ham su, ön arıtımda uygulanan teknikler ve uygulanan desalinasyon prosesine bağlı olarak değişkenlik göstermektedir. Bu bağlamda, konsantre akımların kendine özgü doğası nedeni ile farklı deşarj içeriklerinin mevzuatlar kapsamında ele alınması kritik önemdedir. Bu noktada uluslararası alanda görülen iki yaklaşım bulunmaktadır. Bir tanesi mevcut yönetmelikler içinde tuzluluk, sıcaklık ve diğer spesifik kirleticilere yönelik parametrelerin konsantre akımlar göz önünde bulundurularak revize edilmesi iken, bir diğeri proje spesifik izinlerin verilmesidir.

3.7.1. Yasal mevzuatların hazırlanmasında ele alınacak temel kıstaslar ve spesifik parametreler

Türkiye'de ÇKS sistemine geçiş aşamasında bulunulmasından dolayı halihazırda konsantre akımların düzenlenmesi adına yasal bir boşluk bulunmaktadır. Bu boşluğun deşarj limiti bazlı mevzuatlar ile doldurulması geçiş aşamasında anlamlı ve hızlı bir seçenek olabilir. Ancak, bu tip bir mevzuat yürürlüğe konurken konsantre akımların doğası gereği sahip oldukları karakteristikler dikkate alınmalıdır. Örneğin, deniz suyu desalinasyonu yapan bir tesiste konsantre akımın özellikleri su geri kazanım değerine göre tüm parametreler için belirli bir aralıkta salınmakta olup tahmin edilebilir niteliktedir. Ayrıca konsantre akımın deşarj edileceği nokta yeniden deniz olduğu için alıcı ortam parametreleri (hidrodinamik modelleme ile belirlenecek seyrelme hesapları ve endemik flora/fauna hariç) sabit olarak alınabilmektedir ve tahmin edilebilir yapıdadır. Bu senaryo için deşarj kriteri konulması teknik olarak daha kolaydır. Ancak bu durum sadece deniz suyu için geçerlidir. Acı suların desalinasyonu ve endüstriyel atıksuların arıtılması ise çok daha karmaşık hususlardır. Acı sular tuz konsantrasyonu oldukça değişken (yaklaşık 1.000-35.000 mg/L) su kaynakları olup diğer su kalitesi parametreleri de kaynağa bağlı olarak önemli değişimler göstermektedir. Endüstriyel atıksular kirletici parametrelerin çeşitliliği ve konsantrasyonlarının değişkenliği bakımından en farklı atıksu tipidir. Bu nedenle, iki su kaynağının karakterizasyonu da genellikle öngörülemez yapıdadır. Ham su kaynaklarının bu denli değişken olduğu durumlara bir de membran tipi ve su geri kazanım oranına bağlı olarak değişen konsantre akım karakteristikleri de eklenince oluşan problem matrisi çok karmaşık bir durum arz etmektedir.

Yukarıda vurgulanan hususlardan ötürü ÇKS bazlı uygulamanın olmadığı durumlarda deşarj bazlı kriterler üzerinden bir mevzuat uygulamak teknik kısıtlar ve uygulama zorlukları bağlamında çetin bir süreçtir. Mevzuatın öngöreceği yasal yükümlülüklerin teknik olarak uygulanabilir ve maliyetler açısından karşılanabilir olması mevzuatın atıl kalmayıp gerçekten işler bir hale bürünmesi adına gereklidir. Konsantre yönetiminin çevresel ve ekonomik hassasiyetlerin dikkate alınarak sürdürülebilir yapıda tasarlanması kritik derecede önemlidir.

Bu kapsamda çevre dostu konsantre yönetim modelleri oluşturulurken ele alınması gereken temel kıstaslar (A) ve spesifik parametreler (B) aşağıda verilmiştir:

A: Temel kıstaslar:

- Konsantre hacmi ve akımdaki kirletici bileşenleri (kirletici yükü)
- Coğrafi lokasyon ve deşarj noktasının uygunluğu
- Toplumsal tereddütlerin giderilmesi
- İlk yatırım ve işletme maliyetlerinin fizibilitesi

Konsantre hacmi, alıcı ortama verilen konsantredeki kirleticilerin derişimi ile birlikte değerlendirildiğinde kütlesel taşınımı da ifade ettiği için, deşarj edilen kirletici yükünün belirlenmesi açısından önem arz etmektedir. Kirletici yükünün az ya da çok olması, konsantre deşarj stratejisinin (direkt deşarj, paçal deşarj vb.) belirlenmesinde kilit rol oynamaktadır. Deşarjın gerçekleşeceği bölgedeki coğrafi özellikler (iklim, arazi kullanımı, su kaynakları, zemin yapısı vb.) ve deşarj noktasının uygunluğu, desalinasyon ya da endüstriyel atıksu arıtımı amaçlı membran tesisinin yerinin belirlenmesinde önemli olduğu kadar, oluşan konsantre akımının verileceği noktanın doğru tespit edilebilmesi açısından da önem taşımaktadır. Bu hususun açıklığa kavuşması, konsantre akımının deşarjında bölge sakinlerinin halk sağlığı konusundaki tereddütlerinin de giderilmesi açısından

isabetli olacaktır. Konsantre yönetim alternatifleri proje aşamasında değerlendirilerek belirlenmeli, bu alternatifler toplam ilk yatırım ve işletme maliyeti hesaplarına dahil edilmelidir.

B: Spesifik parametreler:

- Konvansiyonel kirleticiler ve mikrokirleticiler
- Tuzluluk, sıcaklık ve yoğunluk
- WET sonuçları
- Kimyasallar (temizlik kimyasalları, antiskalantlar, antikorozifler)
- Korozyon sonucu tesis metal aksamından gelen metal içeriği
- Seyrelme ihtiyacı
- Ön arıtmada MF/UF kullanımının desteklenmesi

Gerek direkt deşarj edilsin gerekse arıtılan atıksu ile paçal yapılarak deşarj edilsin, konsantre akımdaki konvansiyonel kirleticiler ve mikrokirleticilerin tespit edilmesi gerekmektedir. Atıksu içerisinde rutin olarak yapılan konvansiyonel analizler yanında mikrokirletici analizlerinin de yapılması uygun olacaktır. Bu tespitler, konsantre deşarj/bertaraf yöntemlerinin alıcı ortamda oluşturabileceği tehditlerin belirlenmesi ile bu durumlarda alınacak önlemlerin (konsantre geri kazanımı, hedeflenen seyrelme ihtiyacına ulaşmak için farklı paçal alternatifleri vb.) hayata geçirilmesi için önem arz etmektedir. Özellikle konsantre akımına ait tuzluluk, yoğunluk ve sıcaklık değerleri; deşarj sonrasında alıcı ortamda akımın düşeydeki hareketinin (batma, yüzme, askıda kalma) tespit edilmesine olanak sağlayacaktır. Ayrıca sıcaklık parametresi, deşarj edilen alıcı ortamdaki çözünmüş oksijen konsantrasyonu değişimine sebep olabileceği göz önünde bulundurulmalıdır. WET sonuçları alıcı ortamda toksik anlamda olası akut ve kronik etkilerin anlaşılmasını sağlayacaktır. Membran işletimi sırasında kullanılan kimyasalların ve metal borulardan kaynaklanan korozyon sonucu metal içeriğinin konsantre akıma karışması, deşarj sonrasında alıcı ortama metal içeriği ve kimyasal yüklerin verilmesine neden olmaktadır. Tüm bu etmenler kütle dengesi bazında değerlendirilirse, mevcut seyrelme ihtiyacının karşılanması ve alıcı ortam biyotasının bu durumdan nasıl etkilendiği ile ilgili net bilgilerin ortaya konmasına imkân tanıyacaktır ve olumsuz durumlarda acil aksiyon alınması mümkün olacaktır. RO tesislerinde etkili ön arıtma bulunmadığı taktirde, temizlik prosedürleri daha sık frekanslarda uygulanmaktadır. Bu durum hem membran ömrünün azalmasına hem de kimyasal tüketimlerinin artmasına neden olmaktadır. RO prosesi öncesinde en etkili ön arıtma seçeneklerinden birisi olan MF/UF prosesi uygulaması ile temizlik frekansı azaltılarak, yoğun kimyasal tüketiminin önüne geçilebilir. Bu durumda, su geri kazanım tesislerindeki yıkama ve temizlik suları da konsantre ile birlikte deşarj edildiği için, konsantre akımın içerdiği kimyasal yükler de azalacaktır.

3.7.2. Yasal mevzuatların hazırlanmasında ele alınacak ana çevresel etkiler

- Mevcut bilgilere dayanarak, tuzluluğun belirli bir düzeye kadar artışının deşarj çevresindeki alıcı sularda deniz biyotası için problem oluşturmayabileceği söylenebilir.
- Konsantre akımı, arıtılmış kentsel veya endüstriyel atıksu ile karıştığı zaman, konsantrenin kentsel atıksu bileşenleri ile kimyasal/fiziksel etkileşimleri dolayısıyla deşarj bölgesinde toksik etki oluşturma potansiyeli mevcuttur. Deşarj edilen alıcı ortamda bir toksik etki oluşuyorsa, paçal dolayısıyla toksik bileşenlerin adsorpsiyon, redüksiyon, oksidasyon vb. nedenlerle maskelenmesi nedeniyle geleneksel WET test metotları sonuç vermeyebilir. Ancak gerçekte mevcut olan ve sürekli ortama verilen toksik bileşenler, su kolonunda veya sedimentte zamanla birikeceğinden alıcı ortam biyotasına zarar verecektir. Böyle bir durumda,

toksisiteye neden olan etmenler her bir akım ve paçal akım için ayrı araştırılmalı ya da paçal harici diğer konsantre bertaraf alternatifleri değerlendirilmelidir.
- Deşarj edilen atıksu ve alıcı ortamların her ikisinin de çevresel etkilerini izleyen bir program gereklidir. Atıksuların laboratuvar toksisite testlerinde yerli türler çalışmalara dahil edilmelidir. Alan izleme, bentik topluluğun durumunun analizini içermeli ve ilgili değişiklikleri saptamak için yeterli istatiksel güce sahip bir çalışma tasarımı kullanmalıdır.

3.7.3. Denize yapılacak deşarjlar için hazırlanacak yasal mevzuatlarda dikkat edilmesi gereken unsurlar

Konsantre yönetim stratejileri temel olarak üçe ayırabilir:

- Konsantre minimizasyonu: Minimizasyon stratejileri, termal ve membran tabanlı olarak uygulanabilmektedir. Bunların yanında bir takım yenilikçi teknolojiler de son yıllarda dikkat çekici hale gelmeye başlamıştır.
- Doğrudan bertaraf: Doğrudan bertaraf stratejileri kıta içi ve deniz tabanlı çözümleri içerir.
- Doğrudan geri kullanım: Geri kullanım ise mineral, değerli hammaddeler ve tuzların geri kazanılması temeli üzerine konumlandırılır.

- Yapılacak deşarj stratejileri bu üç ana başlıkta toplanmakta iken, dikkat edilmesi gereken bir takım detay unsurlar aşağıda vurgulanmıştır:

- Bölgeye özgü olarak farklı deşarj stratejileri kullanılabilir. Alternatif çözümler içeren deşarj stratejisi kurgulanmalıdır.
- Difüzör dağıtıcı yoğun deşarjlarda yüksek seyrelme sağlar. Bu teknoloji sadece tuzlu su içeren yeni deşarjlarda tercih edilmektedir.
- Deşarj bölgesi seçiminde adveksiyon ve çevresel karışıma uygun deşarj bölgeleri tercih edilebilir.
- Çevresinde batimetrik çöküntüler veya bariyerler olan deşarj bölgelerinde batan deşarj bulutundan kaçınılmalıdır.

3.7.4. Denize yapılacak deşarjlar için hazırlanacak yasal mevzuatlarda ele alınacak temel düzenleyici yaklaşım

- Yüzen deşarj bulutları ile sonuçlanan karıştırılmış konsantre deşarj sistemleri için atıksu limitlerinin belirlenmesi ve izlenmesi için mevcut düzenleyici çerçeve yeterlidir.
- Batan deşarj bulutları için revize edilmiş düzenleyici çerçeveye ihtiyaç vardır. Bu çerçeve düzenleyici karışım bölgesinin revize edilmiş tanımını ve bir izleme alanı bileşenini içermelidir.
- Düzenleyici karışım bölgesi yakın alanı içermelidir.

3.7.5. Denize yapılacak deşarjlar için hazırlanacak yasal mevzuatlarda ele alınacak temel deşarj modeli ve seyrelme hesabı

- Saha yakınında deşarj bulutu dinamiğini tanımlamak için deterministik proses tabanlı modeller kullanılmalıdır. Bu modeller kalibre edilmeli ve doğrulanmalıdır.

- Saha yakınında seyrelme hesabı ya literatürde bulunan test edilmiş yarı ampirik denklemler ya da varsayımlara dayanan integral matematiksel modeller kullanılarak yapılmalıdır. Karmaşık difüzör geometrisi için fiziksel modellemeye ihtiyaç duyulabilir.
- Yoğun deşarjların saha yakınındaki seyrelmelerinin hesaplanmasında, ölçülü varsayımlar yapılmalıdır. Okyanus akıntıları seyrelmeyi arttırmaz ve deniz tabanı yataydır. Dolayısıyla sürekli aynı bölgeye deşarj etmeye bağlı olarak ortamda biriken yoğun deşarjların saha yakınındaki seyrelmeleri azaltma ihtimalinin hesaba katılması gerekir.
- Özel biyolojik önemi olan alanlara (RAMSAR alanı, milli parklar, doğal koruma alanları vb.) deşarjdan kaçınılmalıdır.

3.7.6. Denize yapılacak deşarjlar için hazırlanacak yasal mevzuatlar için araştırılması gereken temel unsurlar

- Yerel türler ile ilgili hassas yaşam evrelerinde tuzluluk artışının kronik etkileri ve ölüm etkileri üzerine ilave araştırma yapılması gerekmektedir. Batan deşarj bulutuna maruz kalma olasılığı bulunan bentik türlerin üzerindeki etkilere daha çok vurgu yapılmalıdır.
- Proseslerde kullanılan ve konsantrede kalan kimyasal maddelerin potansiyel ekolojik riski ile tuzlu su ve kentsel/endüstriyel atıksular arasındaki potansiyel etkileşimleri değerlendirmek için mevcut toksikoloji verisi yetersizdir.
- Yüksek hız difüzörlerinin yarattığı türbülansın planktonlar üzerindeki etkilerini araştırmak için çalışmaların yapılmasına ihtiyaç vardır. Deniz organizmalarının serbest akışlı türbülans kuvvetine karşı direnci ile ilgili sonuçlar, laboratuvar testleri ve hesaplamalı akışkanlar dinamiği (CFD) modellemesi ile daha önceden hidroelektrik türbinlerine uygulanan difüzör sistemlerine ait saha çalışmaları verileri birleştirilerek elde edilebilir.

3.7.7. Uluslararası yasal mevzuat özeti

- Avrupa Birliği (AB) yönergeleri küresel ölçekteki ülke-spesifik regülasyonların oldukça sınırlı olduğunu vurgulamaktadır. Ayrıca, AB direktiflerine bakıldığında doğrudan bir konsantre yönetim planı olmayıp konsantre yönetimine atıf yapan direktifleri bulunmaktadır. İlgili direktifler aşağıda sıralanmıştır:

  - Yenilenebilir Enerji Kaynakları Direktifi (RES)
  - İçme Suyu Direktifi (DWD) (Su Kalite Kriterleri)
  - Su Çerçeve Direktifi (WFD) (Su Alım ve Deşarj)
  - Çevre Etki Değerlendirme Direktifi (EIA)

- Desalinasyon geleneğinin çok eski olduğu Arap Yarımadasında spesifik yönetmeliklerin eksikliği vurgulanarak bu bölgede doğrudan hiçbir yönetmeliğin olmadığı ve deşarjlar için bir arıtım uygulanmadığı bildirilmiştir (Hashim ve Hajjaj, 2005). Ayrıca Arap Yarımadasında olabilecek bazı lokal mevzuatların erişimine dil engeli nedeniyle ulaşım mümkün olmamaktadır. Buna ek olarak, Arap Yarımadası ve Akdeniz'in bazı bölgelerinde spesifik kıyılarda gerçekleşen buharlaşma oranlarının tuzluluk artışına verdiği katkının yanında desalinasyon konsantrelerinin oluşturduğu tuzluluk artışının önemsiz kaldığı vurgulanmıştır (Latteman, 2010). Bu durum konsantre yönetiminin bu bölgedeki zayıflığının sebeplerinden bir olarak gösterilebilir. Aynı zamanda bu durum deşarj bölgesine ait lokal özelliklerin konsantre arıtımındaki önemine güzel bir örnek teşkil etmektedir.

- Benzer durum Güney Afrika içinde geçerli olup konsantre yönetimini ele alınan spesifik bir mevzuat bulunmamaktadır (Swartz vd., 2006).
- İsrail'de Akdeniz için Çevre Kalite Standartları mevzuatı bulunmaktadır. Bu mevzuat deniz suyu desalinasyon konsantre atıklarına da atıf yapmaktadır. Ancak, çıkış yapıları için BAT (Best Available Technologies) başlığı da olan bu yönetmelikte de deşarj standartları mevcut değildir.
- ABD konsantre yönetimi konusunda en çok çaba gösteren ülke konumundadır. Özellikle Kaliforniya eyaleti konsantre atıkların arıtılmasında öne çıkmaktadır. EPA 2010 senesinden sonra konsantre yönetimi konusunda daha ilgili hale gelmiştir.
- Avustralya İçme Suyu Mevzuatı (ADWG) ve İsrail İçme Suyu Mevzuatlarında tuzsuzlaştırılmış suyun kriterleri dahi bulunmamaktadır. Bu durumun su kalitesi yönetmeliklerine paçal sonrasında tabi olunduğu için kaynaklandığı düşünülmektedir.
- Litaratür genel olarak değerlendirildiğinde konsantre akımların deşarjında yüzeysel su kaynaklarının bulunmadığı durumlarda ana öneri kanalizasyon deşarjdır. Bunun teknik, bürokratik veya mali sebeplerle mümkün olmadığı durumlarda ikinci opsiyon olarak buharlaştırma havuzu seçeneği, üçüncü opsiyon olarak ise derin kuyu deşarjı öne çıkmaktadır.
- Deşarj için uygun yüzeysel su kaynakları mevcut ise deşarjın ilk etapta buraya yönlendirilmesi mali açıdan en tercih edilebilir opsiyondur. Ancak, bu noktada her geçen gün sıkılaşan yönetmeliklerin yüzeysel sulara deşarj opsiyonunu daha maliyetli hale getirebileceği unutulmamalıdır.
- Konsantre akımların nihai bertarafı için oluşturulacak mevzuatın, sektörü sıfır sıvı deşarjı (ZLD) yaklaşımına sevk etmesi önem arz etmektedir. ZLD ile alakalı teşvik edici düzenlemeler hazırlanması ve sektörün ZLD hedeflerine ulaşması ile günümüz bilimsel ve teknik olanakları çerçevesinde uzun vadede en problemsiz ve çevre dostu yaklaşımın ZLD seçeneği olduğu söylenebilir. Ancak, bu noktada ZLD seçeneğinin termal proseslere dayandığı ve enerji kaynağı olarak fosil yakıtları tükettiği düşünüldüğünde, ZLD seçeneğinin CO_2 emisyonu tabanlı oluşturacağı çevresel sorunlar tehdit oluşturmaktadır. ZLD seçeneğinde kullanılan termal proseslerin tahrik gücünün yenilenebilir enerji kaynakları ile karşılanabilmesi yönündeki çalışmaların sonuç vermesi ile bu noktada da gelişmelerin sağlanacağı düşünülmektedir.
- Konsantre akımlar için konulacak mevzuatların proje spesifik olması gerekliliğinin altı bir kez daha çizilmelidir. Genel geçer deşarj standartlarının konulması halinde ya uyulması çok zor ve bazı tesisler için gereksiz olacak katı standartlar yürürlüğe girecek ya da bazı tesislerin konsantre akımları için yetersiz kalacak daha rahat yönetmelikler uygulanacaktır. Her iki durumda arzu edilen sonuçlara ulaşmaktan uzak kalabilecektir. Bu nedenle, deşarj kriterleri konulmasının düşünüldüğü durumlarda yerel kurumlara (il müdürlüğü ve/veya belediye) yetkilendirme yapılarak kendilerine özgü yönetmelik hazırlamalarının önü açılabilir. Spesifik durumlarda ve yasanın öngörmediği haller meydana geldiğinde yerel kurumların belirli bir düzenleyici yetkiyi ellerinde bulundurması gelecekteki sorunların çözümü noktasında anahtar bir rol üstlenebilir. Yurtdışı örneklere bakıldığı zaman yerel otoritelerin bölgeye özgü dinamiklere daha hâkim olduğu, bu nedenle yetkilendirilmelerinde yarar bulunduğunun vurgulanması özellikle dikkate alınmalıdır.
- Son olarak, uluslararası mevzuata genel olarak bakıldığında konsantre bertarafı için ya yasal yönetmeliklerin olmadığını ya da mevcut yönetmelikler üzerinden proje spesifik uygulamalar yapıldığı tespit edilmiştir. Küresel ölçekte konsantre akımların bertarafı ile ilgili en kapsamlı

yasal altyapıya ABD sahiptir. Mevcut durumun anlaşılması için yasal yönetmelik konusunda en yetkin ülke olan ABD'nin durumu Çizelge 3.10'da özetlenmiştir. ABD konsantre yönetimi hususunda mevcut Federal yasalar kapsamında (Çizelge 3.10) hareket etmektedir. Proje izinleri ise yetkilendirilmiş Eyalet Çevre Koruma Büroları tarafından verilmektedir. Konsantre deşarjı ile ilgili tabi olunan tüm yükümlülükler proje spesifik olarak düzenlenmektedir. Federal ve Eyalet yasalarında konsantre akımların deşarjı ve bertarafı için genel geçer hükümler bulunmamaktadır. Tesislerin uyacağı tüm limitler ve yerine getirmesi gereken yükümlülükler izin aşamasında tespit edilmektedir. İzin aşamasındaki ana yetkili ise lokal Çevre Koruma Ajansıdır. Bunun Türkiye'deki karşılığı Belediyeler ile Çevre ve Şehircilik Bakanlığı ve İl Müdürlükleri olmaktadır.

Çizelge 3.10. Konsantre akım yönetiminde ABD Federal Mevzuat özeti

Bertaraf Seçeneği	Konsantre Deşarj İzni Hazırlanırken Temel Alınacak Çatı Yasalar						
	CWA[*]	*SDWA*[*]	*HMTA*[*]	*RHA*[*]	*NEPA*[*]	*ESA*[*]	*RCRA CERCLA TSCA*[*]
Yüzeysel Sulara Deşarj	X			X	X	X	
Okyanus Deşarjı	X			X	X	X	
Derin kuyu Deşarjı		X					X
Buharlaştırma Havuzları			X		X		X
Arazi Uygulamaları	X		X		X	X	X
Geri Kullanım ve Paçal	X						

[*]**Kısaltmalar:**
CWA: Temiz Su Yasası (Clean Water Act)
SDWA: Güvenli İçme Suyu Yasası (Safe Drinking Water Act)
HMTA: Tehlikeli Maddelerin Taşınımı Yasası (Hazardous Materials Transportation Act)
RHA: Nehirler ve Limanlar Yasası (Rivers and Harbors Act)
NEPA: Ulusal Çevre Politikası Yasası (National Environmental Policy Act)
ESA: Tehlike Altındaki Türler Yasası (Endangered Species Act)
RCRA: Kaynak Koruma ve Geri Kazanım Yasası (Resource Conservation and Recovery Act)
CERCLA: Kapsamlı Çevresel Müdahale, Telafi ve Yükümlülük Yasası (Comprehensive Environmental Response, Compensation, and Liability Act)
TSCA: Toksik Maddelerin Kontrolü Yasası (Toxic Substances Control Act)

BÖLÜM 4

ATIKSU GERİ KAZANIM UYGULAMALARINDA MEMBRAN KONSANTRE ARITIMI VE HACİM AZALTMA YÖNTEMLERİ

4. ATIKSU GERİ KAZANIM UYGULAMALARINDA MEMBRAN KONSANTRE ARITIMI VE HACİM AZALTMA YÖNTEMLERİ

4.1. Giriş

Nüfus artışı ve yaşam standardının artmasıyla birlikte su ihtiyacı da global olarak artmaktadır. Bu artış insani kullanım, tarım ve endüstriyel kullanımı içermektedir. Su ihtiyacı mekansal olarak değişmekle birlikte, özellikle sahil yakınlarında kurulan şehirlerde artan nüfus nedeniyle, su ihtiyaçları artık konvensiyonel kaynaklarla karşılanamamaktadır. Yağmurların düzensizliği ve bazen uzun süren kuraklık bu durumu daha da kötüleştirmektedir. Ayrıca iklim değişikliğinin artacağı ve bu nedenle su kaynaklarının daha da azalacağı tahmin edilmektedir.

Su kaynaklarının azalmasına karşı en önemli tedbir ise su kaynaklarının korunması ve yeni su kaynaklarının aranmasıdır. Özellikle deniz kenarında bulunan şehirler için en önemli alternatif su kaynağı deniz suyunun tuzsuzlaştırılmasıdır. Okyanuslar dünya yüzeyinin yarısından fazlasını kaplamakta ve yer kürenin su kaynaklarının da %97'sini içermektedir. Fakat yüksek tuz içeriği insani kullanımı sınırlamaktadır. Dolayısıyla deniz suyunun insani, tarım ve endüstriyel kullanımı için tuzsuzlaştırılması gerekmektedir. Tuzsuzlaştırma için gerekli enerji fazla olmakla birlikte çalışmalar devam etmektedir. Deniz suyundan ters osmoz (RO) prosesiyle su geri kazanım oranı yaklaşık %50 olup, konsantre deniz suyu üretilmektedir.

Polimer membran materyal ve teknolojisindeki son zamandaki gelişmeler nedeniyle basınç sürücülü desalinasyon prosesi en çok tercih edilen proses olmuştur. Dolaysıyla, neredeyse bütün yeni kurulan büyük ölçekli deniz suyu desalinizasyon tesislerinde membran teknolojileri kullanmaktadır. Genel olarak mikro ve ultra filtrasyonlar ön arıtım amacıyla kullanılmakta ve sonrasında farklı RO membranları kullanılmaktadır. Deniz suyu RO desalinizasyon tesislerinde su geri kazanım oranı yaklaşık %50 olarak kabul edilirse, deniz suyundan iki kat daha yoğun konsantre üretilmektedir.

Deniz suyu, acı su ve atıksu karakteristikleri önemli ölçüde farklı olduğundan oluşacak konsantrenin de içeriği oldukça farklı olacaktır. Deniz suyu tipik olarak 33.000-37.000 mg/L toplam çözünmüş madde (TDS) içermektedir. Farklı denizlere ait su karakterizasyonları ise Çizelge 4.1'de verilmiştir. Deniz suyunun tuzluluğu buharlaşma ve donma ile artmakla birlikte, yağmur ve buzların erimesiyle azalmaktadır (Ladewig ve Asquith, 2012). Acı su içeriği ise deniz suyuna kıyasla çok daha değişken olup, lokasyona bağlı olarak acı yeraltı suyunun TDS konsantrasyonu birkaç yüz ile birkaç bin mg/L arasına olabilir. Örnek olması amacıyla, Çizelge 4.2'de Abu Dabi'de bulunan üç tesise ait su içeriği sunulmuştur. Deniz suyu, acı yeraltı suyu ve endüstriyel sularda ortak bulunabilecek organik madde ve metaller oluşan konsantrenin kompozisyonunu etkilemektedir.

Çizelge 4.1. Deniz suyunda başlıca iyon konsantrasyonlarının değişimi (mg/L) (Ladewig ve Asquith, 2012)

İyon	Dünya Çapındaki Ortalamalar	Akdeniz	Wonthaggi (Avustralya)
Klorür	18.980	21.000-23.000	20.200
Sodyum	10.556	10.945-12.000	11.430
Sülfat	2.649	2.400-2.965	2.910
Magnezyum	1.272	1.371-1.550	1.400
Kalsiyum	400	440-670	420
Potasyum	380	410-620	490
Bikarbonat	140	120-161	----
Bromür	65	45-69	62
Borat	26	-----	----
Stronsiyum	13	5-7,5	7,6
Florür	1	1,2-1,55	0,9
TDS	34.482	38.000-40.000	----

Çizelge 4.2. Üç farklı desalinasyon tesisine beslenen acı suda başlıca iyon konsantrasyonlarının değişimi (mg/L) (Ladewig ve Asquith, 2012)

İyon	Al Wagan	Al Qua'a	Um Al-Zumood
Sodyum, Na^+	741,59	451,13	2.482
Kalsiyum, Ca^{2+}	146,31	162,36	456,40
Magnezyum, Mg^{2+}	112	104	194
Potasyum, K^+	28,46	27,24	110,1
Klorür, CI^-	3.827	6.213	9.443
Fosfat, P^{3-}	-	0,14	-
Nitrat, NO_3	8,99	1,57	12,70
Sülfat, SO_4^{2-}	539,22	394,38	1.746

4.2. Su Geri Kazanım Oranı Ve Konsantrenin TDS İçeriği

Su geri kazanım oranı oluşan konsantentre akımının miktar ve içeriğini belirlemektedir. Denklem 1'de su geri kazanım oranı, R, hesaplanması için formül verilmiştir;

$$R = \frac{Q_P}{Q_F} = \frac{Q_P}{Q_C + Q_P} \quad (1)$$

Burada QP ürün suyu debisini, QF besleme suyu debisini ve QC de konsantre atıksu debisini göstermektedir. Geri kazanım birçok parametreye bağlı olup, en önemlileri;

- Kullanılan membran prosesine,
- Her bir basınçlı kaptaki membran sayısına,
- Membran geçiş sayısına ve her bir geçişteki aşama sayısına,

- Kullanılan membrana,
- Giriş suyu özelliğine,
- İstenilen ürün suyu kalitesine (Ladewig ve Asquith, 2012).

Örnek olarak acı yer altı suyunun tuz içeriği çok yüksek olmadığından, konsantredeki tuzların doygunluk değerlerine ulaşılmadan yüksek derecede konsantre edilebilirler ve bu nedenle su geri kazanım oranı da yüksek olmaktadır. Bu nedenle de acı sularda ters osmoz prosesinde su geri kazanım oranları %65-90 arasında iken, deniz suyunda su geri kazanım oranları %40-65 arasındadır. Su geri kazanım oranının bilinmesiyle birlikte konsantredeki TDS içeriği aşağıdaki formül kullanılarak hesaplanabilir (Ladewig ve Asquith, 2012):

$$\mathrm{TDS_{konsantre}} = \mathrm{TDS_{besleme}}\left(\frac{1}{1-\mathrm{R}}\right) - \frac{\mathrm{R\ x\ TDS_{Ürün\ suyu}}}{100(1-\mathrm{R})} \quad (2)$$

Genel olarak $\mathrm{TDS_{ürün\ suyu}}$ konsantrasyonu oldukça düşük olup, yaklaşık sıfır alınabilir. Bu durumda;

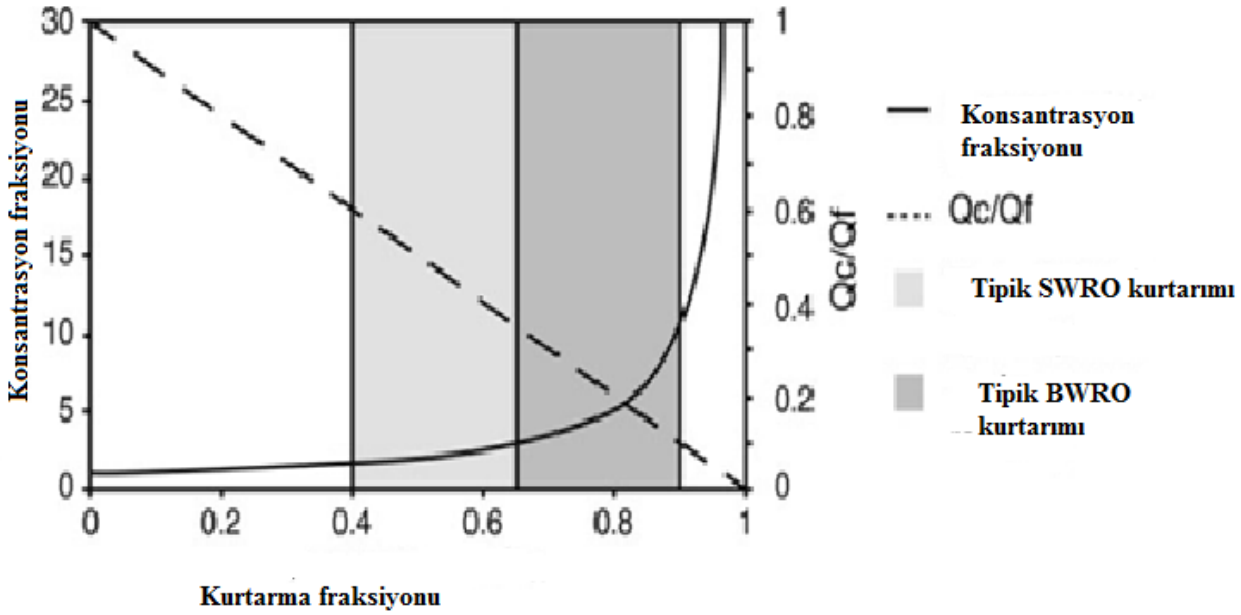
$$\mathrm{TDS_{konsantre}} = \mathrm{TDS_{besleme}}\left(\frac{1}{1-\mathrm{R}}\right) \quad (3)$$

Oluşan tuzlu suyun konsantrasyon faktörü ise konsantre ve besleme konsantrasyonlarının oranı olup, aşağıdaki gibi verilir:

$$\mathrm{CF} = \frac{\mathrm{TDS_{Konsantre}}}{\mathrm{TDS_{besleme}}} = \left(\frac{1}{1-\mathrm{R}}\right) \quad (4)$$

Örnek olarak, bir tesiste su geri kazanım oranı %90 ise, konsantrasyon faktörü 10 olacak, yani giriş suyuna kıyasla konsantredeki bileşenlerin konsantrasyonu 10 kat yüksek olacaktır. Dolayısıyla membrandan ekstrakt edilen su miktarı arttıkça konsantre hacmi azalmakta, fakat konsantredeki tuz içeriği artmaktadır. Su geri kazanım oranıyla konsantrasyon faktörü arasındaki ilişki Şekil 4.1'de sunulmuştur. Su geri kazanım oranı %100'e yaklaştıkça konsantrasyon faktörü de ani bir şekilde artmakta, fakat hacimsel olarak, Qc/Qf liner olarak azalmaktadır. Dolayısıyla Şekil 4.1, erişilebilecek konsantrasyon ve yönetilebilecek konsantre hacmini belirlemek için faydalı bir kıyaslama sunmaktadır.

Konsantre yönetimi açısından, bazı bertaraf yöntemleri düşük hacimli ve yüksek konsantrasyonlu sular için daha uygunken, bazıları için yüksek hacimli düşük konsantrasyonlu sular için daha elverişlidir. Dolayısıyla tesis performans ve uygunluğu arasında bir denge vardır. Yüksek su geri kazanımı istenen tesislerde oluşan yüksek konsantrasyona sahip konsantrelerin bertaraftı için güvenli ve çevre dostu seçeneklerinin belirlenmesi gerekmektedir, aksi taktirde su geri kazanım oranın sınırlı tutulması gerekebilir.



Şekil 4.1. Artan geri kazanım oranıyla konsantrasyon faktörü ve konsantre hacminin ilişkisi. (Taralı alanlar tipik deniz suyu ve acı su ters osmoz prosesleri için geri kazanım oranlarını temsil etmektedir.)

Ayrıca, farklı teknolojilerle %100 su geri kazanımı ve sıfır sıvı atık deşarjı (ZLD) ulaşılabilir bir hedeftir. Konsantre suların tekrar bazı proseslerden geçirilmesiyle yüksek su geri kazanımları elde edilebilir. Yüksek su geri kazanım teriminin tanımı değişken olmakla birlikte, acı su için >%90 su geri kazanım değerlerine ulaşılabilir. Tuzlu suyun tekrar arıtımı ve su geri kazanımının arttırılması için birçok metot olmakla birlikte, amaç çözünürlüğü az olan tuzların veya diğer kirleticilerin bir şekilde kontrolü ve bunların sistemden giderilerek su geri kazanım oranının yükseltilmesidir.

4.2.1. Örnek vaka

Al Wagan Acı su RO geri kazanım tesisinde tipik bir desalinizasyon prosesi uygulanmaktadır. Tesise giriş su debisi 200 m^3/gün olup, su geri kazanım oranı %70'dir. Bu durumda ürün suyu debisi Qp = 140 m^3/gün, konsantre debisi de Qc = 60 m^3/gün olacaktır. Konsantrasyon faktörü ise;

$$C_F = \left(\frac{1}{1-R}\right) = \left(\frac{1}{1-0,7}\right) = 3,33 \quad (5)$$

Çizelge 4.3'te tesise giren acı su karakteristiği ve 3,33 konsantrasyon faktörüne göre hesaplanmış konsantre içeriği ve gerçek ölçümler sunulmuştur. Çizelgeden de görüldüğü gibi gerçek konsantrasyonlar hesap edilenden daha düşüktür. Bunun nedeni ise oluşan tuzların çökelek oluşturmasıdır (Ladewig ve Asquith, 2012).

Çizelge 4.3. Al Wagan Acı Su Geri Kazanım Tesisi'nde giriş suyu özellikleri ve oluşan konsantrenin hesaplanan ve gerçek içeriğinin kıyaslanması (mg/L)

İyon	Giriş	Hesaplanan		Gerçek	
		Konsantre	Konsantrasyon faktörü	Konsantre	Konsantrasyon faktörü
Sodyum, Na^+	742	2.473	3,33	2.248	3,03
Kalsiyum, Ca^{2+}	146	487	3,33	367,96	2,51
Magnezyum, Mg^{2+}	112	373	3,33	282,02	2,52
Potasyum, K^+	28	93	3,33	68,44	2,40
Klorür, Cl^-	3.827	12.757	3,33	8.946	2,34
Nitrat, NO_3^-	6	30	3,33	7,11	0,79
Sülfat, SO_4^{2-}	539	1.797	3,33	1.540	2,86

4.3. Ters Osmoz Prosesinde Ön Arıtım Alternatifleri

Ters osmoz (RO) prosesinden önce suya bir ön arıtımın uygulanması gerekmektedir. Bu ön arıtımın kalitesi su geri kazanım oranını ve dolayısıyla konsantrenin de karakterizasyonunu önemli derecede etkilemektedir. Dolayısıyla, etkili bir ön arıtım prosesinin uygulanması oldukça önemli olup, bu bölümde ele alınacaktır. Ön arıtım prosesinin temel amacı; askıda katı maddeleri gidermek, mikrobiyal büyümeyi engellemek ve çökme eğiliminde olan inorganik tuzları gidermektir. Tıkanma membranlarda akıyı düşürmekte ve böylece prosesin su geri kazanım oranını düşürmektedir. Aşırı derecede tıkanma membranların değiştirilmesini gerektirerek işletme maliyetinin de artmasına neden olmaktadır. Ön arıtım ayrıca membranların oksidasyonunu ve hidrolizini önlemek ve sudaki metaller ile diğer kirleticilerin giderimi için de gerekmektedir. RO prosesi için tipik ön arıtım yöntemleri aşağıda verilmiştir;

- Biyo-tıkanma kontrolü,
- Asit ilavesi,
- Koagülasyon/flokülasyon,
- Medya filtrasyonu,
- Antiskalant ilavesi,
- Kartuş filtrasyon ve
- Deklorinasyon.

Çizelge 4.4'te ön arıtım amacıyla kullanılan kimyasallar sunulmuştur. RO prosesine verilecek besleme suyunun özelliklerine göre kimyasal ön arıtım seçilebilir.

Çizelge 4.4. Membran desalinasyon tesislerinde yaygın olarak kullanılan kimyasallar

Ön arıtma	Tipik Kimyasallar
Biyolojik kirlilik kontrolü	Klor, Sodyum hipoklorit, Kalsiyum hipoklorit, Ozon
Antiskalant	Polifosfatlar, fosfonatlar ve polikarbonik asit
Asit	Sülfirik asit, hipoklorik asit
Koagülant/çökeltici	Demir klörür, Demir sülfat, Polielektrolit
Deklorasyon	Sodyum bisülfat

4.3.1. Biyotıkanma kontrolü ve deklorinasyon

Biyo-tıkanma kontrolü; tıkanmaya sebep olan biyofilmin oluşumunu ve mikroorganizmaların gelişimini engellemek için kullanılır. Bu amaçla klor ve ozon gibi oksidantlar kullanılmakla birlikte, klor en yaygın olarak kullanılanıdır. Klor gaz olarak (Cl_2) veya sodyum hipoklorit (NaOCl) olarak ilave edilebilir. Tüm ön arıtım prosesi boyunca su dezenfekte edilebilmesi için klor dozajı yeteri kadar yüksek olmalıdır.

Fakat bütün oksitleyicilerin ön arıtım prosesinin son aşamasında giderilmesi gerekir çünkü desalinizasyon için kullanılan polimer membranlara bu oksitleyiciler zarar vermektedir. Özellikle klorun ince-film poliamid membranlara zarar verdiği bilinmektedir. Klorun oksidant olarak kullanıldığı durumda, sodyum bisülfit deklorinasyon amacıyla kullanılabilir. Ozonun kullanılması durumunda ise; membranlara zarar vermemesi için hem ozonun giderilmesi gerekir hem de bromür içeren sularda kanserojen bromatın oluşumunu engellemek gerekmektedir. Alternatif olarak ultraviole (UV) uygulaması da kullanılabilir. UV uygulaması, klor ve ozon uygulamasına kıyasla daha az etkilidir, fakat suda giderilmesi gereken bir oksidant bırakmaması önemli bir avantajdır (Ladewig ve Asquith, 2012).

4.3.2. Asit uygulaması

Kalsiyum karbonatın çözünürlüğünü arttırmak ve çökelmesini engelleyerek membran tıkanmasını azaltmak için asit ilavesiyle suyun pH değeri düşürülür. Sülfürik asit veya hidroklorik asit kullanılır. Asit ilavesi ayrıca, kolloidlerin koagülasyonunu arttırabileceği gibi silikanın da çözünürlüğünü kısmen arttırır (Ladewig ve Asquith, 2012).

4.3.3. Koagülasyon/flokülasyon

Partikül ve kolloidal maddeleri bir araya getirerek membran proseslerinden önce filtrasyonla giderilmeleri için koagülasyon prosesi kullanılır. Koagülant olarak bazı inorganik (demir tuzları) tuzlar veya organik poliektrolitler kullanılabilir. Membran tıkanmasını engellemek için uygun dozaj ve koagülantların etkili bir şekilde giderimi önemlidir. Kullanılan bu kimyasallar, membran geri yıkama sularının konsantre suyla karıştırılması durumunda, konsantrede kalacak ve ilave bir arıtıma uğramayacaktır (Ladewig ve Asquith, 2012).

4.3.4. Antiskalantlar

Ters osmoz prosesinde su geri kazanımı çözünürlüğü az olan tuzların membran üzerine çökerek tıkanma oluşturmaları su geri kazanım oranını sınırlamaktadır. Antiskalantlar ön arıtım aşamasında çözünürlüğü az olan tuzların çözünürlüklerini arttırmak için suya ilave edilir ve böylece proseste daha yüksek su geri kazanım oranlarına ulaşılmasına neden olur. Antiskalant olarak birçok polimerik madde (tipik olarak polifosfatlar, fosfanatlar ve polikarbonik asitler) kullanılabilir ve bu antiskalantlar konsantrede kalırlar (Ladewig ve Asquith, 2012).

4.3.5. Filtrasyon

Hem medya filtre hem de kartuş filtreler ön arıtım prosesinde kullanılabilir. Granül medya filtrasyonla büyük partiküller sudan uzaklaştırılmış olur. Granül medya filtrasyonunda kömür, pomza, kum ve lal taşı medya olarak kullanılabilir. Kartuş filtre ise ters osmoz membranları öncesi son ön arıtım basamağı olup 1 µm kadar küçük partiküllerin giderilmesi için kullanılır (Ladewig ve Asquith, 2012).

Filtrasyon sırasında herhangi bir kimyasal kullanılmamakla birlikte, filtre temizleme prosesi filtre geri yıkama suları olarak bilinen atıkların oluşumuna neden olur. Bu geri yıkama sularında partikül madde konsantrasyonu yüksek olup, tuz içeriği giriş suyu ile aynıdır. Suya ilave edilmiş bir koagülantın bulunması durumunda ise geri yıkama suları bu koagülantları da içecektir. Bu geri yıkama sularının konsantre ile birlikte deşarjından önce bir ön arıtımdan geçmesi gerekecektir. Bu sulardan ayrılan partiküller uygun bir şekilde bertaraf edilmelidir (Ladewig ve Asquith, 2012).

4.3.6. Membran ön arıtımı

Mikro veya ultafiltrasyon prosesi nanofiltrasyon ve ters osmoz prosesi için bir ön arıtım olarak kullanılabilir. Mikrofiltrasyon prosesi ile 0,1-10 µm çapındaki partiküller ile bakteri, virüs, çökelekler, koagüle edilmiş partiküller ve büyük kolloidal partiküller giderilebilir. Ultra filtrasyon ise 0,02 µm kadar küçük partikülleri dahi giderebilme özelliğine sahiptir ve tipik olarak büyük molekül ağrılığına sahip proteinlerin, büyük organik moleküllerin ve pirojenlerin gideriminde de etkindir. Membran ile ön arıtım oldukça etkili olup, besleme suyu özelliğini önemli ölçüde arttırmakta ve diğer ön arıtım proseslerine kıyasla oldukça etkili bir şekilde partikülleri giderebilme etkinliğine sahiptir. Ayrıca, kendinden sonra gelen ters osmoz membranlarının yıkama sıklığının azalmasına katkısı da olmaktadır. Diğer medya filtrelerde olduğu gibi mikro ve ultrafiltrasyon membran geri yıkama sularının da bir ön arıtım sonrası konsantre ile birlikte bertaraf edilmesi gerekmektedir. Fakat medya filtrasyon öncesinde genellikle koagülantlar ilave edildiği için oluşacak olan geri yıkama sularındaki katı madde içeriği membran filtrasyon proseslerine kıyasla %60-80 daha fazladır. Ters osmoz prosesi ön arıtım basamağı olarak nanofiltrasyon da kullanılabilir. Böylece, bazı durumlarda antiskalant dahi kullanmadan ters osmoza su beslenebilir (Ladewig ve Asquith, 2012).

4.4. Ters Osmoz Membranlarının Yıkanması Sırasında Oluşan Atıksu

Membranlar üzerinde biriken ve tıkanmaya neden olan kirleticilerin giderimi için temizleme kimyasalları kullanılır. Tıkanma; tuz çökelmesi, partikül veya kolloidal tıkanma, organik tıkanma ve biyotıkanma şeklinde olabilir. Membran yüzeyinde biriken kirleticilerin giderimi için kirleticinin çeşidine bağlı olarak asit veya alkali kimyasallar kullanılır. Çizelge 4.5'te membran temizlemede kullanılan kimyasallar sunulmuştur. Temizleme kimyasalları genel olarak ilave arıtım gerektirmesi

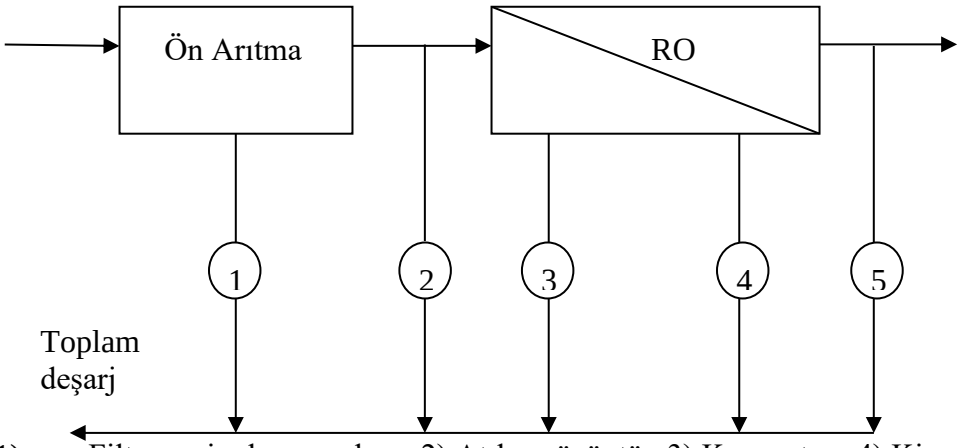
sebebiyle konsantreden ayrı olarak bertaraf edilir. Fakat yıkamada genellikle hem asit hem de baz kullanıldığı için kimyasalların ayrı olarak depolanarak birbirini nötralize etmesi için karıştırılması uygun olabilir. Daha sonra konsantre ile kademeli olarak karıştırılarak seyreltilebilir ve birlikte bertaraf edilebilirler. Oluşacak olan bu atık suyun hacmi hem konsantre hacminden hem de filtre geri yıkama sularından çok daha düşüktür.

Bazı durularda tesis ilk devreye alınırken ön arıtımdan geçen su veya ürün suyu istenilen kalitede olmayabilir ve deşarj edilmesi gerekebilir. Bu tip sular konsantre ile karıştırılarak ortak bertaraf ve su geri kazanım prosesine iletilebilir (Ladewig ve Asquith, 2012).

Çizelge 4.5. Membran kirleticilerinin giderilmesinde yaygın olarak kullanılan kimyasallar

Kirleticiler	Tipik Temizleme Kimyasalları
Metal oksit	Sitrik asit, Fosforik asit
İnorganik Kolloidler	Sodyumhidroksit, Sodyum dodesil sülfat, Sodyum dodesilbenzensülfonat
Biyofilm	Sodyum diamin tetraasetik asit, Sodium triphosphate, Trisodyum fosfatlar
Organik madde	Sodyumhidroksit, Sodyum dodesil sülfat, Sodyum dodesilbenzensülfonat
Silika	Amonyum bifluorür, sodyumhidroksit, Sodyum dodesilbenzensülfonat

Kimyasal temizlik ve filtre geri yıkama suları RO işletiminin önemli akımlarından bir tanesidir. Bu akımların kendine özgü karakteristikleri mevcuttur. Konsantre akımları (3) sürekli karakterde iken filtre geri yıkama suları (1) ve kimyasal temizlik suları (4) kesikli karakterdedir. Filtre geri yıkama suları ve kimyasal temizlik sularının bazıları periyodik olarak birkaç saatte oluşurken bazıları birkaç ayda oluşmaktadırlar. Ayrıca, bu akımlar hem kesikli üretildiklerinden hem de miktarları konsantre akım miktarına göre düşük olduğu için konsantre akımlar ile birlikte bertaraf edilmektedirler. Böylece konsantre akımda bulunmayan farklı kimyasal bileşenler seyrelmektedir. Dünya üzerindeki kabul gören yaklaşım bu akımların konsantre ile beraber bertaraf edilmesidir. Ayrıca bir ilave işlem yapılmamaktadır. Bunlara ek olarak filtre geri yıkaması ve kimyasal temizlik yapıldıktan sonra ilgili adımlarda üretilen su hemen kullanılmamaktadır. Kalıntıların temizlenmesi için üretilen suyun bir kısmı atık hattına verilmektedir (2,5). Bu akımların konsantrenin bir parçası olarak değerlendirilmesi RO diyagramlarında da görülmektedir. Aşağıda verilen basitleştirilmiş bir ters osmoz diyagramı (Şekil 4.2) üzerinde önemli atık üretim aşamaları özetlenmiştir.



1) Filtre geri yıkama suları 2) Atılan süzüntü 3) Konsantre 4) Kimyasal temizlik suları 5) Atılan süzüntü

Şekil 4.2. RO tesislerinde oluşan akımlar

4.5. Ters Osmoz Konsantre Hacminin Azaltılması ve Su Geri Kazanımı

Sağlıklı içme suyu veya kullanma suyu üretimi tüm dünyanın en önemli sorunlarından biridir. Dünyada mevcut su hacminin ancak %3'ü insani kullanıma uygun olup, bu suyun da yeryüzünde dağlımı oldukça dağınıktır. Tahminlere göre bir milyar insan temiz içme suyuna ulaşamamakta ve 2,3 milyar insan da su kıtlığı olan bölgelerde yaşamaktadır. Bu nedenle birçok yerleşim yerinde sağlıklı içme suyunun üretimi için ters osmoz (RO) membranlardan faydalanılmaktadır. RO teknolojisinin en önemli sorunu yüksek elektrik kullanımı ve membran tıkanması yanında özellikle okyanustan uzak iç bölgelerde oluşan yüksek hacimdeki konsantredir (Subramani ve Jacangelo, 2014a).

RO konsantreleri için en çok kullanılan bertaraf yöntemleri; yüzeysel sulara deşarj, derin kuyu enjeksiyonu, buharlaşma havuzları ve arazi uygulamasıdır. Konsantrenin deşarjı yer-bazlı olup, her bir opsiyonun kullanılabilirliği konsantrenin hacmine ve kalitesine bağlı olarak değişmektedir. Tabi ki, deşarjın maliyeti de göz önüne alınması gereken bir kriter olacaktır. Yüzeysel sulara deşarj alternatifleri ise; nehirler, koylar, gelgit yaşanan göller, konsantre kanalları ve okyanuslardır. Başka atıksularla karıştırarak seyreltme de diğer bir opsiyondur. Gerek evsel ve gerekse endüstriyel atıksularla karıştırılan konsantreler atıksu arıtma tesislerinde böylece arıtılmış da olurlar. Derin kuyu enjeksiyonunda ise; konsantre porozlu bir yüzey üstü yapıdan jeolojik formasyona bağlı olarak süzülür. Buharlaştırma havuzları is diğer bir seçenek olup, küçük debiler ve buharlaşmanın fazla olduğu sıcak bölgeler için uygulanabilir bir yöntemdir. RO konsantre hacmini azaltmak ve deşarj maliyetini elimine etmek için, sıfır sıvı atık (ZLD) ve yaklaşık-ZLD (%95-98 su geri kazanımı) teknolojileri geçmişte kullanılmıştır. Fakat bu yaklaşım genel olarak ekonomik olmadığından uygulamalar sınırlı kalmıştır. Daha ekonomik yeni ZLD teknoloji alternatifleri mevcut olup, ileri de kullanımı artacaktır.

4.5.1. Ters osmoz konsantre özellikleri

Ters osmoz da su geri kazanımı konsantrasyon faktör (KF)'üne bağlı olup, aşağıdaki gibi tanımlanabilir:

$$C_F = \frac{C_c}{C_F} = \left(\frac{1}{1-R}\right)[1 - R(1 - R_s)] \quad (6)$$

Burada C_C ve C_F konsantre ve giriş akımındaki kirletici konsantrasyonlarını temsil etmektedir. R orantısal olarak su geri kazanımını, Rs ise nominal tuz giderimini göstermektedir. Su geri kazanımının %80 ve üzerine çıkması durumunda konsantrasyon faktör değeri hızlıca artacaktır. Bu nedenle, RO konsantresinin arıtımında çökelti oluşturabilecek iyonların çözünürlük limitlerini dikkate almak önem arz etmektedir. Dolayısıyla, RO konsantre arıtımı için seçilecek yöntem esas itibariyle RO uygulanan suda bulunan kirletici çeşit ve konsantrasyonuna bağlı olacaktır. Örnek olarak, acı yeraltı suyu (brackish groundwater)'nun tuzsuzlaştırılması aşamasında üretilen konsantre temel olarak kalsiyum, baryum, silika ve sülfat içerecektir. Bu iyonların yüksek konsantrasyonlarda varlığı; $CaCO_3$, $CaSO_4$ ve $BaSO_4$ gibi çökeleklerin oluşmasına ve su geri kazanım oranının sınırlanmasına neden olur. Özellikle atıksudan su geri kazanımı yapılacağı zaman $CaPO_4$ çökeleği su geri kazanım oranını önemli derecede sınırlamaktadır (Subramani ve Jacangelo, 2014).

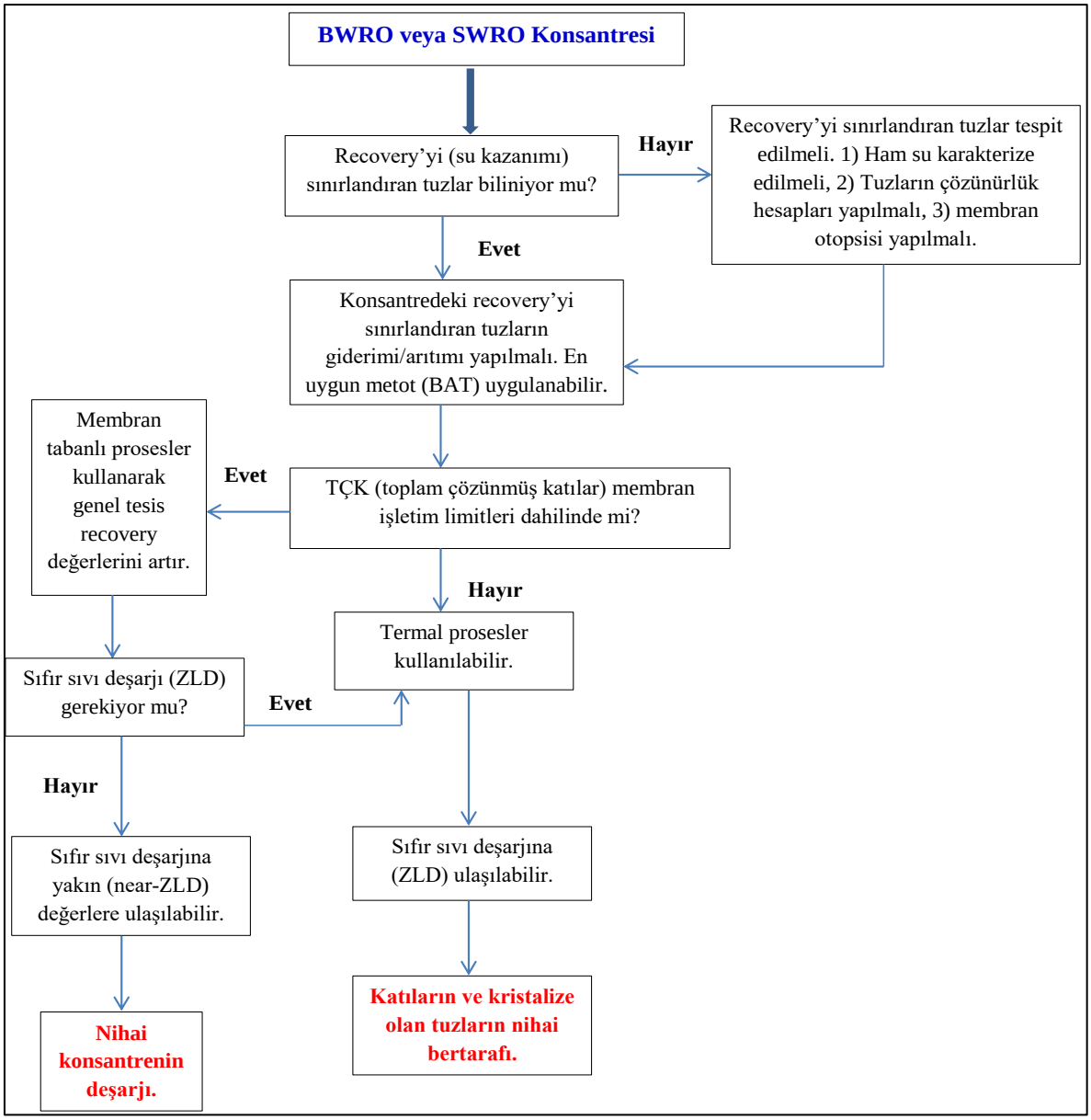
RO prosesinde bu tür inorganik çökeleklerin oluşumunu engellemek ve su geri kazanım oranını yükseltmek için genellikle anti-skalantlar kullanılmaktadır. Tipik olarak $CaCO_3$ için Langelier

Doygunluk Oranı (LSI) 3,0'a kadar, $BaSO_4$ doygunluğunun %6000'nine kadar ve $CaSO_4$'ın da %250'sine kadar konsantrelerde konsantrasyon yükselmelerine anti-skalant kullanarak çıkılabilmektedir (Subramani vd., 2014).

$CaCO_3$ ve $CaPO_4$ çökeleklerinin membran üzerinde birikimini engellemek için antiskalant ilavesine ek olarak pH değerinin de düşürülmesi gerekmektedir. $CaCO_3$ çökeleğinden farklı olarak, $CaPO_4$ çökeleğinin antiskalant ile kontrolü zor olup, çökeleğin formuna bağlıdır. Eğer $CaPO_4$ suda kalsiyum ve ortofosfat olarak çözünmüş halde bulunuyorsa, kristallenme olasılığı çok daha yüksek olup, antiskalant kullanımı sınırlı olarak işe yarayacaktır. Fakat, $CaPO_4$ kolloidal formda bulunuyorsa, antikoagülantlar veya dispersantların ilavesiyle kireçlenme (scaling) engellenebilecektir. RO konantresinde silisyum konsantrasyonun 100 mg/L ve üzerinde olması durumunda, silisik asit polimerizasyonu gerçekleşmekte ve su geri kazanım oranını sınırlamaktadır. Antiskalant kullanımıyla su geri kazanım oranı kısmen arttırılsa da silisyum konsantrasyonunun yüksek olduğu sular için ilave arıtım gerekebilmektedir. Dolayısıyla, çoğu zaman su geri kazanım oranını arttırmak için kireçlenme oluşturabilecek iyonların bazılarının önceden giderilmesi gerekebilmektedir (Subramani ve Jacangelo, 2014a).

Evsel atıksu ve endüstriyel atıksu arıtımı sırasında oluşan konsantre içeriği de birbirinden oldukça farklı olacaktır. Evsel atıksu arıtma tesisleri çıkış sularının süzüldüğü RO tesislerinin konsantrelerinde toplam organik karbon (TOK) konsantrasyonu da yüksek olacaktır (>30 mg/L). Genel olarak yeraltı suları RO konsantresinde inorganik madde (klorür ve sülfat) ve silisyum konsantrasyonu evsel atıksu RO konsantrastına kıyasla daha yüksektir. Örnek olarak yağ ve gaz üretim endüstrisi RO konsantresinde TOK (>60 mg/L) ve Si (>250 mg/L) konsantrasyonu oldukça yüksek olabilir. Ayrıca, bu tür suların RO konsantresinde toplam çözünmüş madde (TDS) konsantrasyonları çok yüksek konsantrasyonlara çıkabilir (>40 g/L) ve oluşan konsantrenin hacim azaltılmasında yükselen ozmotik basınç nedeniyle artık membran proseslerin kullanılabilirliği sorgulanır duruma gelecektir. Bu durumda termal proseslerin kullanılması daha uygun olmakla birlikte, yüksek işletim maliyetleri nedeniyle termal metotlar küçük debiler için daha uygundur (Subramani ve Jacangelo, 2014).

Dolayısıyla, ZLD veya near-ZLD yaklaşımı çerçevesinde RO konsantresinin bertarafında kullanılabilecek en uygun teknolojinin (BAT) seçilmesi birçok önemli parametreye bağlıdır. Şekil 4.3'te su geri kazanım oranının arttırılması için seçilecek teknolojilerle ilgili olarak konseptsel bir karar verme ağacı gösterilmiştir. Genel olarak ZLD veya near-ZLD'ın başarılabilmesi için membran proseslerinin ve termal proseslerin veya birleşiminin kullanılması gerekmektedir. Uygun teknolojinin seçim öncesinde gerekli ön arıtımların da belirlenmesi gerekmektedir. Örnek olarak, RO konsantresinin membran veya termal yöntemlerle azaltılması için tabaka oluşturacak iyonların, tıkanma, kireçlenme ve köpüklenme oluşturacak organik maddelerin giderilmesi gerekmektedir. Termal-bazlı teknolojilere kıyasla, membran-bazlı teknolojilerin seçiminde temel kriter RO konsantresindeki TDS konsantrasyonudur. Örnek olarak, spiral sargılı RO membranlarında uygulanabilecek maksimum basınç, basınç kaplarının sınırlı dayanımı nedeniyle, yaklaşık 82 bar dır. Dolayısıyla, RO konsantresinde TDS konsantrasyonun 40.000 mg/L'den fazla olması durumunda, osmotik basıncın yenilerek membrandan temiz su alınabilmesi için minimum basınç gereksinimi 82 bar civarındadır. Dolayısıyla, TDS konsantrasyonu yüksek olan sularda daha fazla konsantre minimizasyonu için termal bazlı proseslerin kullanımı gerekmektedir (Subramani ve Jacangelo, 2014).



Şekil 4.3. RO prosesinde oluşan konsantrelerde ZLD veya near-ZLD'nin başarılabilmesi için gerekli adımların konseptsel gösterimi

4.5.2. Membran bazlı proseslerin kullanımı

RO konsantresinde bulunan çözünmüş iyonların giderimi için tipik olarak membran-bazlı prosesler kullanılmaktadır. Fakat yukarıda da tartışıldığı gibi bu prosesin kullanılabilmesi için kireçlenme veya tıkanma oluşturacak olan iyonların önceden giderilmeleri gerekmektedir. Membran prosesleri ayırma için kullanılan sürücü kuvvete bağlı olarak (basınç veya elektriksel potansiyel) sınıflandırılabilir. Aşağıda her bir teknoloji uygun ön arıtım metoduyla birlikte verilmiştir.

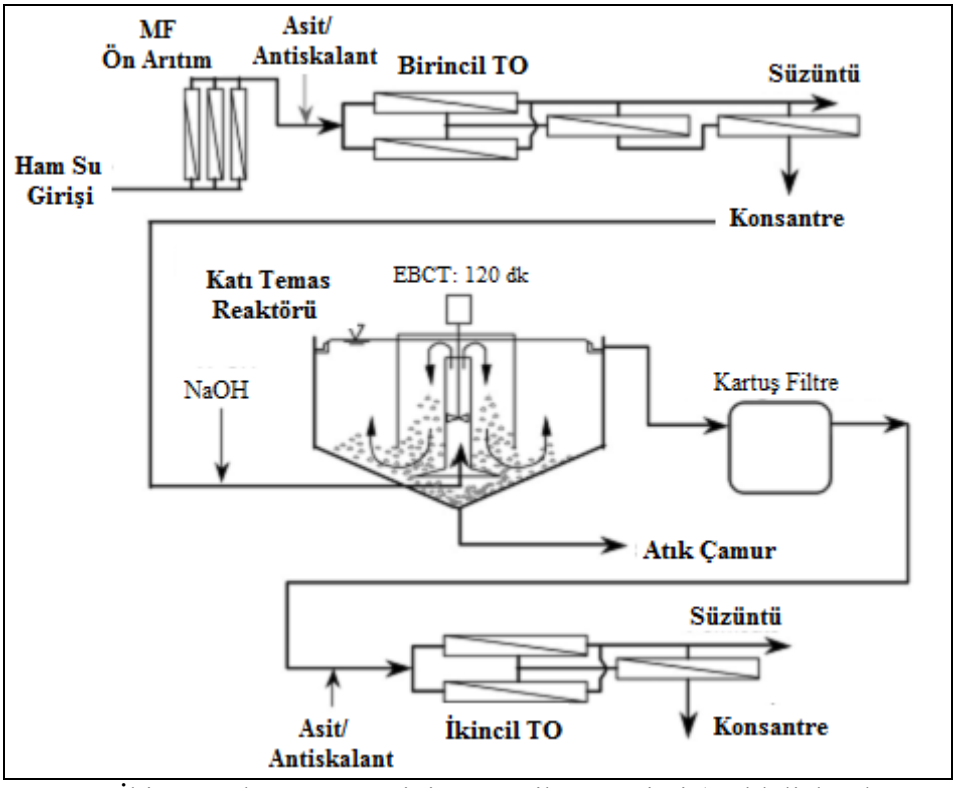
4.5.2.1. Basınçlı membranlar

Bu yaklaşımda, kireçlenmeye neden olacak iyonlar (özellikle Ca, Ba ve Si) birinci aşama RO konsantresinden kimyasal arıtımla giderilir ve daha sonra ikinci aşama RO prosesine gönderilir. Bu yaklaşımla toplam giriş suyu geri kazanım oranı %95'den daha yüksek değerlere çıkabilir. Eğer ikinci aşama RO konsantresi termal proseslere gönderilirse ZLD başarılabilir. Kireçlenmeye neden olacak öncü kirleticilerin (precursors) ilk aşama RO prosesi konsantresinden giderilmesi için farklı metotlar kullanılmakta olup, bu metotlar aşağıda ayrıca açıklanmıştır.

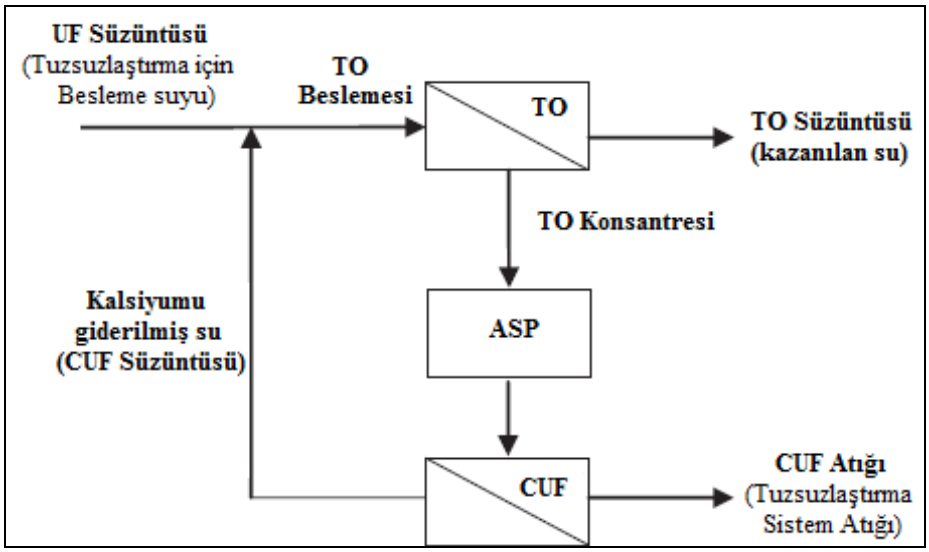
<u>Ara kimyasal yumuşatma ve İkincil RO</u>

Birincil RO konsantresinin kimyasal olarak yumuşatılması için kireç bazlı yumuşatıcılar, pelet yumuşatıcılar veya akışkan yatak kristalizatörler kullanılabilir. Örnek olarak Gabelich vd. (2007) birincil membran konsantre arıtımı için kireç ($Ca(OH)_2$) kullanılmış ve sonrasında ikinci aşama RO sitemi kullanarak toplam su kazanımını %95'e kadar yükseltmiştir. Kalsiyum, $CaCO_3$ olarak giderilmiş, silisyum ise magnezyum hidroksitle birlikte çökeltilerek giderilmiştir. Yapılan çalışmada Colorado Nehri'nden alınan suyun tuzsuzlaştırılması %95 su geri kazanım hedefiyle pilot ölçekli sistem kullanılmıştır. Kimyasal demineralizasyon basamağında katı temas reaktörü kullanılmış olup (Şekil 4.4) çöktürme işleminden sonra su ikincil RO prosesine gönderilmiştir. Alkali-bazlı çöktürme işlemi kullanılarak birincil RO proses konsantre akımında kireçlenme oluşturabilecek kimyasallar giderilmiş ve sonrasında su ikincil RO prosesine verilmiştir. Ara kimyasal demineralizasyon (ICD) işleminde konsantre suyunun pH değeri 10'da tutulduğunda Ca, Ba, Sr ve Si giderim verimleri sırasıyla %94, %97, %88 ve %67 olmuştur. Böylece, birincil RO+ICD+ikincil RO prosesiyle %95 su geri kazanımı başarılabilmiştir.

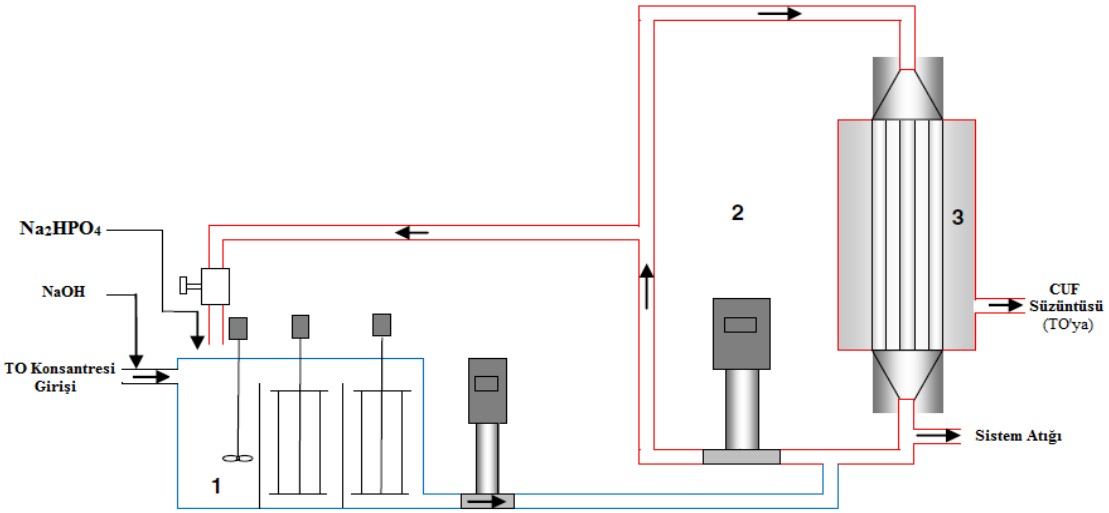
Başka bir çalışmada Ordóñez vd. (2012) koagülasyon, yumuşatma ve flokülasyon proseslerini birleştirerek RO konsantre arıtımı çalışmıştır. Özellikle iletkenliğin düşürülmesi ve kalıcı organik maddelerin konsantre akımda giderilmesine yoğunlaşmışlardır. Çalışmada farklı poli-alüminyum klorür ve demir tuzları koagülant olarak, yumuşatıcı olarak kireç ve iki farklı polimer test edilmiştir. Koagülant ilavesi kalıcı organikleri önemli derecede gidermekle birlikte, iletkenliği arttırmıştır. Sonrasında kireç ilavesiyle $CaCO_3$ ve $Mg(OH)_2$ çökeleklerinin oluşmasıyla iletkenlik azalmıştır. RO konsantresinden kireçlenme oluşturabilecek iyonlar hızlandırılmış çekirdek çökeltmesi (ASP: accelerated seeded precipitation) ile de giderilebilirler. Sanciolo vd., (2012) tarafından yapılan çalışmada evsel atıksu arıtma tesisi RO konsantresinden Ca giderimi için ASP prosesi ilk olarak laboratuvar ölçekli olarak test edilmiş, sonrasında ise en etkili kimyasal ile pilot ölçekli sistem denenmiştir. ASP prosesi RO prosesiyle bir seramik ultrafiltrasyon (UF) membran ile birleştirilmiş olup, böylece Ca çökelekleri giderilerek elde edilen su tekrar RO prosesine verilmiştir (Şekil 4.5 ve Şekil 4.6). Laboratuvar ölçekli çalışmada üç farklı çekirdek oluşturucu kimyasal (seed material) ($CaCO_3$, $CaSO_4$, $Ca_3(PO_4)_2$) denenmiştir. $CaCO_3$ ve $CaSO_4$'ın etkili olmadıkları tespit edilmiştir. 20 g/L kalsiyum fosfat ilavesinin veya kalsiyumu çöktürmek amacıyla stokiometrik olarak fazla fosforun ilavesiyle (250 mg/L Ca^{2+} = 6,25 mM Ca^{2+}, 650 mg/L HPO_4^{2-} = 6,7 mM) kalsiyum içeriği 10 mg/L'ye kadar düşürülebilmiştir. Elde edilen sonuçlar pilot ölçekli sistemde denenmiş olup, maliyet analiz çalışmaları göstermiştir ki; proses konsantre arıtımının sınırlandırıldığı kıyı şeridinden uzak yerlerde daha düşük hacimli buharlaştırma havuzları için ve yüksek kimyasal ve enerji giderlerini elimine etmek için kullanılabilir.



Şekil 4.4. İki aşamalı RO prosesinin şematik gösterimi (Gablelich vd., 2007)

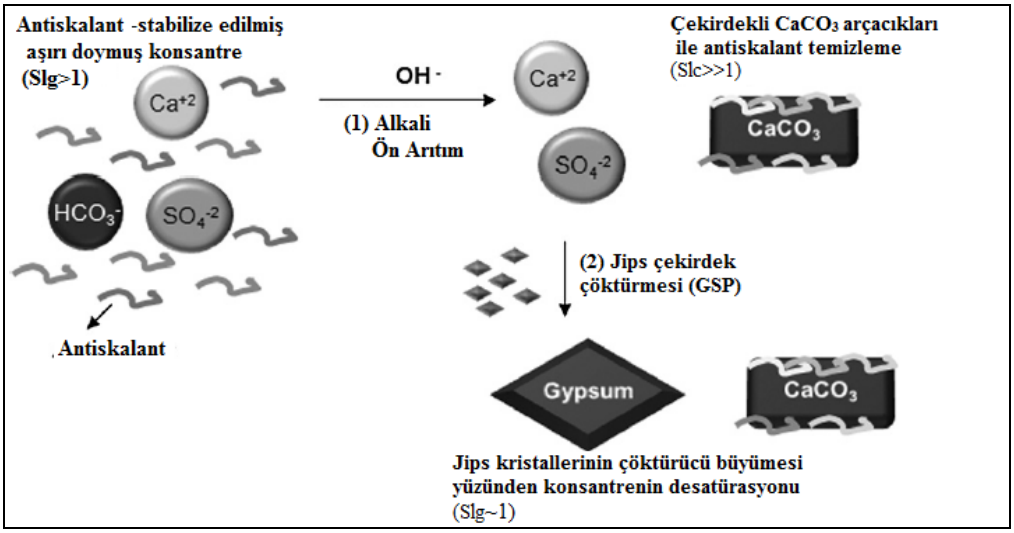


Şekil 4.5. ASP prosesi kullanılarak su geri kazanım oranının ve konsantre hacminin azaltılması yaklaşımı. CUF: seramik UF (Sanciolo vd., 2012)



Şekil 4.6. ASP prosesi kullanılarak su geri kazanım oranının ve konsantre hacminin azaltılması amacıyla Sanciolo vd. (2012) tarafından kullanılan pilot tesise ait şematik gösterim

ASP proses performansının yükseltilmesi amacıyla ayrıca ileri kimyasal çekirdek çöktürme (CESP: chemically-enhanced seeded precipitation) prosesi de kullanılarak RO konsantresinden jips (gypsum, $CaSO_4$) gideriminden önce antiskalant giderilebilir (Rahardianto vd., 2010) (Şekil 4.7). Rahardianto vd. (2010) tarafından yapılan çalışmada $CaCO_3$ çökelek oluşumu ile RO konsantrelerinden antiskalant giderimi için kireç dozlanmış ve sonrasında jips çekirdek olarak ilave edilerek $CaSO_4$ çökeleği oluşturulmuştur. Kireç ilavesiyle oluşan $CaCO_3$ çökelekleri sayesinde başarılı bir şekilde ticari polikarboksilik-asit antiskalantı giderilmiş ve sonrasında $CaSO_4$ çökeleği çok daha kolay oluşturulmuştur. Ayrıca, kesikli çalışmalarla CESP döngülerinde jips partiküllerinin yeniden kullanılabilirliği gösterilmiştir. CESP prosesinin klasik yumuşatma çöktürme prosesinden daha az kimyasala gereksinim duyduğu ve uygulanması neticesinde ikincil RO prosesinde su geri kazanımının artacağı belirlenmiştir. Yapılan çalışmada su geri kazanım oranı %63 seviyesinden %87 veya daha yukarılara çekilmesinin uygulanabilir olduğu gösterilmiştir.



Şekil 4.7. Antiskalant içeren RO konsantrelerinin CESP ile desaturasyonunun şematik gösterimi (Rahardianto vd., 2010)

Kireç ilavesine alternatif olarak sodyum hidroksit de pH değerini yükseltmek için ilave edilebilir. İlave edilecek kimyasal çeşit ve dozajı konsantrenin içeriğine ve kimyasal fiyatına bağlıdır. Ayrıca, pH değerini yükselterek $CaCO_3$ çökelmesini sağlamak için sodyum bikarbonat da ilave edilebilir. Dolayısıyla, klasik yumuşatma prosesiyle RO konsantresinin ara basamakta arıtımı çökelti oluşturabilecek iyonların giderimi için oldukça avantajlıdır, fakat oluşan yüksek çamur miktarı ve temas tankında pH değerinin stabil tutulma zorluğu prosesin dezavantajlarıdır (Subramani ve Jacangelo, 2014).

Pelet reaktörler ve İkincil RO

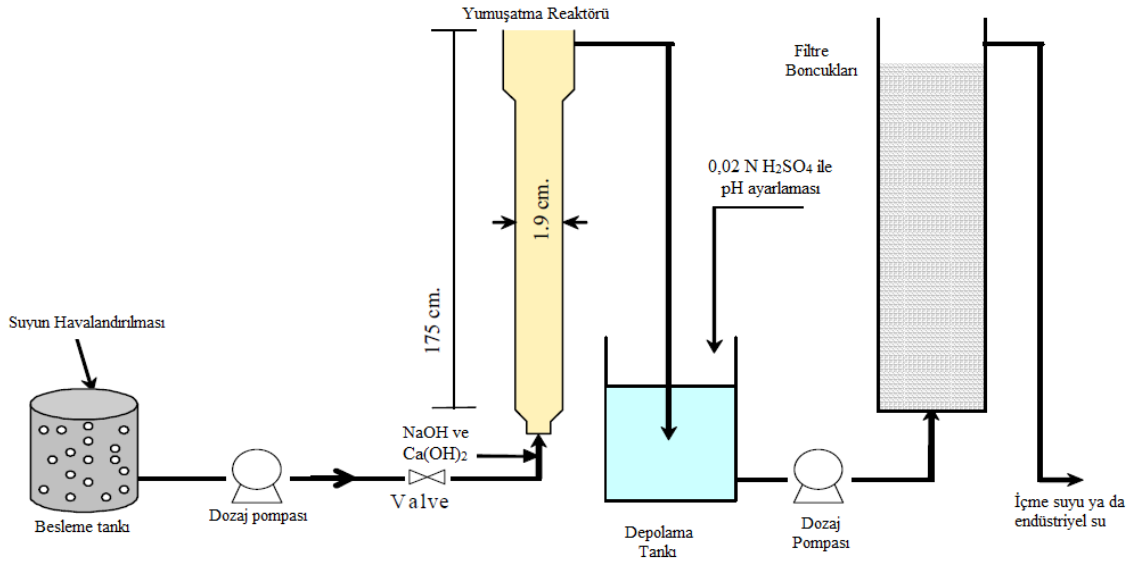
RO konsantre arıtımında klasik yumuşatma prosesine alternatif olarak pelet reaktörler de kullanılabilir. Pelet reaktörde yumuşatma işleminde $CaCO_3$ çökeleği bir çekirdek görevi gören kum pelet partikülleri üzerinde gelişir. Mahvi vd. (2005) yaptıkları çalışmada RO konsantre pH değerini 10'un üzerine çıkarmış ve kum pelet reaktöre besleme yapmıştır. Çalışmada kullanılan pilot sistem Şekil 4.8'de sunulmuştur. Pelet reaktörün en önemli avantajları:

- Daha düşük hacim ihtiyacı,
- Temiz atık oluşumu,
- Daha kısa reaksiyon zamanı (16 kata kadar)
- Oluşan kristallerin kolay işlenmesi,

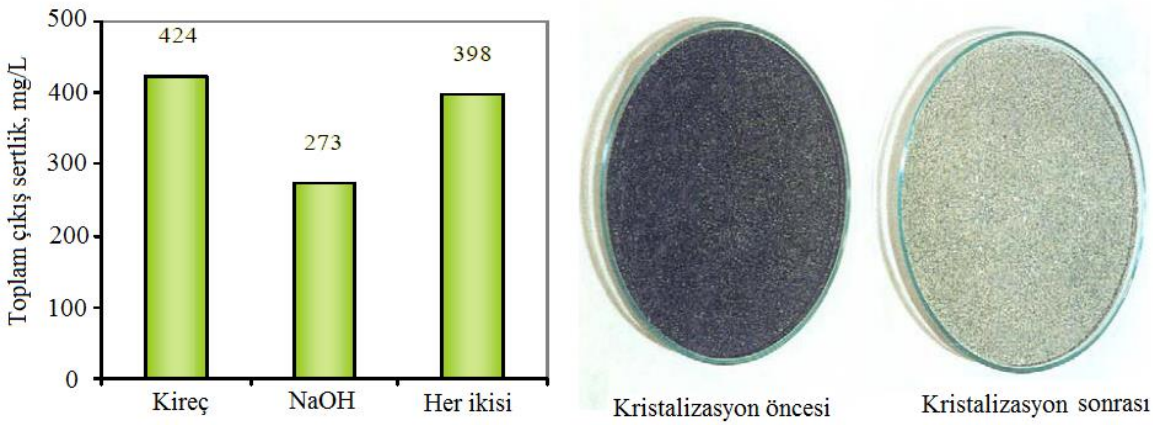
Ayrıca, oluşan kristallerin başka endüstrilerde kullanım imkânı olduğu Mahvi vd. (2005) tarafından bildirilmiştir. Ayrıca, Şekil 4.9'da prosesin kireç ve NaOH ile verim kıyaslaması ve kum partikülleri üzerinde $CaCO_3$ çökeleklerinin oluşumu da sunulmuştur.

Pelet yumuşatma prosesi birçok yerde yaygın olarak kullanılmaktadır. Örnek olarak 2010 yılında yapılan bir çalışmada pelet yumuşatma, hızlı filtrasyon, RO, tuzlu su (brine) konsantratörü ve evaporasyon havuzları kullanılarak sıfır atık deşarjları gerçekleştirildiğini belirtmiştir. Yapılan çalışmalarda pelet yumuşatma prosesiyle sadece kalsiyum ve karbonatın değil aynı zamanda silisyumun da önemli derecede giderildiği belirtilmiştir. Pelet reaktörde genellikle yukarı akışla birlikte akışkan yataklı bir reaktör oluşturulur ve yukarı akış hızı genel olarak 80-100 m/saat civarındadır. $CaCO_3$ çökelekleri çekirdek materyalden daha hızlı çökelerek reaktör tabanında birikir. Dolayısıyla, reaktör tabanından çöken materyal uzaklaştırılır. Bir pelet yumuşatma reaktör modeli ve gerçek bir sisteme ait fotoğraf Şekil 4.10'da gösterilmiştir. Bu kapsamda genel bir akım şeması birincil RO prosesi, ara konsantre arıtım basamağı, ikincil RO prosesi, tuzlu su konsantratörü ve buharlaştırma havuzundan oluşmakta olup Şekil 4.11'de sunulmuştur. Dolayısıyla, RO konsantrelerinin uygun şekilde arıtılmasıyla çökelmelere neden olacak ve RO prosesinde su geri kazanımını azaltacak iyonların giderilmesi gerekmektedir. Pelet reaktör uygulama örneği Arlington Desalinasyon Tesisi (Riverside, California) genişletilmesinde kullanılmıştır. Tesis Güney Kaliforniya'da yer almakta olup, Pasifik Okyanusundan yaklaşık 110 km içeridedir. Tesis orijinal olarak 1980'de kurulmuş olup RO ile yer altı sularının tuzsuzlaştırılması yapılmaktadır. Tesis 23.850 m^3/gün'lük su üretmekte olup, su geri kazanım oranı %80'dir. Oluşan konsantre (6.060 m^3/gün) bir tuzlu su hattına verilmekte olup, bu tuzlu su hattı diğer iç bölgelerden de uzaklaştırılan suyu Pasifik Okyanusu'na taşımaktadır. Bölgesel susuzluk nedeniyle tesisin kapasitesinin arıttırması istenmiş fakat tuzlu su hattı hidrolik kapasitesi yetmediği için yapılamamıştır. Bunun üzerine RO prosesinin su geri kazanım oranının arttırılmasına gidilmiştir. Bu amaçla da RO konsantre suyundan su geri kazanımını sınırlayan iyonların (özellikle kalsiyum ve silisyum) giderimi amacıyla pelet yumuşatma prosesi tercih edilmiştir. Pelet reaktöre

beslenen suyun ve çıkış suyunun özellikleri Çizelge 4.6'da sunulmuştur. Pelet yumuşatma prosesinden sonra ikincil RO prosesinde %65 su geri kazanımı elde edilmiştir (van Houwelingen vd., 2010).

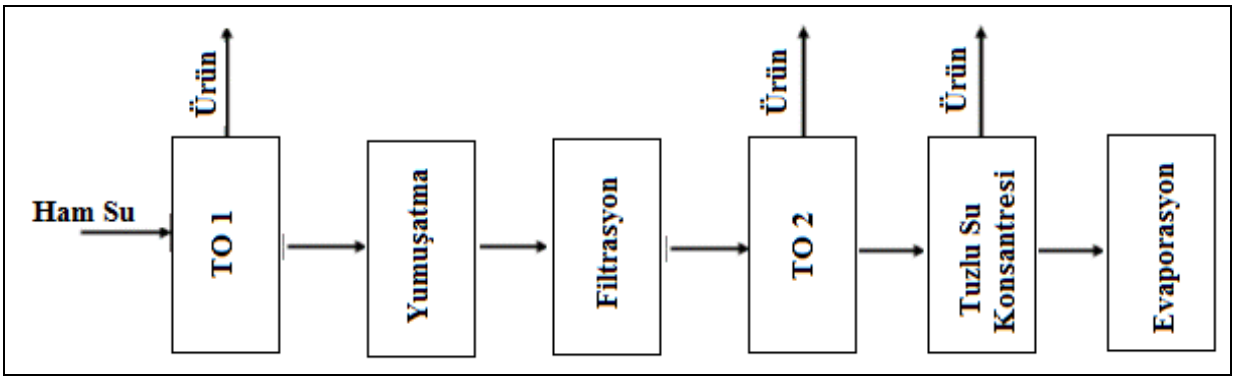


Şekil 4.8. Mahvi vd. (2005) tarafından kullanılan pilot ölçekli pelet reaktör yumuşatma prosesinin şematik gösterimi



Şekil 4.9. Pelet reaktör yumuşatma prosesinin farklı kimyasallarla verimi ve kum üzerinde biriken $CaCO_3$ çökelekleri

Şekil 4.10. Model bir pelet reaktör yumuşatma sistemi ve gerçek ölçekli bir sisteme ait fotoğraf (van Houwelingen vd., 2010)



Şekil 4.11. Su geri kazanımını arttırmak amacıyla su yumuşatma prosesinin kullanım yeri (van Houwelingen vd., 2010)

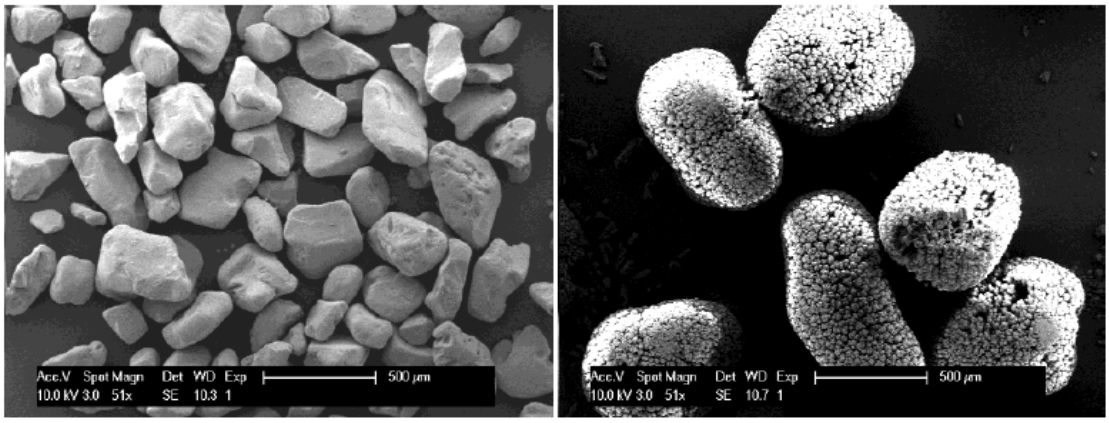
Çizelge 4.6. Arlington Desalinasyon Tesisi için pilot ölçekli pelet reaktör yumuşatma sisteminin performansı (van Houwelingen vd., 2010)

Parametre	Birim	Birincil RO Giriş	Birincil RO Konsantresi	İkincil RO Girişi
pH	--	7,3	7,6	9,5
Kalsiyum	mg/L	140	710	25
Magnezyum	mg/L	59	265	230
Hidrojen Karbonat	mg/L	410	1900	255
Silisyum	mg/L	47	215	82
Baryum	mg/L	0,05	0,18	0,0023
TDS	mg/L	1160	5300	3850

Başka bir çalışmada Shih vd. (2013) birincil RO konsantresinin arıtımı için ikincil RO prosesinin kullanılmasıyla su geri kazanım oranını %83,5'dan %95'e yükseltmiştir. Kurulan yumuşatma sistemi ile birincil RO konsantresininde %98'in üzerinde sertlik ve %65 silika giderimi sağlanmış olup mevcut tam ölçekli acı yeraltı suyu arıtma tesisinin konsantre giderim maliyetinin düşürülmesi ve su geri kazanım oranının arttırılması için kullanılmıştır.

Başka bir çalışmada ise Tran vd. (2012) tarafından pelet reaktör ile ED prosesinden oluşan hibrit bir proses kullanılarak RO konsantre arıtımı çalışılmıştır. Kullanılan pilot ölçekli pelet reaktörün uzunluğu 2,2 m ve çapı 20 mm dir. Reaktörde granit kumu (150-300 μm) kullanılmış olup, NaOH sisteme beslenerek pH 11 veya 11,5 değerlerinde tutulmuştur. Bu sistemde kalsiyum giderim verimi %70-95 seviyelerinde gerçekleşmiştir.

Yapılan çalışmada, filtre edilmiş ve edilmemiş su numunelerinde giderim verimleri arasında önemli bir fark tespit edilmemiş olup (<%1), pelet reaktör çıkışında küçük partiküllerin oluşmadığı belirlenmiştir. Dolayısıyla oluşan Ca ve Mg çökeleklerinin kum taneciklerine yapıştığı belirlenmiş olup, kum partiküllerinin çalışma öncesi ve sonrasına ait SEM fotoğrafları da Şekil 4.12'de sunulmuştur. Ayrıca, pelet reaktör arıtımı yapılmış ve yapılmamış su numuneleri üzerinde elektrodializ prosesi denenmiş olup, pelet reaktörle Ca ve Mg'un giderilmemesi durumunda oluşan çökelekler nedeniyle çok hızlı bir şekilde elektriksel potansiyelin arttığı belirlenmiştir.



Şekil 4.12. Pelet reaktörde kullanmadan önce ve sonra kum tanecilerinin 51X kat büyütülerek çekilmiş SEM görselleri (Tran vd., 2012)

Elektrokoagülasyon ve İkinci RO

Elektrokoagülasyon RO konsantrelerinden iki değerlikli iyonların ve metallerin giderimi için kullanılan alternatif bir yöntemdir. Bu proses elektrotlar (alüminyum, demir ya da paslanmaz çelik) içeren elektrolitik bir reaktör ve bir ayırma tankından ibaret olup, koagülasyon/flokülasyon elektrotlardan çözülen metallerle gerçekleşir. Metal anot çözünme ve katotda hidrojen gazı oluşumu eş zamanlı olarak gerçekleşir. Yumakların oluşumu ile askıda katı maddelerin flotasyonuyla kirleticiler giderilir. Subramani vd. (2012) tarafından yapılan çalışmada elektrokoagülasyon kullanarak birinci RO konsantrelerinin arıtımını çalışmıştır. Proses ile baryum, kalsiyum, magnezyum, stronsiyum ve silika giderimi %90'ın üzerinde giderilebilmiştir. Elektrokoagülasyon prosesinden sonra ikincil RO prosesinin kullanımıyla birlikte su geri kazanım oranı %93'e yükselmiştir. Den ve Wang (2008) elektrokoagülasyon prosesini RO için bir ön arıtma olarak kullanarak silika giderimi gerçekleştirilmiştir. Çalışmada 0,5 A akım yoğunluğu ve 30 dakikalık bekletme süresiyle %80 silika giderimi gerçekleşmiştir. Elektrokoagülasyon prosesinin RO konsantre arıtımında klasik kimyasal yumuşatma proseslerine kıyasla en önemli avantajları daha az çamur oluşumu ve kireçlenme oluşturacak iyon ve metallerin yüksek performansta giderimidir. Prosesin limitasyonları ise; elektrot değişimi, yüksek enerji tüketimi ve tam-ölçekli tesis deneyiminin eksik olmasıyla ilişkili olarak daha yüksek bakım ve işletme maliyetidir.

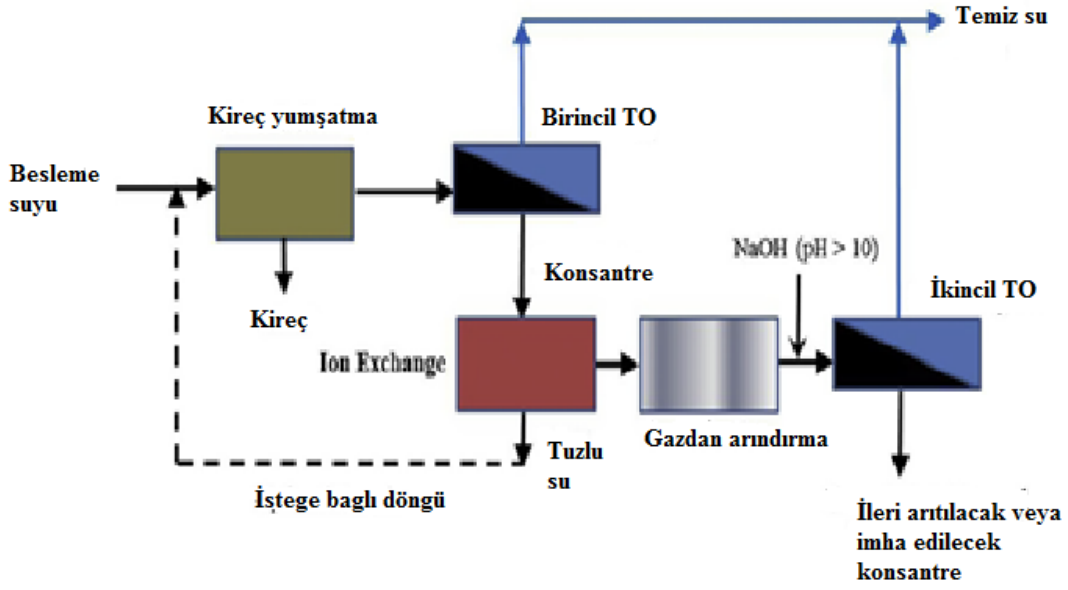
Ara biyolojik indirgeme ve İkincil RO

Bu yaklaşımda birincil RO konsanratında bulunan sülfat indirgeyen bakteriler kullanılarak indirgenir. Prosesin etkin olması için elektron ve karbon kaynağı olarak düşük moleküler ağırlıklı organik maddeler (asetat ve glikoz gibi) suya ilave edilebilir. Üretilen sülfür ve karbonat asidik pH seviyelerinde uçurulur. Böylece sülfat varlığı nedeniyle çökelti oluşturarak ikincil RO'da su geri kazanımını düşüren $BaSO_4$, $CaSO_4$ ve $SrSO_4$ oluşumu da engellenmiş olur (Subramani ve Jacangelo, 2014).

Yüksek verimli RO (HERO)

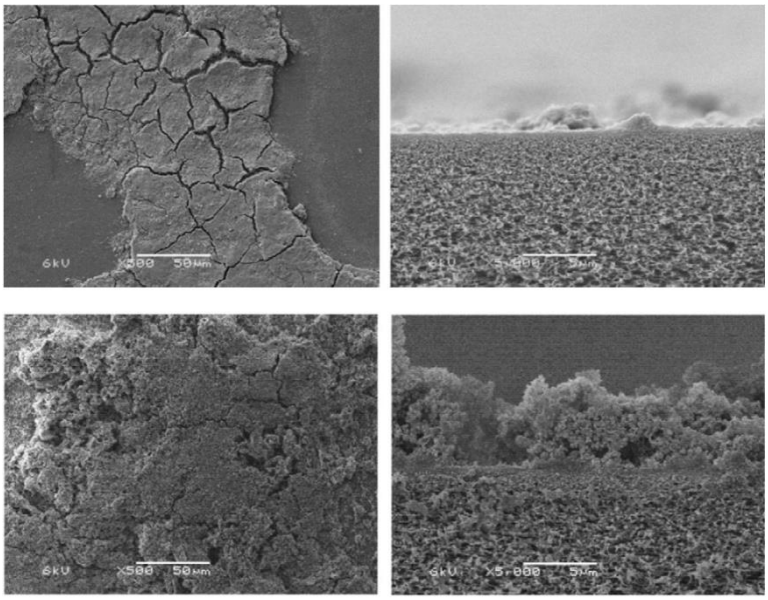
Bu yaklaşımda; birincil RO konsantresinde iyon değişimi ve degazifikasyon sonrasında ikinci bir RO prosesi uygulanır. Şekil 4.13'te ilgili prosese ait akım şeması ayrıca sunulmuştur. HERO® prosesi

sertlik ve alkalinite giderim adımlarıyla birlikte oluşan karbon dioksiti gidermek için bir degazifikasyon basamağı ve RO besleme suyunun pH değerini yükseltmek için kostik ilave basamağından oluşmaktadır. İkincil RO sistemi iyon değişim ön arıtımı ve yüksek pH'da operasyon nedeniyle 'yüksek performanslı' olarak işletilir. Birincil RO prosesinde oluşan konsantre zayıf asidik katyonik (WAC: weakly acidic cationic) değiştirici kullanılarak kalsiyum gibi iki değerlikli iyonlar giderilir. Konsantrede bulunan karbondioksit degazifikasyonla giderilir ve ikincil RO prosesinin yüksek geri kazanımlarda çalışması için pH 10'a yükseltilir. İkincil RO prosesinin yüksek pH değerlerinde işletilmesi membranda itme performansını arttırır. Ayrıca yüksek pH değerlerinde silisyum çözünürlüğü artar ve silika çökelmesi nedeniyle su geri kazanımının düşmesi de engellenmiş olur. Bu yaklaşımla acı sular için %90 geri kazanım başarılabilmekle birlikte %95 hedeflerine de varılabilmektedir.



Şekil 4.13. HERO prosesinin şematik gösterimi (Subramani ve Jacangelo, 2014b)

Cob vd. (2012) tarafından yapılan çalışmada iki değerlikli iyonların giderimi için iyon değiştirme prosesi kullanılmış olup, su geri kazanım oranı %98'e kadar yükseltilebilmiştir. Sınır su geri kazanım seviyesine ulaşıldığında membran yüzeyinin tamamen kalın bir alümünasilikat tabakasıyla kaplandığı tespit edilmiştir (Şekil 4.14). Ayrıca, iyon değişimi ve kimyasal yumuşatma proseslerinin birleştirilmesiyle su geri kazanım oranın oldukça yüksek seviyelere çıkarılabileceği tespit edilmiş olmakla birlikte arıtma prosesi patentlenmiş olup, yatırım maliyetini yükseltecek birçok proses içermektedir.



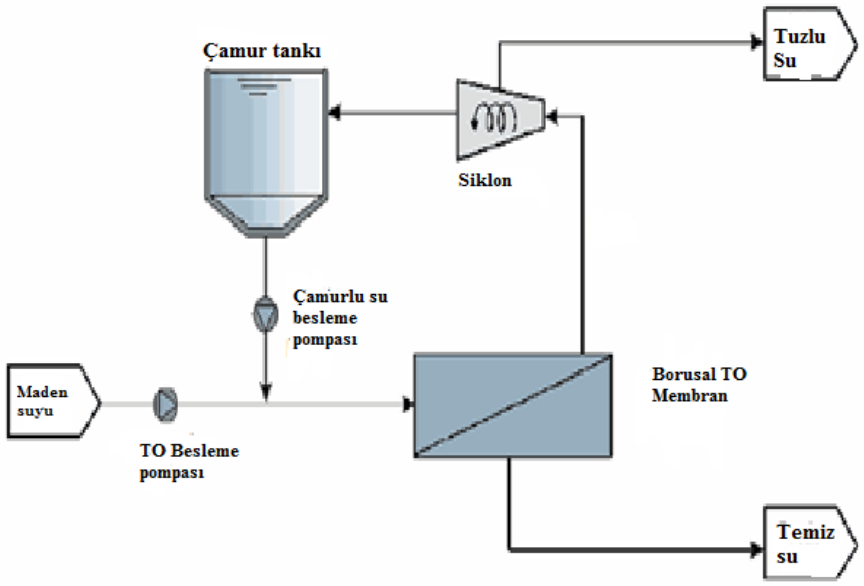
Şekil 4.14. %91 (üstteki) ve %98 (alttaki) su geri kazanım oranlarında membran üzerinde çökelme

Suyun ileri geri kazanım prosesi (ARROW)

Başka bir konfigürasyon ise ARROW® olarak bilinmekte olup, bu proseste ise RO prosesi öncesinde veya iki RO proses arasında kimyasal çöktürme uygulamak yerine ikincil RO proses konsantresine kimyasal arıtma uygulanır. Böylece kimyasal arıtma uygulanan hacim azalır ve daha az alana ihtiyaç duyulur. Kimyasal arıtma sonrasında suya filtrasyon uygulanır ve süzüntü ikincil RO prosesine gönderilir. Bu yaklaşımla birlikte %95 su geri kazanımına ulaşılabilir. Prosesin en önemli dezavantajı ise kimyasal arıtımda sertliğe sebep olan iyonların etkin giderilememesi durumunda giriş suyunda tuzluluğun artmasıdır (Subramani ve Jacangelo, 2014b)

Kristal Oluşumlu Çamur Çökeltimi ve Geri Devir (SPARRO)

Kristal Oluşumlu Çamur Çökeltimi ve Geri Devir (seeded slurry precipitation and recycle, SPARRO®) olarak bilinen prosesinin kullanımıyla madencilik sektöründen oluşan atıksuların RO prosesiyle arıtımında kullanılan çekirdek kristallerle kalsiyum sülfatın RO konsantresinden çöktürülmesiyle birlikte %90'nın üzerinde su geri kazanımına ulaşılabilir (Subramani ve Jacangelo, 2014). Bu yaklaşımda çekirdek kristaller tübüler RO membranına verilerek kireçlenmeye sebep olacak bileşiklerin bu çekirdekler üzerine çökmesi sağlanır. Bu çekirdek kristallerinin karışımı nükleasyon bölgeleri olarak kullanılmakta ve RO sisteminde sürekli çevrilmektedir. Böylece, $CaSO_4$ çökelekleri membran yüzeyine çökmek yerine çekirdek kristaller üzerine çökmekte ve su geri kazanım oranı artmaktadır. Çekirdek kristalleri içeren konsantre ise ayrı bir siklon separatöre alınarak kristaller geri kazanılır (Şekil 4.15). Proseste en önemli endişe ise; çekirdek kristallerle membranın zarar görmesi ve membran kanallarının kristal ve çökeleklerle tıkanmasıdır. Bu nedenle de proses sınırlı bir kullanıma sahiptir.



Şekil 4.15. SPARRO® Prosesinin Şematik gösterimi (http://www.gardguide.com/index.php?title=Chapter_7)

Titreşim ile Kesme Kuvveti Arttırılmış Proses (VSEP) ve Disk tüp filtrasyon

RO konsantre arıtımı için ayrıca düz tabaka membran bazlı sistemler de kullanılmaktadır. Bu amaçla en önemli sistemler titreşimli (vibratory shear enhanced process, VSEP®) ve disk tüp filtrasyon sistemleridir (Subramani ve Jacangelo, 2014). Her iki sistemde de klasik spiral sargılı RO yerine düz tabaka membran kullanılmaktadır. Düz tabaka sistemlerde konsantrasyon polarizasyonun daha az olduğu vurgulanmıştır. Ayrıca, VSEP® sisteminde, membran yüzeyinde oluşan titreşim nedeniyle (yaklaşık 50 Hz) tipik çapraz akımlı membran sistemlerinden on kat daha yüksek kesme kuvveti oluşturulur. Dolayısıyla, kolloidal tıkanma ve itilen materyaller nedeniyle membranda konsantrasyon polarizasyonu da daha düşük olmaktadır. VSEP® prosesi asidik maden sızıntı sularının (AMS) ve ayrıca acı suların desalinizasyonda su geri kazanım oranının yükseltilmesi amacıyla birincil RO konsantrelerinin arıtımında kullanılabilir. Subramani vd. (2012b) tarafından yapılan bir çalışmada membran yüzeyine yakın bir noktada oluşturulan kesme kuvveti nedeniyle yüksek akılar (20-100 LMH) denenmiş ve VSEP® sisteminin kullanımıyla birlikte su geri kazanım oranı %75'den %93'e yükselmiştir. Proseste kullanılan düz tabaka RO membranın iyonları, metalleri ve organikleri itme performansı spiral sargılı RO prosesiyle kıyaslanabilir düzeydedir. Başka bir çalışmada ise; Lozier vd. (2007) VSEP® prosesini kullanarak bir atıksu arıtma tesisinde RO konsantrelerinin arıtımını çalışmıştır. İki kademeli ve geri kazanım oranı %85 ile %92 arasında değişen VSEP® sisteminin kullanılmasıyla RO konsantre hacmi %85 oranında azaltılmıştır. VSEP® membranlarında tıkanma ve kireçlenmenin olmasına rağmen, asit ve kostik ile membranların haftada iki defa yıkanmasıyla akı tamamen geri kazanılabilmiştir.

Başka bir çalışmada ise Subramani vd. (2011) RO konsantre arıtımı için disk tüp sistemi kullanmıştır. DT sistemi membran yüzeyinde titreşim dışında VSEP® sistemine benzemektedir. Sistem RO konsantre arıtımında değişen geri kazanım oranlarında (%50-80) ve akı koşullarında (30-34 LMH) işletilmiştir. Sistem kimyasal yıkama yapmadan sadece periyodik olarak RO ürün suyuyla yıkanması neticesinde akı tamamen geri kazanılabilmiştir. Düz tabaka sistemlerin klasik spiral sargılı RO

konfigürasyonlarına kıyasla avantajları ise; daha az yer kaplamaları ve daha yüksek akılarıdır. Prosesin en önemli limitasyonları ise yüksek ilk yatırım maliyeti, daha yüksek çapraz akım nedeniyle yüksek enerji ihtiyacıdır.

4.5.2.2. Konsantre arıtımında basınç sürücülü membran proseslerin kıyaslanması

Konsantre arıtımı için basınç sürücülü membran proseslerin kıyaslanması Çizelge 4.7'de verilmiştir. Birincil RO proses konsantresinde çeşitli yumuşatma prosesiyle kireçlenme ve tıkanma oluşturacak iyonların giderilmesi ve sonrasında da ikincil RO prosesinin kullanılmasıyla yüksek oranlarda su geri kazanımı (%95) elde edilebilmekle birlikte, proseste yüksek kimyasal kullanımı ve işletme maliyeti en önemli dezavantajlardır. RO konsantresinin arıtımında biyolojik arıtımın gerekmesi durumunda ise bakterilerin aklimasyonu gerekmektedir. Su geri kazanım oranının arttırılması için ikincil RO basamağının kullanılması durumunda alan ihtiyacı artmaktadır. Pelet yumuşatma prosesi daha az çamur oluşumu ve daha az yer kaplama gibi avantajlara sahip olmasına rağmen, ilk yatırım maliyeti yüksektir. Fakat daha az kimyasal ilave gereksinimiyle bağlantılı olarak prosesin işletme maliyeti klasik kimyasal yumuşatma prosesine kıyasla daha düşüktür. Konsantre hacminin azaltılması amacıyla ikincil RO prosesinden önce birincil RO konsantresinin arıtımı amacıyla elektrokoagülasyon ara arıtım basamağı olarak kullanılabilir. Fakat proses daha çok küçük hacimlere uygulamak için uygulanabilir bir yöntemdir. Konvensiyonel kimyasal yumuşatma prosesine kıyasla elektrokoagülasyon daha etkili bir proses olmakla birlikte elektrik gereksiniminden dolayı proses daha yüksek enerjiye ihtiyaç duymaktadır. SPARRO®, HERO® ve ARROW® daha yüksek su geri kazanımları için acı suların arıtımında kullanılabilir. Bu proseslerin spesifik enerji ihtiyaçlarına dair literatürde henüz bir çalışma olmamakla birlikte, yüksek çapraz akış hızlarının kullanımı (SPARRO®) ve birçok prosesin dahil edilmesi (HERO® ve ARROW®) enerji ihtiyacını ve dolayısıyla işletme maliyetini arttıracaktır. Benzer olarak düz tabaka membranlarda yüksek çapraz akış hızlı (DT) ve titreşimli (VSEP®) sistemlerin kullanımı enerji ihtiyacını arttırmaktadır. Ayrıca bu tür proseslerin yatırım maliyeti de yüksektir.

Çizelge 4.7. Ters osmoz konsantre arıtımı için basınca sürücülü membran teknolojilerinin karşılaştırılması (Subramani ve Jacangelo, 2014)

Teknoloji	Besleme Suyu Tipi	Giderimi Hedeflenen Su Kalite Parametresi	Teknolojik olgunluk	Maliyet	Avantajlar	Kısıtlamalar	Endüstriyel Atıksu Tesislerinde Oluşan Konsantrelerde Uygulanabilirliği
Ara kimyasal yumuşatma ve ikincil RO	Tuzlu su RO konsantresi (%75-85 geri kazanım)	Sertlik, Silika, Metaller	Tam ölçek	Ara kimyasal yumuşatma: 5511/m^3/sa (yatırım); \$2.72/m^3 (kimyasallar)	-Yaygın olarak kullanılan ve gelişmiş bir teknoloji; -Sertlik iyonları için yüksek giderim verimi	-Yüksek atık çamur üretimi -Kimyasal eklenmesine bağlı yüksek işletme maliyeti; -Yüksek alan ihtiyacı	Uygundur.
Pelet yumuşatıcılı veya akışkan yatak kristalleştirici ve ikincil RO	Tuzlu su RO konsantresi (%75-85 geri kazanım)	Sertlik, Silika, Metaller	Tam ölçek	Pelet yumuşatıcısı: \$7940/m^3/sa (sermaye); \$0.28/m^3 (kimyasallar)	-Sertlik iyonları için yüksek giderim verimi Düşük alan ihtiyacı -Düşük atık çamur üretimi -Satılabilir yan ürün üretimi	-Yüksek yatırım maliyeti -Kimyasal eklenmesine bağlı yüksek işletme maliyeti	Uygundur. Yatırım maliyeti ara kimyasal yumuşatmaya göre daha fazladır.
Elektrokoagülasyon ve ikincil RO	Maden kontamine yeraltı suyundan oluşan konsantre (%75-85 geri kazanım)	Sertlik, Silika, Metaller	Pilot ölçek	Elektrokoagülasyon: \$7000/m^3/saat (sermaye); 0.5 /m^3 (kimyasallar) Enerji Tüketimi: Tuzlu su arıtımı için 3–4 kW saat /m^3	-Metaller için yüksek giderim oranı -Düşük atık çamur üretimi -Düşük kimyasal kullanımı	-Gelişmekte olan bir teknoloji -Anot yenilemesine bağlı yüksek işletim maliyeti	Uygun değildir. Gelişmekte olan bir teknolojidir. Maliyetlidir.

Teknoloji	Besleme Suyu Tipi	Giderimi Hedeflenen Su Kalite Parametresi	Teknolojik olgunluk	Maliyet	Avantajlar	Kısıtlamalar	Endüstriyel Atıksu Tesislerinde Oluşan Konsantrelerde Uygulanabilirliği
Ara biyolojik indirgeme ve ikincil RO	Tuzlu su ters osmozu konsantresi (%75-85 geri kazanım)	Sülfat	Pilot ölçek	Veri yok	Sülfat seçici arıtım	-Bakteriyel aklimatizasyon gerekliliği -Kimyasal eklenmesine ve çamur atılmasına bağlı yüksek işletme maliyeti	Sülfat sorunu varsa uygundur. Ancak tam ölçekli uygulamalar mevcut değildir.
Kristal Oluşumlu Çamur Çökeltimi ve Geri Devir (SPARRO)	Ham tuzlu yeraltı suyu veya maden atıksuyu	Konvansiyonel ters osmoza benzer	Pilot ölçek	Veri yok	İkincil RO alçıtaşı saturasyonunun önlenmesi geri kazanımı arttırır	-Tübüler membran kurulumunda kirlenme/kireçlenmeyi önlemek için yüksek çapraz akış hızı gerekir	Uygun değildir. Maliyetlidir. Yeni geliştirilmekte olan bir teknolojidir. Tam ölçekli uygulamalar mevcut değildir.
Yüksek verimli ters osmoz (HERO)	Ham tuzlu yeraltı suyu veya maden atıksuyu	Konvansiyonel ters osmoza benzer	Tam ölçek	$19800/m^3/saat (sermaye); $0.32/m^3 (kimyasallar) Enerji Tüketimi: Tuzlu su arıtımı için 3–5 kW saat /m^3	-Ters osmozda alçıtaşı, kalsit, barit ve silika saturasyonunun önlenmesi geri kazanımı arttırır -Çok yüksek oranda besleme suyunun geri kazanımı (%99'a kadar)	-Patentli teknoloji -Yüksek yatırım ve işletim maliyeti	Uygun değildir. Maliyeti yüksektir.

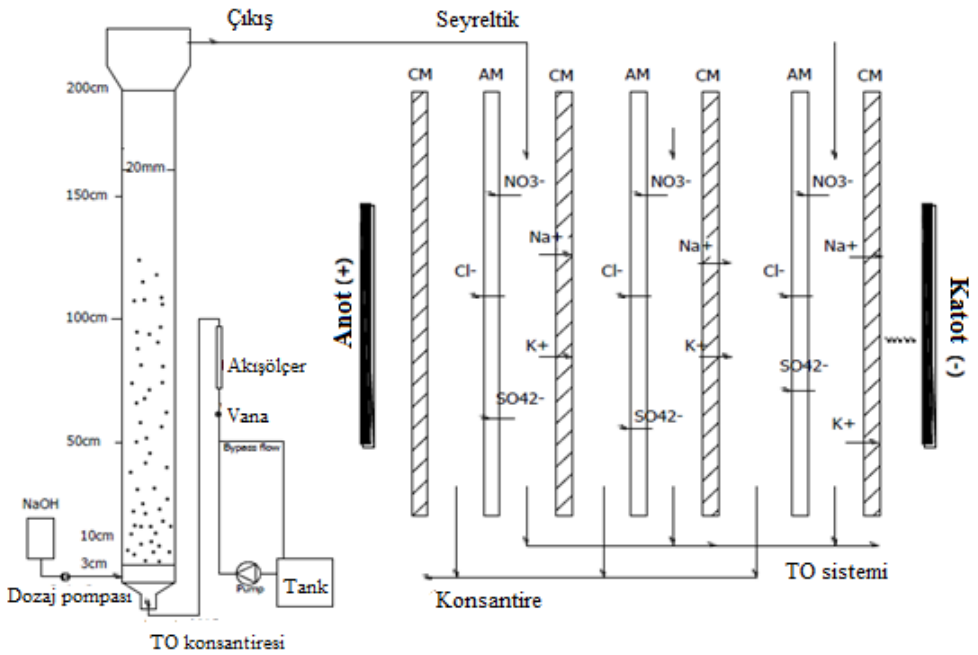
Teknoloji	Besleme Suyu Tipi	Giderimi Hedeflenen Su Kalite Parametresi	Teknolojik olgunluk	Maliyet	Avantajlar	Kısıtlamalar	Endüstriyel Atıksu Tesislerinde Oluşan Konsantrelerde Uygulanabilirliği
Suyun İleri Geri Kazanımı Prosesi (ARROW)	Ham tuzlu yeraltı suyu	Konvansiyonel ters osmoza benzer	Pilot ölçek	Veri yok	Çok yüksek oranda besleme suyunun geri kazanımı (%99'a kadar)	Patentli teknoloji	Uygun değildir. Maliyetlidir. Tam ölçekli uygulamalar mevcut değildir.
Titreşim ile Kesme Kuvveti Arttırılmış Proses (VSEP) ve disk tüp filtrasyon	Tuzlu su ters osmozu konsantraesi (%75-85 geri kazanım)	Konvansiyonel ters osmoza benzer	Pilot ölçek	VSEP: \$34900/m^3/saat (sermaye); \$0.33/m^3 (kimyasallar)	Yüksek süspanse katı ve organik içeriğine sahip konsantre işletimi için etkili	-Patentli teknoloji -Yüksek yatırım ve işletim maliyeti	Uygun değildir. Maliyetlidir. Tam ölçekli uygulamalar mevcut değildir.

4.5.2.3. Elektriksel Potansiyel Sürücülü Membranlar

RO konsantre arıtımında kullanılan elektriksel potansiyel sürücülü membranlar elektrodializ (ED), ters elektrodializ (Electrodialysis reversal, EDR) ve elektrodializ metatez (EDM) olarak sınıflandırılabilir. Bu prosesler su geçirmeyen iyon değiştirici membranlar yoluyla çözünmüş iyonları çekmek için elektriksel potansiyel potansiyel kullanılır. Dolayısıyla membranlardan su geçirmeksizin anyon ve katyonların hareketiyle desalinasyon gerçekleşmiş olur.

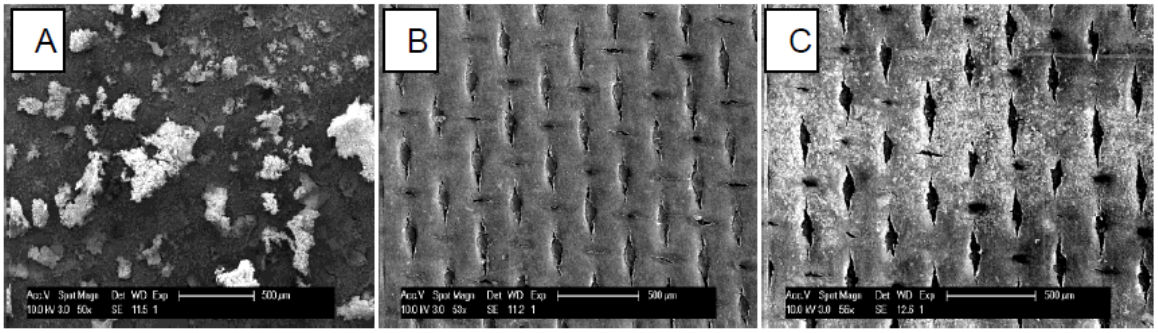
ED ve EDR

ED prosesi; katot ve anot arasında alternatif katyon ve anyon seçici değiştirici membran kümesinden oluşmaktadır. Katyonlar negatif katota doğru çekilirken katyon transfer membranından geçer. Bu arada, anyonlar pozitif anoda doğru çekilir ve anyon transfer membranından geçer. Yüzlerce membran çifti bir ED bloğunda bulunabilmektedir (Zhang vd., 2012). Membranlar peryodik olarak yerinde ya da bloktan çıkarılarak dışarıda temizlenirler. ED prosesinin düşük ve orta tuzluluktaki RO konsantre arıtımında uygulanabilir ve ekonomik bir alternatif olduğu belirtilmiştir. Zhang vd. (2012) tarafından yapılan çalışmada; iletkenliği 3,9-4,14 mS/cm olan RO konsantresinin desalinasyonu için ED prosesi kullanılmış olup, her bir hücrede 12 L/saat'lik debide 30-50 A/m^2 akım yoğunluğunda %95,5 giriş suyu geri kazanımına ulaşılmıştır. Tran vd. (2012) tarafından da pelet reaktör ve ED hibrit sistemi kullanarak RO konsantre arıtımı çalışılmıştır. Pelet reaktör kullanarak ED prosesinde kireçlenme oluşturabilecek bileşenler giderilir. Pelet reaktörde özellikle yüzeysel yüklemenin önemli bir parametre olduğu vurgulanmış olup, yüzeysel yüklemelerin 48, 61 ve 73 m/saat olması durumlarında kalsiyum giderim verimleri %84, 80 ve 73 iken magnezyum giderim verimleri %13, 11 ve 8 olmuştur. Yüzeysel akış hızının artmasıyla giderim performansının düşmesinin nedeni kısalan hidrolik bekleme süresidir. Ayrıca, %2 NaOH kullanılarak pH seviyesi pelet reaktörde 11 ve 11,5 değerlerinde tutulmuştur. pH 11'de tutulduğunda kalsiyum ve magnezyum giderim verimleri pelet reaktörde %80 ve %11 iken, pH 11,5'de giderim verimleri, sırasıyla, %96 ve %25 olmuştur. Yapılan çalışmada, ED prosesi direk olarak RO konsantresiyle beslenmesi durumunda oluşan çökeltiler nedeniyle elektriksel potansiyel maksimuma ulaşmıştır. Pelet reaktörün kurulup, %80 kalsiyum gideriminin gerçekleşmesiyle birlikte, ED sistemi stabil olarak işletilebilmiş olup, 24 saatlik çalışma sonunda sınırlı bir tabalaşma oluşmuştur. Pelet reaktör ve ED arıtımı neticesinde, bütün komponentlerin konsantrasyonu RO girişinden daha düşük olarak tespit edilmiştir. Çalışmada kullanılan sistem Şekil 4.16'da sunulmuştur.



Şekil 4.16. RO konsantre arıtımı amacıyla pelet reaktör ve ED prosesinin kullanımı (Tran vd., 2012)

Yapılan çalışmada RO konsantre arıtımı için ED prosesinin kullanılması durumunda mutlak olarak Ca ve Mg'un giderilmesi gerektiği vurgulanmıştır. Aksi halde iyon seçici membranlar üzerinde çökelekler birikmekte ve gerekli voltaj yükselmektedir. Şekil 4.17'de ED prosesi öncesinde pelet reaktörle Ca ve Mg gideriminin yapılması ve yapılmaması durumunda iyon seçici membranlar üzerinde oluşan çökeleklere ait SEM fotoğrafları sunulmuştur. Şekilde de görüldüğü gibi Ca ve Mg giderimi yapılmaması durumunda membranlar üzerinde önemli birikim oluştuğu tespit edilmiştir.



Şekil 4.17. RO konsantre arıtımı amacıyla pelet reaktör ile Ca ve Mg giderimi yapılmadan önce (A) ve yapıldıktan sonra (B,C) ED prosesinin kullanımı durumunda membranlar üzerinde biriken çökeltiye ait SEM fotoğrafları (Tran vd., 2012)

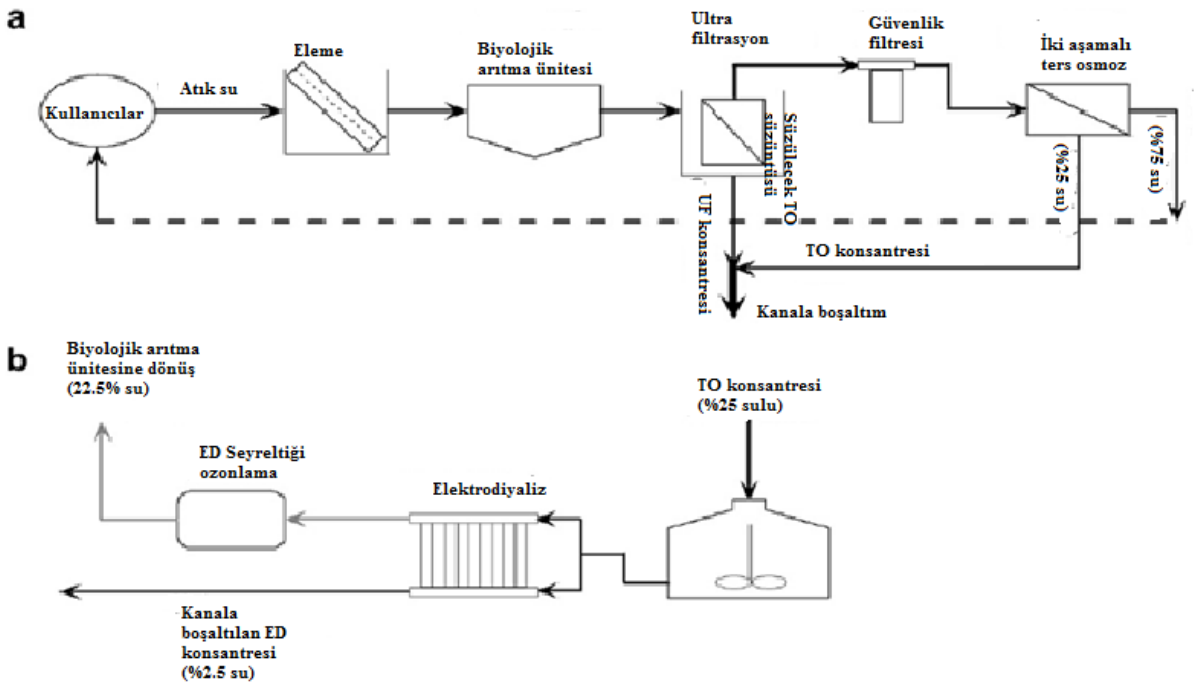
Yapılan çalışmada ED sonrasında RO konsantre arıtımı neticesinde elde edilen suyun tekrar RO proses girişine verilebilecek nitelikte olduğu belirlenmiş olup, Çizelge 4.8'de kıyaslama yapılmıştır.

Çizelge 4.8. RO konsentresinin arıtımında hibrit pelet ve ED proses performansı (Tran vd., 2013)

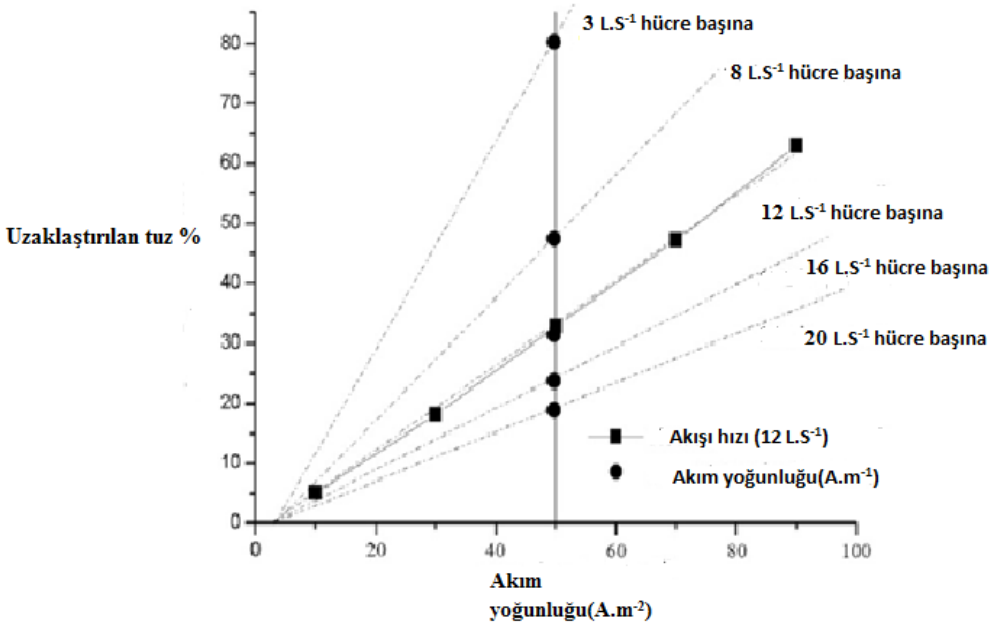
Konsantrasyon (ppm)	Ca^{2+}	Mg^{2+}	K^{+}	Na^{+}	SO_4^{2-}	NO_3^{-}	Cl^{-}
RO konsantresi	418	36	102	475	426	74	596
Pelet reaktörden sonra	87.8	32.4	102	508	426	74	596
Elektrodiyalizden sonra	23	9	57	274	128.8	25.9	209
RO giriş suyu	57	26	4.6	180	156	3.6	227

Zhang vd. (2012) tarafından yapılan başka bir çalışmada ise; ikinci atıksu arıtma tesisi çıkış suyu RO konsantresinin ED prosesiyle arıtımının tekno-ekonomik ve çevresel analizi yapılmıştır. Çalışma laboratuvar ve pilot ölçekli sistemlerde yapılmış olup, ED prosesinde membran üzerinde çökelmenin önlenmesi için dekarbonasyon işlemi amacıyla pH değerinin 6'ya düşürülmesi koşulunda işletme maliyetinin 0,19 Avro/m^3 olacağı belirtilmiştir. Zhang vd. (2012) tarafından yapılan gerçek ölçekli bir tesiste ED prosesi kullanılarak RO konsantresinin arıtılabilirliği irdelenmiştir. Bu tesiste anaerobik ve aerobik biyolojik arıtma sonrasında su UF membranlardan geçirilmekte (ZeeWeed 500, GE, Canada) ve emniyet amacıyla 150 μ luk bir kartuş sonrasında RO ünitesine (LE30-440, Dow, USA) verilmektedir. RO tesisinde su geri kazanım oranı besleme suyu iletkenliğine bağlı olarak değişmekle birlikte yaklaşık %75 olup, RO ürün suyu yeraltı suyunu beslemek amacıyla infiltre edilmektedir. Tesiste RO konsantresi UF geri yıkama suyu ve UF konsantresi (%85 su geri kazanım oranı) ile karıştırılarak, denize deşarj hattına verilmektedir (Şekil 4.18).

Şekil 4.18'de görüldüğü gibi arıtma tesisi giriş suyunun %25 kadarı RO konsantresi olarak oluşmakta ve su geri kazanım oranının arttırılması için RO konsantresinin arıtımı amacıyla bir ED sistemi önerilmektedir. ED çıkış suyu yani tuzsuzlaştırılan RO konsantresi tekrar biyolojik arıtma ünitesine verilebilecek olup, öncesinde ozonlanarak biyoarıtılabilirliği de arttırılabilir. ED konsantresi ise toplam giriş debisinin sadece %2,5 kadarı olup, UF konsantresi ile de karıştırılarak kanala deşarj edilebilir. Yapılan çalışmada hem laboratuvar hem de pilot ölçekli bir sistem kullanılmıştır. Denemelerde PC-SK standart katyon değişim membranı ve PC-SA standart anyon değiştirici membranlar kullanılmıştır. PC-SK membranı -SO3Na fonksiyonel grubuna sahip olup, iyon-değişim kapasitesi 1 meq/g; PC-SA membranı ise -NR4Cl fonksiyonel grubuna sahip olup iyon-değişim kapasitesi 1,5 meq/g dır. PC-SK ve PC-SA membranların permselektivitesi 0,96 ve 0,93'den büyüktür. Çalışmada farklı akılar ve akımlar (1-9 A, akım yoğunluğu 10-90 A/m^2) denenmiştir (Şekil 4.19). Çalışmada kullanılan RO konsantresi içeriği ise; pH 7,5, iletkenlik 5 mS/cm, TOK 40 mg/L, Ca^{2+} 400 mg/L, Mg^{2+} 35 mg/L ve bikarbonat 1.300-1.600 mg/L'dir. Yağmura bağlı olarak iletkenlik 3-5,8 mS/cm arasında değişmektedir. Çökme oluşturacak iyonlar nedeniyle dekarbonizasyon yapılmış olup, pH 5,5'a ayarlanarak su havalandırılmıştır. Yapılan çalışmada farklı akım ve debilerde tuz giderim verimleri verilmiştir. Ayrıca Çizelge 4.9'da örnek olması bakımından akım yoğunluğunun 50 A/m^2 olduğu durumda pilot ölçekli tesise ait tuz giderim verimleri farklı debiler için sunulmuştur. Kıyaslama amacıyla da Çizelge 4.10'da sabit akım yoğunluğunda (50 A/m^2) farklı su debileri için toplam işletme maliyeti sunulmuştur.



Şekil 4.18. Zhang vd. (2012) tarafından çalışılan tam ölçekli tesisin mevcut durumu (a) ve RO konsantre geri kazanımı için çalışmada önerilen ED prosesi (b)



Şekil 4.19. Farklı su debileri ve akım yoğunlukları altında RO konsantresini arıtan ED prosesinde tuz giderim verimleri. Kare noktalar: 12 L/saat debisinde farklı akım yoğunlukları (10-90 A/m^2) altında tuz giderimi; yuvarlak noktalar: 50 A/m^2 akım yoğunluğunda farklı debiler için (3-20 L/saat) tuz giderim verimleri, noktalı çizgiler ise tahmini tuz giderim verimlerini göstermektedir (Zhang vd., 2012)

Çizelge 4.9. Sabit akım yoğunluğunda (50 A/m^2), farklı debilerde işletilen ED prosesinde tuz giderim verimleri (Zhang vd., 2012)

Akıç hızı per hücre ($L.S^{-1}$)	2	8	12	16	20
Uzaklaştırılan tuz (%)	81	46	32	23	18
Ürün(%$L.S^{-1}$)	243	368	384	368	360

Çizelge 4.10. Sabit akım yoğunluğunda (50 A/m^2), farklı debilerde işletilen ED prosesinde ekonomik analiz (Zhang vd., 2012)

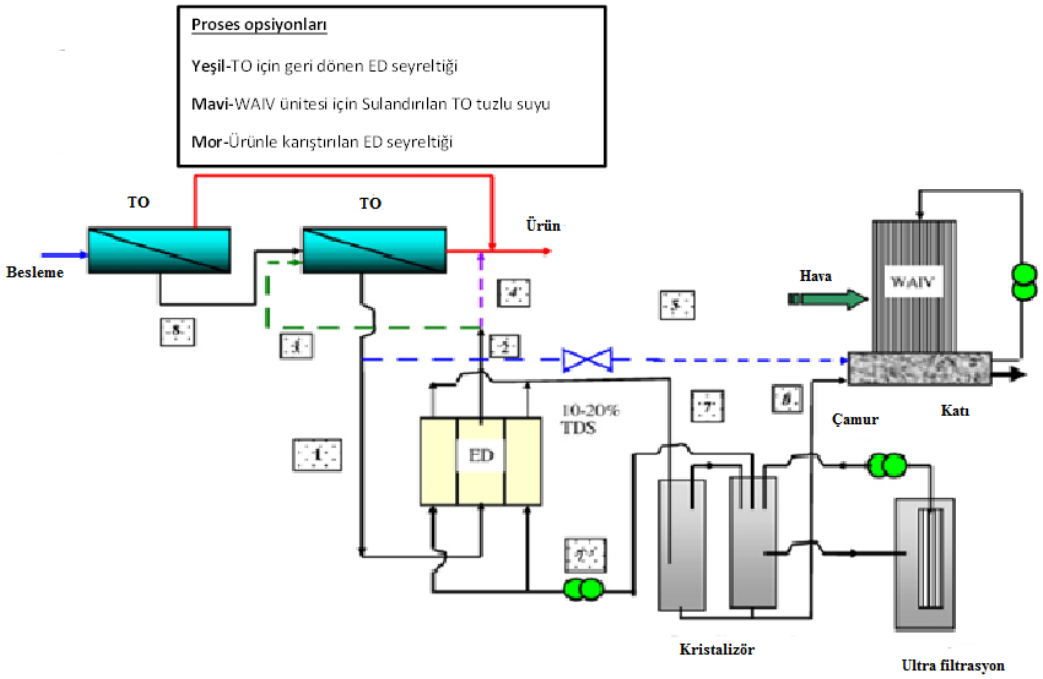
Hücre başına akışhızı ($L.S^{-1}$)	Basınç (Bar)	Akım yoğunluğu	Voltaj hücre başına(V)	ED ($kWhm^{-3}$)	Pompa(X3) ($kWhm^{-3}$)	Uzaklaştırılan iyon konsantrasyonu ($Eqm^{-3}h^{-3}$)	Enerji maliyeti	Toplam Maliyet ($EURm^{-3}$)
20	0,50	50	0,424	0,106	0.074	3,360	0,072	0,50
16	0,38	50	0,408	0,128	0.056	3,472	0,057	0,49
12	0,25	50	0,416	0,173	0.037	3,552	0,048	0,48
10	0,20	50	0,420	0,210	0.030	3,480	0,046	0,48
8	0,16	50	0,440	0,275	0.024	3,672	0,044	0,47

Çizelge 4.9 ve Çizelge 4.10'dan da görüleceği gibi ED prosesinde asıl işletme maliyeti RO konsantresinin dekarbonizasyon işleminden gelmekte olup (0,43 Avro/m^3), sistemin işletme maliyeti toplam işletme maliyetine oranla düşük kalmaktadır. Bu nedenle HCl kullanarak ED konsantre pH değerinin 6,0'ya ayarlanması ile çökelme sorunu giderilebilir ve bu durumda da dekarbonasyon işletme maliyeti 0,15 Avro/m^3 değerine düşebilir. Dolayısıyla işletme koşullarının optimizasyonu ile (her hücre için 12 L/saat debi, 30 A/m^2 akım yoğunluğu, ED konsantresinde dekarbonasyon için pH nın 6,0'ya ayarlanması) işletme maliyetinin 0,19 Avro/m^3'e düşeceği belirtilmiştir.

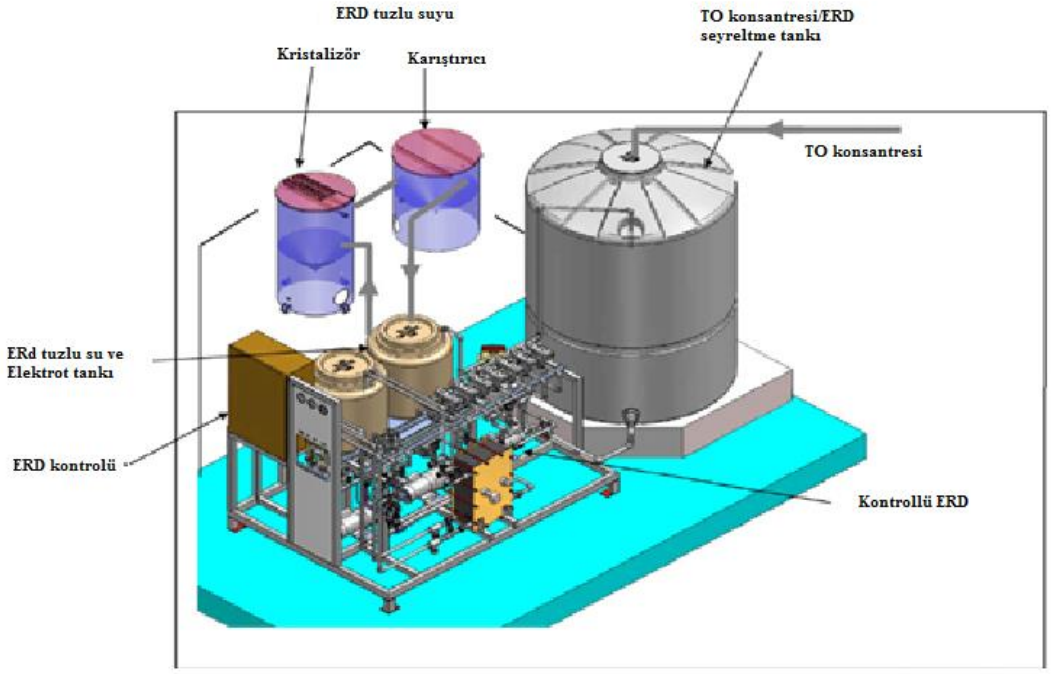
Başka bir çalışmada Korngold vd. (2005) acı su ve endüstriyel atıksu tesislerinde oluşan RO konsantresini temsil edecek şekilde farklı konsantrasyonlarda tuzlu su konsantrelerine ED prosesi uygulamıştır. Sistemde membranlar üzerinde $CaSO_4$ çökeleğinin oluşumu görülmüş olup, pilot ölçekli ED sisteminde sürekli olarak sirküle edilen ED konsantresi ayrı bir $CaSO_4$ çöktürücüsünden geçirilmiş ve çöktürme işleminde çekirdek görevi görmesi için de jips ilave edilmiştir. Böylece kullanılan sistem ile su geri kazanım oranını %98'e kadar yükseltmeyi hedeflemiştir. Çöktürücünün doygun $CaSO_4$ solisyonuyla aşılanması neticesinde çöktürme hızı önemli ölçüde artmıştır. Fakat RO konsantresinde sadece 0,5-1,0 mg/L antiskalant varlığında dahi aşılamanın etkisinde düşüşler gözlenmiştir. Ayrıca antiskalant varlığı çökme işleminin başlamasını da yavaşlatmıştır. RO konsantresinin pH değerinin asit ilavesiyle 2'ye düşürülmesi durumunda da bile magnezyum hidroksit ve silika çökelekleri nedeniyle voltaj düşüşleri gözlenmiştir.

Ters elektrodializ (EDR: Electrodialysis reversal) ED prosesine çok benzemekle birlikte, kireçlenme probleminin azaltılması amacıyla DC voltajı saatlik olarak 3-4 defa tersine çevrilir. EDR sistemi kullanarak RO konsantre azaltımıyla %97 su geri kazanımına ulaşılabilir (Subramani ve Jacangelo, 2014b). RO konsantrelerinin arıtımı amacıyla EDR prosesinden önce farklı ön arıtım seçenekleri bulunmakta olup, bu ön arıtım alternatiflerinin kullanılmasıyla su geri kazanımı %96'ya kadar çıkarılabilir. Ön arıtım alternatifi olarak ozonlama ve biyolojik aktif karbon (BAF) organiklerin

giderilmesi amacıyla kullanılabilir. Eğer %98 üzeri su geri kazanımının hedeflenirse; EDR prosesinden önce iyon değiştirme prosesinin kireçlenme oluşturacak inorganiklerin giderilmesi için kullanılması gerekmektedir. EDR konsantresi, ayrıca iyon değişim sisteminin rejenarasyonu için de kullanılabilir (Subramani ve Jacangelo, 2014b). Başka bir çalışmada ise termal olmayan tuz konsantratörü (NTBC) veya Aquasel® olarak adlandırılan proses kullanılmış olup, toplam su geri kazanı m oranı %99'a ulaşmıştır (GE, 2012). Eğer RO konsantre akımı yüksek kalsiyum ve sülfat konsantrasyonuna sahip ise, EDR sisteminde oluşan tuzlu su aşılanmış (seeded) kristalizatöre gönderilerek jips olarak çökeltilir ve EDR sisteminde kireçlenme önlenir. Benzer bir konfigürasyon ayrıca Oren vd. (2010)' de benzer bir yaklaşım kullanarak $CaSO_4$ ve $BaSO_4$'ın EDR prosesinde çökelmesini engellemeye çalışmışlar ve aşılanmış kristalizatörden kristal katı partiküllerin tekrar EDR'a geçmesini engellemek için kristalizatör çıkışı UF'den geçirildikten sonra EDR'a verilmiştir (Şekil 4.20). Kullanılan pilot ölçekli sistemde paralel olarak işletilen ve her biri iki adet Filmtec BW-30 RO (40 in x 40 in) membranları içeren iki basınç kabı kullanılmıştır. Sistem konsantre modda işletilmiş olup, ürün suyu membrandan alınırken konsantre besleme tankına devrettirilmiştir. Hacim konsantre faktörü 4 ile 8 arasında tutulmuştur. Ham su HCl ile asitlendirilerek pH seviyesi 6,5'e ayarlanmış ve sodyum hexametafosfat (Calgon) veya PC191 (PermaTreat) kullanılmıştır. RO'da basınç yaklaşık 15 bar da tutulmuştur. Kullanılan EDR marka ve modeli; PCCELL GmbH (Almanya), Model EDR ED 1000H olup; paralel 50 hücre çiftinden oluşmaktadır, toplam aktif alanı 5 m^2 ve aralık açıklığı 0,5 mm dir. Sistemin üç boyutlu görseli Şekil 4.21'de sunulmuştur. Hibrit bir sistem kullanılarak, acı sudan %97-98 oranında su geri kazanımı elde edilmiş olup, ürün suyunun klorür konsantrasyonu 200 mg/L'nin altında kalmıştır. RO, EDR ve aşılanmış kristalizatör kullanımıyla TDS konsantrasyonu %0,3 olan giriş suyu %10'a kadar süper konsantre hale getirilmiş ve üretilen su RO ürün suyuna gönderilebilmiştir. EDR ünitesinde oluşan bu süper konsantre su daha sonra rüzgâr gücünden faydalanan WAIV prosesine gönderilmiş ve TDS>%30'a kadar yükseltilebilmiştir. Ayrıca, çalışmada bu yol ile magnezyum gibi bazı tuzların geri kazanılabileceği de vurgulanarak, önerilen hibrit sistemin klasik RO ve buharlaşma havuzlarıyla kıyaslanabilecek ekonomik performansta olduğu belirtilmiştir. EDR prosesinin enerji ihtiyacı ise 5-6 kWh/m^3 olarak belirtilmiştir.



Şekil 4.20. Oren vd. (2010) tarafından kullanılan pilot ölçekli hibrit ZLD prosesi detayları



Şekil 4.21. Oren vd. (2010) tarafından kullanılan pilot ölçekli hibrit ZLD prosesinin üç boyutlu görseli

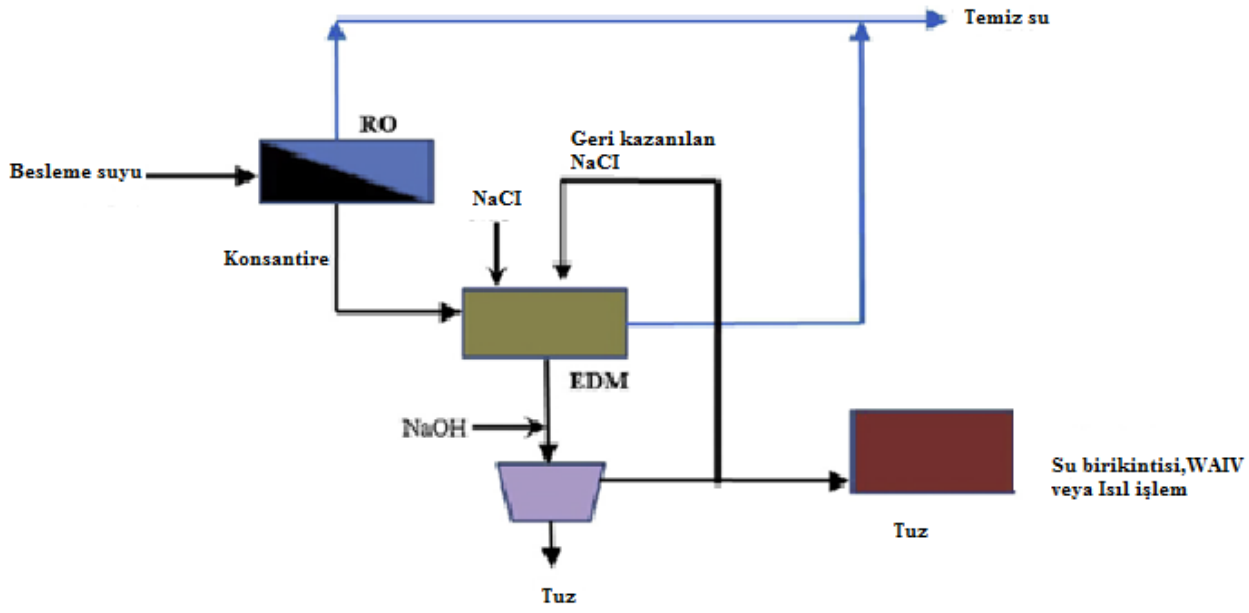
Silika konsantrasyonun çökelme oluşturacak sınırları aşması durumunda ED/EDR kullanmanın özel bir avantajı bulunmaktadır. Nötral pH seviyelerinde silika yüksüz olup iyon değiştirici membranlar tarafından itilmez ve çıkış suyunda kalırlar. Böylece ED/EDR membranları üzerinde de herhangi bir çökelti oluşturmaz. Fakat organik maddeden dolayı iyon değiştirici membranların tıkanmasını önlemek için uygun ön arıtımlara ihtiyaç duyulmaktadır. Genel olarak RO konsantresinin arıtımında ED/EDR prosesi TDS konsantrasyonun <3.000 mg/L olması durumunda fiyat etkin olduğu düşünülmektedir. Daha yüksek TDS konsantrasyonlarında enerji gereksinimi yükselecektir.

EDM (electrodialysis metathesis)

EDM prosesi ED prosesinin bir modifikasyonudur. Bu proseste birbirini takip eden ünitelerde dört farklı iyon değiştirici membran kullanılır. ED prosesine kıyasla toplam dört farklı çözelti bölmesi ve dört farklı membran bulunur. Bir kompartman seyreltik su, iki kompartman konsantre akımı için, bir kompartman ise NaCl çözeltisi içindir. Dört membrandan ikisi klasik anyon ve katyon değiştirici membranlar, diğer ikisi ise tek değerlikli anyon ve katyon değiştirici membranlardır. Bu konfigürasyon iki farklı konsantre akımı oluşturmakta ve konsantre akımlardan biri sodyum içeren anyonlar, diğeri ise klorür içeren katyonlar olup, her iki kosantre akımı da son derece yüksek çözünürlüğe sahiptir. İşletimi ise şöyledir; su akımıyla birlikte elektrik akımı sağlandığında katyonlar katyon değiştirici membrana, anyonlar ise anyon değiştirici membrana doğru hareket ederler. Hemen bitişikteki hücreye NaCl verilmesiyle birlikte tek değerlikli iyon değiştiriciler sayesinde klorür ve soyum hareketiyle konsantre kalsiyum klorür ve sodyum sülfat üretilir. Dolayısıyla bu proses özellikle $CaSO_4$ ve $CaCO_3$ gibi çökelekleri üretme potansiyeli yüksek RO konsantre akımlarının arıtımında kullanımı oldukça uygundur. Prosesin RO geri kazanımı için uygulama noktası Şekil 4.22'de sunulmuştur (Subramani ve Jacangelo, 2014b). Veerapaneni (2007), EDM sistemini kullanarak TDS

konsantrasyonu 16.000 mg/L olan konsantreyi iki farklı oldukça çözünmüş konsantre haline getirmiş ve %99'un üzerinde geri kazanıma ulaşmıştır. Daha sonra elde edilen konsantre kristalizatöre gönderilerek ZLD gerçekleştirilmiştir. EDM sisteminin kullanımında giriş akımındaki organik maddenin bir ön arıtımla giderilmesi gerekmektedir.

Genel olarak EDM prosesinin TDS konsantrasyonu 5.000 mg/L'ye olan sular için ekonomik olduğu, 15.000 mg/L'nin üzerindeki sular için ise termal proseslerin daha ekonomik olduğu vurgulanmıştır (Subramani ve Jacangelo, 2014). Özellikle $CaSO_4$'ın çökelme olasılığı olan konsantre akımların arıtılmasında önerilir ve su geri kazanım oranı oldukça yüksek bir prosestir. Dolayısıyla, EDM prosesini takip eden termal kurutma sistemleri ile ZLD başarılabilir.



Şekil 4.22. EDM prosesinin RO konsantre atıksularının arıtımında kullanımı (Subramani ve Jacangelo, 2014).

4.5.2.4. Konsantre arıtımında elektriksel potansiyel sürücülü membran proseslerinin kıyaslanması

Konsantre arıtımı amacıyla kullanılan elektriksel potansiyel-sürücülü membran proseslerinin kıyaslaması Çizelge 4.11'de verilmiştir. EDM prosesi yeni gelişen bir sistem olup, yüksek su geri kazanımlarının (>%99) hedeflendiği sistemlerde ED ve EDR proseslerine kıyasla avantajlıdır. Fakat EDM şimdilik pilot sistemlerde ya da deneme amaçlı olarak konsantre akımlarda kullanılmış olup, ilk yatırım maliyeti oldukça yüksektir. Bütün elektriksel potansiyel sürücülü membran proseslerde TDS arttıkça maliyet eksponansiyel olarak artmaktadır. Eğer konsantrede TDS 15.000 mg/L'nin üzerinde ise elektriksel potansiyel sürücülü membran prosesleri konsantre akım arıtımlarında termal proseslerden daha maliyetli olmaktadır.

Çizelge 4.11. Konsantre arıtımı amacıyla kullanılan elektriksel potansiyel-sürücülü membran proseslerinin kıyaslaması

Teknoloji	Besleme su özellikleri	Giderimi hedeflenen su kalitesi	Enerji gereksinimi	Teknolojinin olgunluğu	Maliyet	Avantaj	Sınırlılıklar
Elektrodializ (ED) ve Ters Elektrodializ (EDR)	Acısu RO proses konsantresi (Su geri kazanım oranı %75-85)	Sertlik iyonları TDS	7.000 mg/L TDS arıtımı için 3,9 kW/m^3 7-8 kWh/m^3 acı su RO konsantre arıtımı	Tam ölçekli	EDR: 23.070$/($m^3$/saat)	-Yüksek silika içerikli konsantre arıtımında etkili -RO prosesine kıyasla daha yüksek LSI (>3) ve jips çökelme toleransı	Enerji ihtiyacı TDS arttıkça artmaktadır Organik tıkanma, ön arıtım ihtiyacı
EDM	Acısu RO proses konsantresi (Su geri kazanım oranı %75-85)	Sertlik TDS	10.000 mg/L TDS içeren su arıtımında 11,9 kWh/m^3	Pilot ölçek	EDM: 10.200$/($m^3$/saat) (ilk yatırım) 0,07 $/$m^3$ (kimyasal)	-Yüksek kalsiyum sülfat doygunluğuna sahip sularda etkilidir, 5.000 mg/L TDS den düşük sular için termal proseslerden daha ekonomiktir.	-Gerçek ölçekli sistemlerde sınırlı uygulamalar -TDS>15.000 mg/L için termal proseslerden daha pahalı

4.5.3. Termal bazlı teknolojiler

Termal bazlı teknolojiler, konsantre hacmini azaltmak amacıyla ısı kullanan proseslerdir. RO konsantresinin arıtılması için tipik olarak kullanılan termal bazlı teknolojiler mekanik veya doğal yöntemle buharlaştırmadır (Giwa vd., 2017). Termal bazlı konsantre hacim azaltma yöntemleri genellikle yüksek tuzluluk içeren konsantreler için kullanılır (Giwa vd., 2017). Brine (tuzlu su) konsantratörleri ve kristalizatörler gibi bazı teknolojilerde ilave su geri kazanımı sağlanarak sistemlerin toplam su geri kazanım oranını arttırabilir. Ancak rüzgâr destekli yoğunlaştırılmış evaporasyon ve püskürtmeli kurutucular gibi diğer teknolojilerle su geri kazanımı sağlanamadığı için sistemin toplam su geri kazanım oranı değişmez. Doğal buharlaşma prosesleri buharlaştırma havuzlarından oluşur. Buharlaştırma havuzları, konsantrenin güneş ile buharlaştırıldığı sığ havuzlardır. Mekanik buharlaştırma işlemleri konsantreyi yoğunlaştırılabilir su buharı ve ıslak tuz haline getirir (Lozier vd., 2008). Konsantre yönetimi için uygulanan mekanik buharlaştırma sistemlerinin en yaygın kombinasyonu brine (tuzlu su) konsantratörü ve bunu takiben kristalizatör kullanılmasıdır (Lozier vd., 2008). Termal bazlı teknolojileri genellikle yoğun şekilde enerji kullanan proseslerdir (Greenlee vd., 2009). Bu sebeple daha düşük enerji tüketen çoklu kademeli (etkili) distilasyon ve buhar sıkıştırmalı prosesler geliştirilmiştir. Membran ve termal bazlı yöntemlerin kombinasyonu olan hibrit proseslerde %99'a kadar su geri kazanımı sağlanabilmektedir. Standart buharlaştırma veya kristalleştirme sistemleri kullanılarak sıfır sıvı atık deşarjı (ZLD) sağlanabilir (Subramani ve Jacangelo, 2014).

4.5.3.1. Buharlaştırma havuzları

Buharlaştırma havuzları tuz üretimi için uzun yıllardır kullanılan bir prosestir. Buharlaştırma havuzları, konsantrenin güneş ile buharlaştırıldığı sığ havuzlardır. Arazi maliyetlerinin düşük olduğu sıcak, kurak iklimler ve buharlaşma hızının yağış miktarından daha yüksek olduğu coğrafi bölgeler için uygun bir konsantre bertaraf yöntemidir. Buharlaşma hızını etkileyen faktörler; rüzgâr hızı, barometrik basınç, hava ve su sıcaklığı ve suyun tuzluluk derecesidir (Mickley, 2006; Brandhuber, 2007, Morillo vd., 2014). Avustralya'daki kurak bölgelerde ve Körfez ülkelerinde (Bahreyn, Kuveyt, Umman, Katar, Suudi Arabistan ve Birleşik Arap Emirlikleri) buharlaştırma havuzu konsantre yönetimi için en çok uygulanan yöntemlerden birisidir (Ladewig ve Asquith, 2012). Yüksek hacimli konsantre akımlarının bertarafında buharlaştırma havuzları için gereken arazi fazladır. Arazi fiyatların yüksek olduğu bölgelerde buharlaştırma havuzların yatırım maliyeti yüksektir ve bu bölgelerde buharlaştırma havuzları sınırlı kullanıma sahiptir. Amerika Bileşik Devletlerinde 1993'ten önce konsantre yönetiminde buharlaştırma havuzlarının kullanım oranı %6 seviyelerinde iken, 1993'ten sonra bu oranı %2 seviyelerine kadar düşmüştür ve sadece konsantre hacminin küçük olduğu tesislerde kullanılmaktadır (Giwa vd., 2017).

Buharlaşma havuzlarının inşası etmek nispeten kolaydır, mekanik sistemlere kıyasla az bakım gerektirir. Konsantre havuza pompalanır ve güneş ile buharlaşması beklenir. Buharlaşma sonrası kalan tuz bertaraf edilir veya geri kazanılır. İnşaat maliyeti aşısından en pahalı kısım sızdırmazlığı sağlamak için kullanılan havuz taban örtüsüdür. Pompa haricinde mekanik bir ekipmana ihtiyaç duyulmadığı için işletme maliyetleri düşüktür. Buharlaştırma havuzlarının işletimi oldukça basittir. Operatörün dikkat etmesi gereken çok fazla bir durum yoktur. Dikkate alınması gereken başlıca tasarım faktörleri, havuz alanı, derinlik, sızıntıyı önlemek için kullanılan koruyucu örtü (liners) ve havuz kenar set (bank) yüksekliğidir. Yeraltı suyu ve toprak kirliliğin önlenmesi için sızdırmaz malzemeler kullanılması gerekmektedir (Ladewig ve Asquith, 2012). Havuz taban örtüsü için en çok kullanılan malzemeler: polivinil klorür, yüksek yoğunluklu polietilen, butil kauçuk ve Hypalon'dur (Morillo vd., 2014). Buharlaştırma havuzlarının maliyetini arttıran bir husus, yönetmelikler sebebiyle geçirimsiz ortam sağlanması için sızdırmaz malzemelerin kullanılması ve yeraltı suyu ve toprak kirliliğin takibi için izleme sistemlerinin gerekliliğidir.

Buharlaştırma havuzunun alanı; bölgedeki buharlaşma hızı ve konsantre hacmine bağlıdır. Havuz alanı aşağıdaki formül ile hesaplanabilir:

A=V/E
A: Havuz Yüzey Alanı (m^2)
V: Konsantre Hacmi (m^3/gün)
E: Buharlaşma Hızı (m/gün)

Konsantre hacmi arttıkça gerekli havuz alanı artar. Konsantre hacmi, tesis kapasitesine ve geri kazanım oranına bağlıdır. Buharlaşma hızı arttıkça gerekli havuz alanı azalacaktır. Buharlaşma hızı bölgenin iklim koşullarına bağlıdır. Beklenenden daha düşük buharlaşma hızı olması veya konsantre hacminde beklenmedik artışlar için havuz alanı hesabında güvenlik oranı dikkate alınmalıdır. Yukarıdaki formüle göre hesaplanan havuz yüzey alanının %20'lik güvenlik oranını sağlayacak şekilde arttırılması literatürde önerilmektedir (Mickley, 2006). Buharlaşma hızının maksimum olduğu optimum havuz derinliği 0,03 ile 0,45 m aralığındadır (Pérez-González vd., 2012a). Ancak 1,02 m derinliğine kadar kabul edilebilir seviyelerde buharlaşma hızları sağlanmıştır (Mickley, 2006). Konsantre hacminde beklenmedik artışlar, tuz birikimi ve yağış miktarı havuz derinlik seçiminde önemlidir. Seçilen su derinliğine ek olarak bir derinlik payı bırakılarak toplam havuz derinliği hesaplanmalıdır. Havuz alanındaki ortalama yağış, buharlaşma hızındaki değişimler ve rüzgâr gibi iklim koşullarına göre değişebilmekle birlikte, bu ek yükseklik için literatürde 0,2 m önerilmektedir.

Buharlaşma hızı; buharlaşma kapları, meteorolojik veriler kullanılarak ve lizimetreler kullanılarak ölçülebilmektedir. Çok sayıda farklı buharlaşma kabı olmasına rağmen A sınıfı buharlaşma kabı (U.S. Class A pan) uygulamada en çok kullanılan kap tipidir. A sınıfı buharlaşma kabı, kullanılan tekniğin basitliği, düşük maliyeti ve uygulama kolaylığından dolayı dünya genelinde yaygın kullanılmaktadır. Buharlaşma hızı konsantrenin tuzluluğuna göre değişebilir. Tuzluluk arttıkça buharlaşma hızı düşer. Eğer tuzlu sular için buharlaşma hızı değerleri mevcut değilse veya hesaplanamamışsa, tatlı su buharlaşma hızının %70'i tuzlu suyun buharlaşma hızı olarak kabul edilebilir.

Buharlaştırma havuzunun konsantre yönetiminde bir bertaraf tekniği olarak seçilmesinde konsantre hacmi, arazi fiyatları ve bölgenin buharlaşma hızı dikkate alınmalıdır. Düşük yağış oranına, yüksek buharlaşma hızı ve düşük fiyatlarda geniş arazilerin olduğu bölgeler için buharlaştırma havuzları oldukça ekonomik bir seçenektir (Ladewig ve Asquith, 2012). Konsentre debisinin 20.000 m^3/gün'den (yaklaşık 5 MGD) yüksek olduğu tesisler için buharlaştırma havuzlarının kullanımı uygun değildir. Konsantre debisinin 4.000 m^3/gün'den (yaklaşık 1 MGD) küçük olduğu tesislerde buharlaştırma havuzlarının tercih edildiği literatürde belirtilmiştir. Buharlaştırma havuzlarındaki muhtemel uçucu organik bileşikler (VOC) için emisyon sorunu beklenmemektedir. Endüstriyel atıksular için oluşacak konsantre debileri (örneğin 20.000 m^3/gün) küçüktür ve VOC konsantrasyonları µg/L seviyelerindedir. Oluşabilecek VOC kütlesel olarak azdır ve emisyon sorunu oluşturması beklenmemektedir. Örnek olarak endüstriyel atık sularda genel olarak ortalama VOC konsantrasyonu 20 µg/L'dir ve RO membran tesisinde geri kazanım oranı %80 kabul edilirse konsantrede oluşacak VOC konsantrasyonu 100 µg/L'dir. 100 µg/L*20.000 m^3/gün olarak hesap yapıldığı zaman oluşan VOC konsantrasyonu 2 kg/gün'dür. Bu hesaplama 20.000 m^3/gün konsentre debisi için yapılmıştır ve konsentre hacmi 20.000 m^3/gün'den büyük tesislerde buharlaştırma havuzları uygun bir bertaraf yöntemi değildir. Genellikle konsantre debisi 4.000 m^3/gün'den küçük tesislerde buharlaştırma havuzları kullanıldığı için, bu debide oluşan VOC miktarları 0,4 kg/gün gibi oldukça küçük değerlerde olacaktır. Endüstriyel tesislerde oluşan konsantrelerin bertarafında buharlaştırma havuzlarında emisyon sorunu için literatürde net veri yoktur. RO desalinasyon tesislerinde, deniz suyunda VOC olmadığı için emisyon sorunu

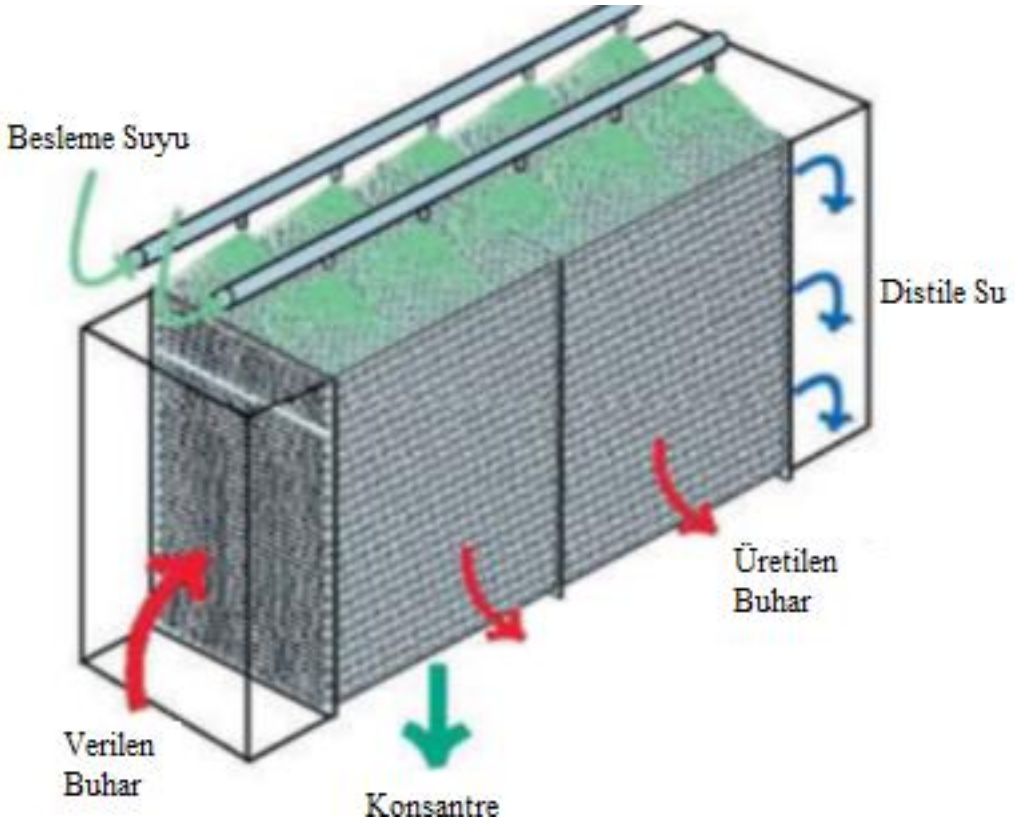
beklenmektedir. İlave su geri kazanımım sağlanamaması, proses performansının düşük olması, fazla alan gerektirmesi, sızdırmazlığın iyi sağlanamadığı durumlarda yeraltı suyu ve toprak kirliliğine sebep olması gibi kısıtlamalardan dolayı buharlaştırma havuzlarına alternatif yenilikçi yöntemler geliştirilmeye başlanmıştır.

Ülkemiz için buharlaştırma havuzlarının kullanımı uygun bir konsantre bertaraf yöntemi değildir. Buharlaştırma havuzlarının yaygın olarak kullanıldığı coğrafi bölgeler ile karşılaştırıldığı zaman, ülkemizde buharlaşma hızı düşüktür ve yağış miktarı fazladır. Örneğin Güneydoğu Anadolu bölgesi için ortalama yıllık yağış miktarı 500-600 mm iken, Suudi Arabistan'da bu değer 100 mm daha küçüktür. Buharlaşma hızları kıyaslandığında ise Suudi Arabistan'daki ortalama buharlaşma hızı ülkemizden 2,5 kat daha fazladır. Ayrıca ülkemizde soğuk aylarda buharlaşma hızındaki düşüş fazla olduğu için buharlaştırma havuzlarının çok daha büyük hacimlerde inşa edilmesi gerekmektedir. Yüksek yağış oranları ve düşük buharlaşma hızları göz önüne alındığında ülkemiz için buharlaştırma havuzları konsantre yönetimi için uygun bir seçenek değildir.

4.5.3.2. Çoklu kademeli (etkili) distilasyon ve mekanik/termal buhar sıkıştırma

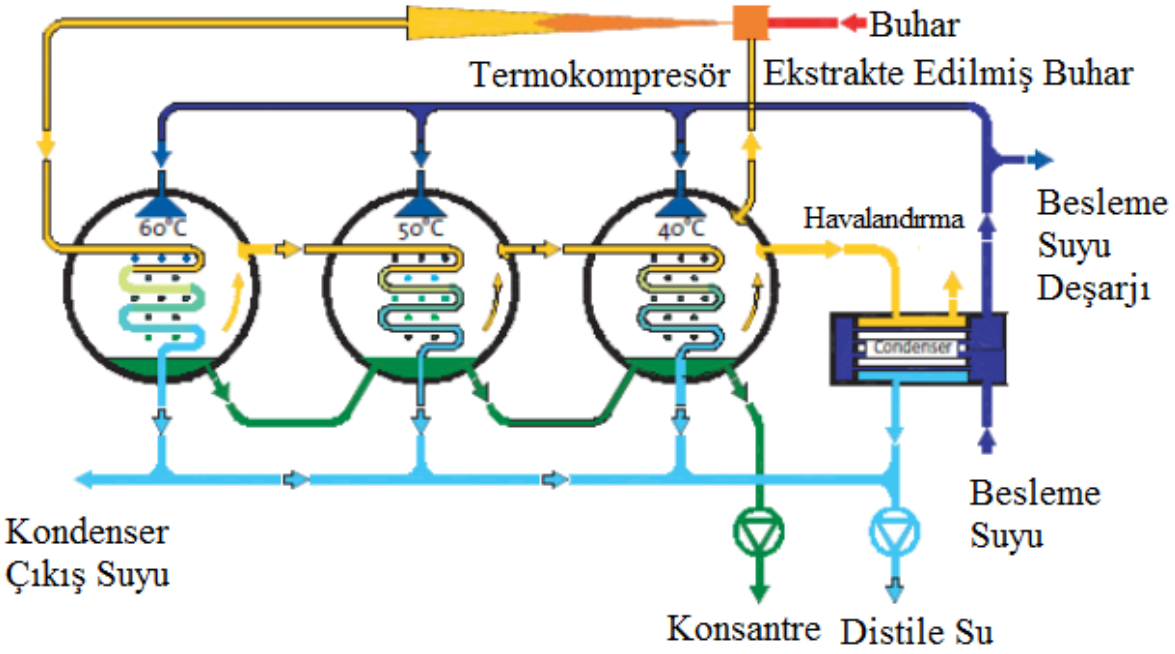
Termal sistemlerde spesifik enerji tüketimini azaltmak için kullanılan tipik yöntemler çoklu kademeli distilasyon (MED), termal buhar sıkıştırma (TVC) veya mekanik buhar sıkıştırma (MVC) gibi çoklu kademeli konfigürasyonlarıdır (Subramani ve Jacangelo, 2014). Üç yöntem arasında MVC, enerji tüketimi açısından en verimli olanıdır (GEA Wiegand 2014). MED, deniz suyu tuzsuzlaştırılmasında kullanılan en eski yöntemdir ve 19. Yüzyılın ortalarında kullanılmaya başlanmıştır. MED sisteminde evaporatör, azaltılmış basınç ve sıcaklık seviyelerinde çalıştırılan çok sayıda kademeden oluşur (Şekil 4.23). Birinci aşamada üretilen buhar, konsantrenin bir sonraki aşamada ısıtılması için kullanılır ve bir sonraki aşamada daha düşük sıcaklık veya basınç uygulanır (Van der Bruggen ve Vandecasteele, 2002). Genellikle MED sistemleri 8-16 arasında kademeden oluşur. Her kademe arasında sıcaklık farkının minimum 5°C olması gerekir. İlk aşamada maksimum 120 °C olabilir. Her hücre yatay veya dikey tüp demetinden oluşur. Tüp demetlerinin üst kısmından konsantre püskürtülür ve yerçekimi etkisiyle konsantre tüplerin üzerinden aşağıya doğru hareket eder. Isıtılan buhar tüplerin içine verilir. Tüpler harici olarak soğutulduğundan, buhar tüplerin içindeki yoğunlaşır. Aynı zamanda besleme suyu (örneğin RO konsantre) ısınır ve yoğunlaşma ısısını geri kazanarak kısmen buharlaşır. Buharlaşmaya bağlı olarak, besleme suyu tüp demetinden akarken hafifçe yoğunlaşır ve hücrenin alt kısmında konsantre (brine) oluşur (Veolia, 2016). Besleme suyu buharlaştırması ile artan buhar, ısıtma buharından daha düşük bir sıcaklıktadır. Ancak, işlemin tekrarlandığı bir sonraki kademe için ısıtma ortamı olarak hala kullanılabilir (Subramani ve Jacangelo, 2014).

Çoklu aşamalı ani damıtma (MSF) teknolojisi ile kıyaslandığında, MED teknolojisinde her kademede buharlaşma için ilave ısı gerekmez ve MSF'den daha düşük sıcaklıklarda işletilir (Dolgen vd. 2013). Bu sistemler genellikle 600 m^3/gün-30.000 m^3/gün kapasitelere sahiptir. İlk yatırım maliyetleri MSF teknolojisine göre daha düşük olan MED sistemlerinde enerji maliyetleri genellikle MSF ile aynı düzeylerdedir. MSF prosesine benzer şekilde, MED işleminin performansı kademe veya etki sayısına bağlıdır. Normalde MED tesisleri, 100 °C'den fazla sıcaklıkta harici bir buhar kaynağı kullanır (Baldwin, 2011). MED sistemi, RO sisteminde konsantre arıtımı için kullanılmıştır. RO ve MED proseslerinin kombinasyonu sonucu besleme suyu geri kazanımı %93'den daha fazladır (Subramani ve Jacangelo, 2014). Ancak ısı eşanjörü yüzeyindeki kireç oluşumunu önlemek amacıyla silika konsantrasyonunu azaltmak için ön-arıtma işlemleri gereklidir.

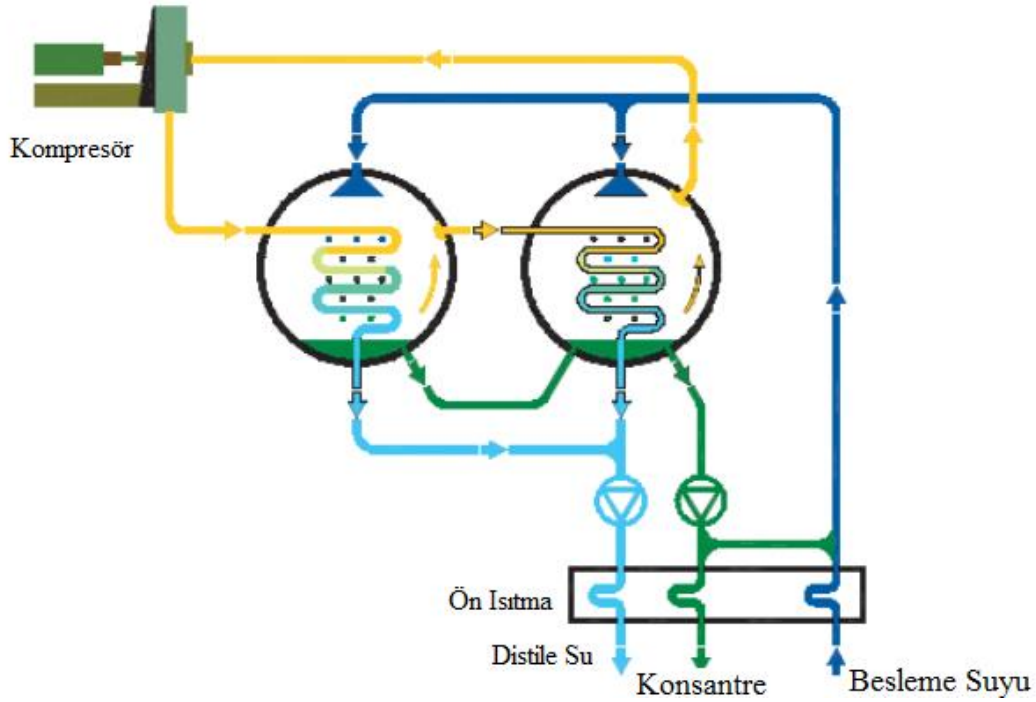


Şekil 4.23. Çoklu kademeli distilasyon kademesi diyagramı (Veolia 2016)

Bu evaporatörlerin termal verimliliği, kazanç çıkış oranı (GOR) ile ölçülür ve GOR damıtılmış su kütlenin sisteme verilen buhar kütlesine oranıdır. MED sistemleri için tipik GOR değerleri 7-10'dur (Veolia 2016). GOR, hücreler arasına buhar geri devrettirilmesi için bir termo-kompresör (TVC) eklenmesi ile arttırılabilir ve ısıtma ortamı olarak kullanılır (Şekil 4.24). Buhar bulunmadığı zaman MED prosesini mekanik buhar kompresörü (MED-MVC) ile birlikte kullanmak mümkündür (Şekil 4.25). MVC sistemlerinde enerji girişi tamamen kompresörü çalıştırmak için gerekli mekanik güçtür. Bu teknoloji ile buharlaşma esnasında üretilen buhar kompresör ile sıkıştırılır. Kompresör ısı pompası görevi yaparak buhara enerji ilave eder (GEA, 2014). Buhar sıkıştırıldıktan ve ısıtma sisteminin yoğunlaşması sonrasında, evaporatör ısı değişim yüzeyi tarafından buhardan ısıtma akımı ile birlikte kondansat çevrimden ayrılır (GEA, 2014). Bu durumda buhar, bir motor tarafından tahrik edilen santrifüjlü kompresör vasıtasıyla soğuk hücreden sıcak hücrenin içine geri döndürülür. Bu sistemin elektrik tüketimi 8 ila 15 kWh/m^3 arasındadır. Kompresör teknolojisindeki kısıtlamalardan dolayı, MED-MVC ünitelerinin maksimum kapasitesi 5.000 m^3/gündür. MED-MVC sistemlerinde harici bir ısı kaynağına gerek yoktur ve %100 elektriksel işlemdir (Veolia, 2016).



Şekil 4.24. Termal buhar sıkıştırmalı (TVC) Çoklu etkili distilasyon (MED) sistemi (Veolia, 2016)

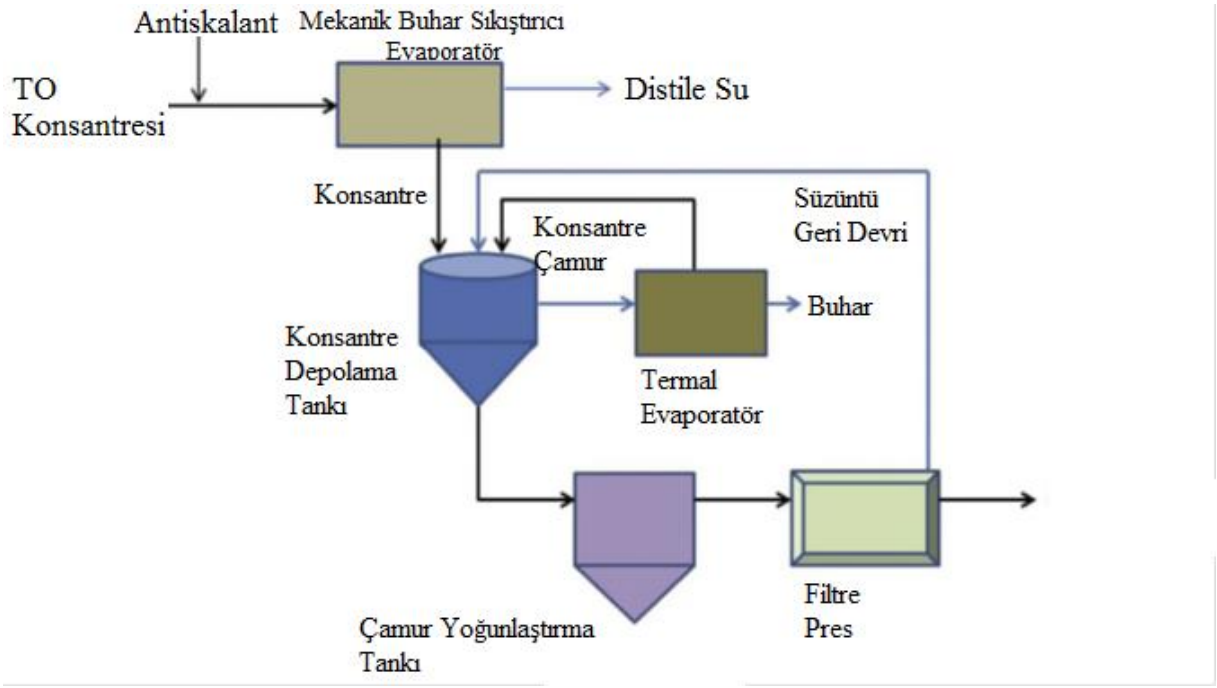


Şekil 4.25. Mekanik buhar sıkıştırma (MVC) ile birlikte Çoklu kademeli distilasyon (MED) (Veolia, 2016)

MED & MED TVC prosesinin avantajları.

- Çok Kademeli Flaş (MSF) veya membran prosesleri (RO) gibi prosesler ile karşılaştırıldığında çok düşük elektrik tüketimi (1,5 kWh /m^3)
- Düşük sıcaklıkta işletilir (<70 ° C)
- Yüksek saflıkta distile su üretimi mevcuttur.
- Kompleks ön artıma gerekmez.
- Güvenilir ve kullanımı basittir

MVC sistemi kullanarak ZLD'yi sağlayan tipik bir konfigürasyon Şekil 4.26'da verilmiştir. Bu konfigürasyonda, RO konsantresi MVC ve müteakip termal buharlaştırma ile arıtılmıştır MVC sisteminde az çözünür tuzların çökmesini önlemek için antiskalantlar ilave edilmiştir. Arıtmanın ilk aşamasında, MVC evaporatör kullanımı ile ürün olarak distile su ve konsantre elde edilmiştir. MVC evaporatöründen gelen konsantre, konsantre depolama tankına gönderilir ve bu tankta çamur ayrımı gerçekleşir. Konsantre depolama tankındaki üst su daha sonra bir termal evaporatöre gönderilir. Konsantre depolama tankındaki çamur, yoğunlaştırma ve filtre prese gönderilir. MVC sistemleri RO konsantredeki çözünmüş katıların konsantre edilmesinde etkilidir ve spesifik enerji tüketimi (elektrik) 7-12 kWsaat/m^3 (Buros 2000) ve 22-25 kW.saat/m^3 (Medina 2012) olarak rapor edilmiştir. Düşük işletme maliyetleri, tek kademe nedeniyle kısa kalış süresi ve düşük özgül enerji tüketimi olduğu için MVC sistemleri kullanılır. Bu sistemlerin yatırım maliyetleri tipik olarak MED' dan yüksek olmasına rağmen, MVC sistemler için yatırım maliyetini azaltabilecek yenilikçi tasarımlar geliştirilmektedir (Lubis ve Holtzaple, 2012).



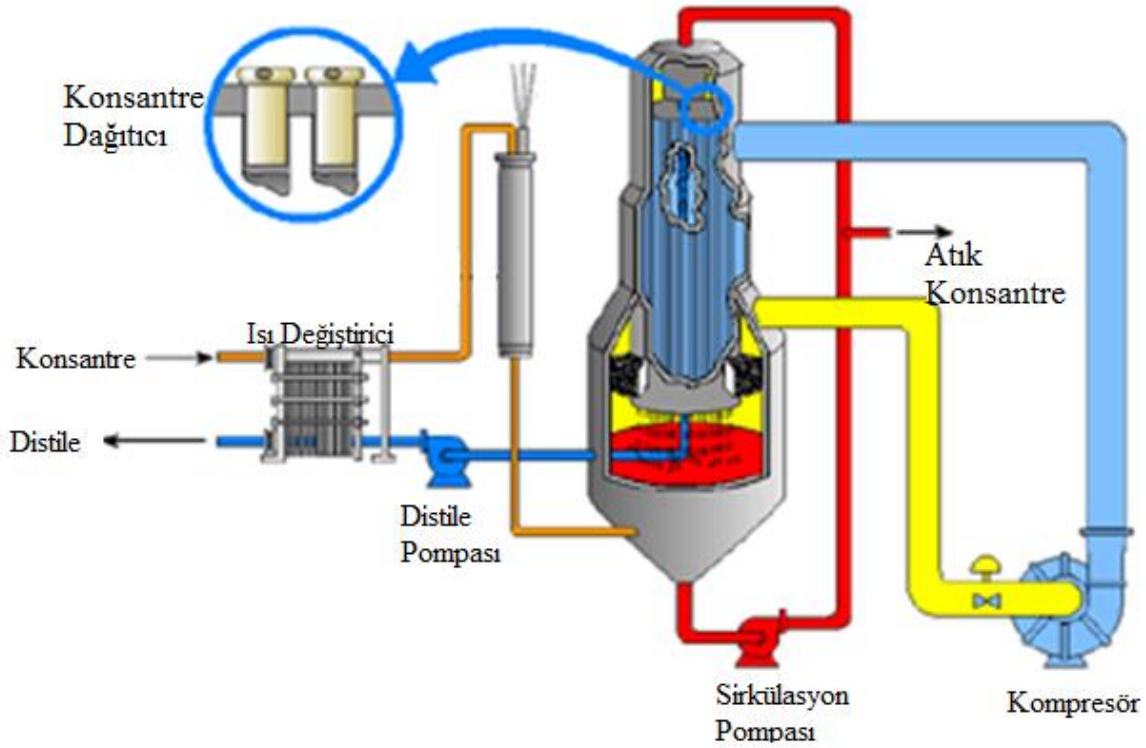
Şekil 4.26. MVC ve termal buharlaştırma sistemi kullanarak ZLD'yi sağlanan konfigürasyon (http://www.evaporator.com/reverse-osmosis-reject)

4.5.3.3. Brine konsantratörü ve kristalizatör

Yüksek TDS ve az çözünür tuzlardan kaynaklı çökelme problemleri klasik buharlaştırma sistemlerin geri kazanım oranını sınırlandırmaktadır. Brine konsantratörü, çekirdek sıvı karışımı ile buharlaştırma (seeded slurry evaporation) olarak adlandırılan özgün bir prosestir (Mackey ve Seacord, 2008). Çekirdek sıvı karışımı süreci, evaporatörde dolaşan konsantre içerisindeki kalsiyum sülfat çekirdek kristal sıvı karışımının oluşturulmasıdır. Dikkatli bir termal ve mekanik tasarım ile $CaSO_4$ ve SiO_2, tercihen tüpler yerine resürküle olan çekirdek kristallerinin üzerinde çökelirler (Lozier vd., 2008)

Brine konsantratörleri, tüplerin iç kısmında ince bir filmden tuzlu suyun buharlaştırıldığı dikey tüp demetlerinden oluşur (Mickley ve Associates, 2006). Şekil 4.27, brine konsantratörü akım şemasını göstermektedir. Bu konsantratörler, ısıtılmış konsantreden buharı sıkıştırır ve basınçlı akış ile gelen RO konsantresini ısıtmak için yeniden kullanır (Awerbuch ve Weekes, 1990; Subramani ve Jacangelo, 2014). Isı değişimine müteakip akım, akım yönünün tersine döndürülerek

membran arıtma proseslerinde kullanılabilir. Isı transfer yüzeyinin kireçlenmesini önlemek için geri dönüşüme $CaSO_4$ eklenir ve konsantratörler sıklıkla çamur modunda çalışacak şekilde tasarlanır (Mickley, 2008; Subramani ve Jacangelo, 2014). Brine konsantratörlerinin RO konsantresini çökelme problem olmazsın tipik olarak 40'ta 1 oranında kadar konsantre edebilme kapasiteleri vardır. Konsantratörleri atık akışı, besleme suyu akışının %2-10'dur ve 250.000 mg/L kadar yüksek TDS içeren RO konsantreleri için kullanılabilir. Brine konsantratörü yüksek kaliteli su üretir (10 mg /L'den az TDS) (Lozier vd., 2008). Konsantratörlerin geri kazanım verimi besleme suyu kalitesine bağlıdır ve genellikle besleme, konsantre akımının %90 ile %98 aralığındadır. Ancak yüksek enerji gerektiren bir prosestir ve enerji tüketimi yaklaşık 18-26 kWh/m^3'dür (Mickley, 2008; Subramani ve Jacangelo, 2014).



Şekil 4.27. Brine konsantratör diyagramı (Masnoon ve Glucina, 2011)

Birne konsantratörlerin avantajları (Mackey ve Seacord, 2008):

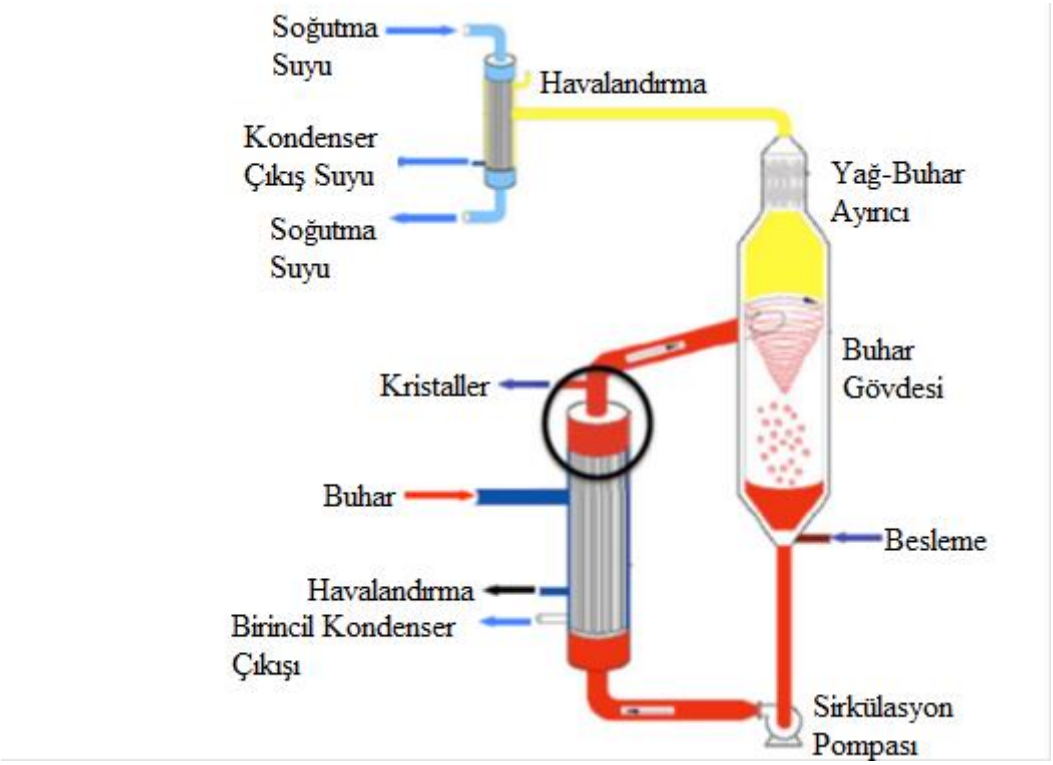
- Daha düşük maliyetli seçeneklerin olmadığı durumlarda kullanımı fizibildir
- %90 – 98 geri kazanım
- İzin alma sürecinin basitleştirilmesi mümkün (izin alma sürecii zor olan prosesleri ile yer değiştirilebilir)
- Az alan ihtiyacı

Brine konsantratörlerin dezavantajları (Mackey ve Seacord, 2008):

- Çok yüksek maliyet
- Yoğun enerji kullanımı
- Çok yüksek kule (yaklaşıl 90 ft) ve işletim sırasında yüksek gürültü

Brine kristalizatörler, ZLD sağlamak için diğer arıtma prosesleri ile birlikte kullanılırlar ve genellikle son aşamadır (Farahbod vd., 2012). Proses sonrası oluşan yüksek kaliteli ürün suyu geri kazanılabilir. Kristalizatörlerden önce genellikle konsantrenin hacmi azaltılır ve yaklaşık 200.000 ile 300.000 mg/L TDS konsantrasyonuna sahiptir (Masnoon ve Glucina, 2011). ZLD sağlamak

için RO tesislerinin çoğunda, hacim azaltma için brine konsantratörleri ve kristalizatörler birlikte kullanılır. Kristalizatörler kapasitesi 0,008 ile 2 m^3/dk (yaklaşık 2 ila 50 gpm) arasında değişir. Küçük sistemler (0,02 m^3/dk'ya kadar olan sistemler) buhar tahrikli iken, daha büyük sistemlerde elektrikle çalışan buhar kompresörleri kullanılmaktadır (Mickley ve Associates, 2006). Kristalizatörler, buhar kompresörlerinden veya mevcut bir buhar kaynağından ısı girişine sahip dikey silindirik hazneden oluşur (Farahbod vd., 2012). Şekil 4.28, brine kristalizatör diyagramını göstermektedir. En sık kullanılan tipi, zorunlu devridaim (FC) modudur. Isı eşanjörünün sıcaklığı, soğutma suyunun akış hızı, hazne tasarımı, buharlaşma oranı ve kalış süresi; kristallerin miktarı ve boyutu dağılımını etkiler (Farahbod vd., 2012). Kristalleştirme işlemi, kristalleştiriciye konsantre beslemesi ile başlar. Konsantre devridaim olan su ile karışır ve bir ısı eşanjörüne pompalanır. Burada sıkıştırılmış ve aşırı ısınmış buhar tuzlu suyu atmosfer basıncında kaynama noktasının üstünde kadar ısıtır ve tuzlu su eşanjör borularının dış yüzeylerinde yoğuşur. Sistemde konsantre kaynamaz ve böylelikle çökelme (scaling) olmaz. Isıtılmış konsantre sonra kristalleştirici buhar gövdesine girer. Konsantre, tipik olarak, kristalleştirici buhar gövdesine girdapta dönen bir açıyla girer; bu işlem sırasında az miktarda konsantre buharlaşır. Konsantre, tüp ve boru ısı eşanjörüne girdiğinde, tüpler taşar ve konsantrenin basınç altında kaynatılması önlenir (Farahbod vd., 2012). Su buharlaştırıldıkça, kristaller oluşur. Buhar, tutulan parçacıkları gidermek için bir yağ-buhar eliminatöründen geçer. Buhar bir buhar kompresöründe sıkıştırılır ve kondens toplanarak yüksek kaliteli su gerektiren diğer proseslerde yeniden kullanılabilir (Subramani ve Jacangelo, 2014).



Şekil 4.28. Brine kristalizatör diyagramı (Masnoon ve Glucina, 2011)

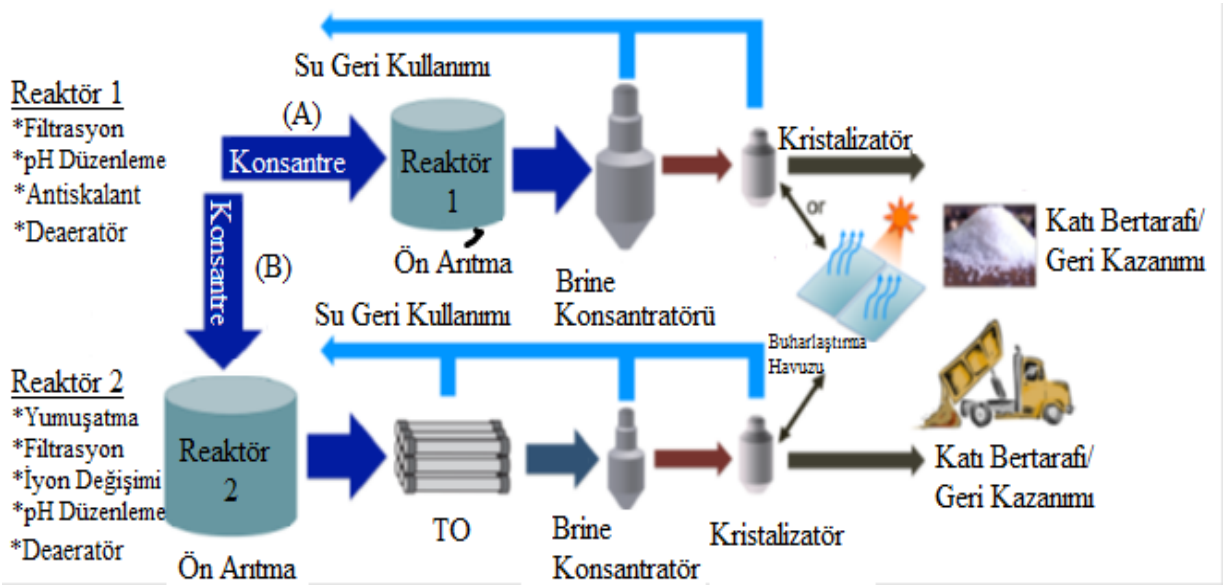
Brine kristalizatörlerinin avantajları (Mackey ve Seacord, 2008):

- Endüstriyel uygulamalarda kanıtlanmış teknoloji
- Sıvı karışım katı atık şeklinde konsantre edilir
- Geri kazanılan yüksek kalitede su istenilen yerde kullanılabilir
- Daha düşük maliyetli seçeneklerin olmadığı durumlarda kullanımı fizibildir
- Az alan ihtiyacı

Brine Kristalizatörlerinin dezavantajları (Mackey ve Seacord, 2008):

- Çok yüksek yatırım ve işletme maliyeti
- Yoğun enerji kullanımı
- Mekanik olarak kompleks olması
- Kompleks konsantreler için kullanıldığında sık temizleme gerektirebilir

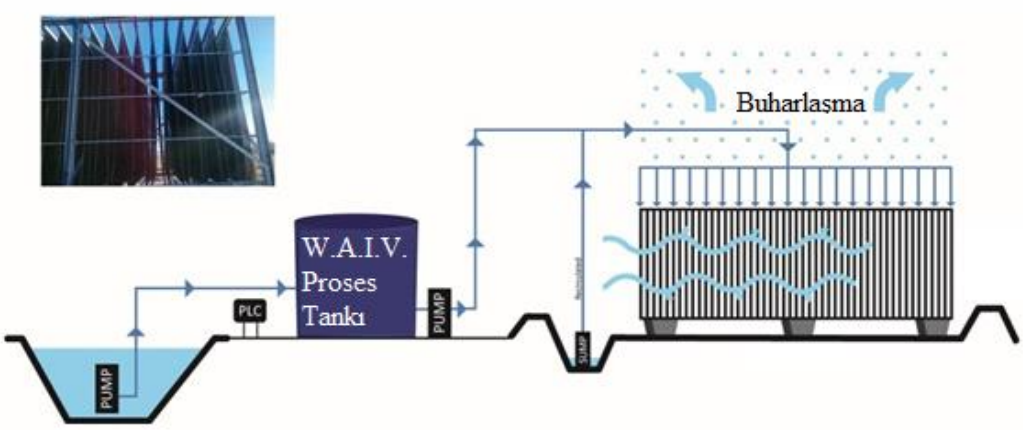
Kristalizatör çoğu zaman konsantratörleri ile birlikte kullanılır (Şekil 4.29) ve önemli miktarda enerji tüketirler (65-80 kWsaat/m^3) (Mickley 2008). Brine konsantratörü ve kristalizatörlerin kullanılmasının diğer bir dezavantaj ekipmanın boyutu ve karmaşıklığıdır. Kristalizatör, buharlaşma havuzu, güneş havuzu ve derin kuyu enjeksiyon yöntemine kıyasla pahalı bir alternatiftir (Masnoon ve Glucina, 2011). Brine kristalizatörler önemli miktarda enerji tüketirler (52-66 kWsaat/m^3). Mickley'e göre (2006), buharlaşma havuz inşaat maliyetinin yüksek olduğu bölgeler, güneş buharlaşma oranları düşük olan bölgeler ve derin kuyu enjeksiyonunun maliyetli veya uygulanabilir olmadığı durumlarda kristalizatör en uygun seçenektir.



Şekil 4.29. (A) termal ve (B) RO-birleştirilmiş ZLD sistemlerinin şematik gösterimi.

4.5.3.4. Rüzgâr destekli yoğunlaştırılmış evaporasyon

Buharlaşma havuzlarının buharlaşma hızlarının arttırılabilmesi için yeni teknolojiler geliştirilmektedir. Rüzgâr Destekli Yoğunlaştırılmış Evaporasyon (WAIV), konsantre arıtımı için kullanılabilen teknolojilerden biridir (Subramani ve Jacangelo, 2014). Buharlaşmayı arttırmak için rüzgâr enerjisi kullanılır ve böylece konsantre arıtımı için gerekli yüzey alanı azaltılır. Bu tip buharlaşma sistemlerinde buharlaştıma havuzlarına kıyasla %50-90 oranında buharlaşma hızı arttırılabilir (Pérez-González vd. 2012a). Dikey olarak yerleştirilen çeşitli materyallerden hazırlanmış ıslak yüzeylerin buharlaşması için rüzgâr enerji kullanılır (Gilron vd., 2003). Şekil 4.30, WAIV prosesi akım diyagramını göstermektedir.



Şekil 4.30. Rüzgar destekli yoğunlaştırılmış evaporasyon diyagramı (http://www.leachate.us/waiv-intro/)

WAIV ünitesinde buharlaşma yüzeyleri dikey olarak monte edilir. WAIV'de, küçük bir havuzundan veya bir depolama tankından pompa vasıtasıyla dikey olarak dizilmiş buharlaşma yüzeyleri ıslatılır (Şekil 4.31). Hidrofilize edilmiş buharlaştırma yüzeyleri dokuma ağlardan veya dokunmamış jeotekstillerden veya tüflerden (volkanik kaya) oluşabilir (Sethi vd., 2006). Yüzeyler, buharlaşmayı arttırmak için optimize edilebilir. Kuru hava, dikey yüzeylerin üzerinden geçtikçe, buharlaşma meydana gelir ve tuzlar yüzeylerde biriktirilir. Pilot çalışmalar WAIV yönteminin buharlaştırma işlemini konvansiyonel bir buharlaşma havuzundan 20 kat daha fazla yoğunlaştırdığını göstermiştir (Gilron vd., 2003). WAIV teknolojisi, konvansiyonel buharlaşma havuzları ve brine konsantratörlerine kıyasla nispeten düşük enerji maliyetleri ve azaltılmış arazi gereksinimi ile uygun maliyetli bir alternatif olarak kullanılabilir. WAIV teknolojisi, buharlaşma oranlarının yüksek olduğu bölgeler için iyi bir alternatif yöntemdir (Masnoon ve Glucina, 2011). WAIW prosesi ile tuz geri kazanımı sağlanabilir.

Şekil 4.31. Rüzgâr destekli yoğunlaştırılmış evaporasyon tesis görüntüsü (http://www.leachate.us/waiv-intro/)

Rüzgâr destekli yoğunlaştırılmış evaporasyon avantajları (Mackey ve Seacord, 2008; Masnoon ve Glucina, 2011)

- Buharlaştırma havuzlarının alanı azaltılmış olur
- Enerji gereksinimi oldukça düşüktür
- Doğal enerji kaynakları (güneş ve rüzgâr) kullanılmaktadır, dolayısıyla daha düşük işetme ve bakım maliyeti ile sonuçlanmaktadır
- Termal ve membran bazlı konsantre yönetim seçenekleri ile karşılaştırıldığında daha az karmaşık bir işlemdir.
- Herhangi bir üretim kapasitesi için modüler ve ölçeklenebilir tasarımlar yapılabilir

Rüzgâr destekli yoğunlaştırılmış evaporasyon dezavantajları (Mackey ve Seacord, 2008; Masnoon ve Glucina, 2011):

- Yüksek buharlaştırma oranına sahip iklimler için kullanımı fizibildir.
- Teknoloji hala gelişme aşamasındadır.
- Yüzey malzemesi ve paketleme yoğunluğu optimize edilmelidir.
- Tam ölçekli performans, yatırım ve işletme/bakım maliyet verileri mevcut değil
- Besleme kanallarında çökeltim kaynaklı tıkanma olabilir.
- Rüzgârdan dolayı konsantre akışında dalgalanma olabilir.

RO ve RO-ED'de iki farklı konsantre kullanıldığında, WAIV teknolojisinin doğal buharlaştırmaya kıyasla buharlaşma oranını 10 kat arttırdığı tahmin edilmektedir. WAIV kullanarak, konsantredeki TDS konsantrasyonu %23'e kadar arttırılabilir (Katzir vd., 2010). WAIV teknolojisi ile tuz geri kazanımı sağlanabilir. Konsantre hacmini azaltmak ve tuzlu suyun tuzdan arındırılmasında "sıfır sıvı deşarj" kavramına yaklaşmak için membran kristalleştirici ve rüzgâr destekli yoğunlaştırılmış evaporasyon teknolojileri birlikte test edilmiştir. Çalışmada RO+ WAIV+ membran kristalleştirici entegre sistem ile %88,9 gibi yüksek su geri kazanımları elde etmişlerdir (Macedonio vd., 2011). Çizelge 4.12'deki WAIV ünitesi için yatırım maliyeti, 3 mm/gün'lük bir buharlaşma oranı temel alınarak hesaplanmıştır. Buharlaşma oranı arttıkça yatırım maliyeti azalacaktır. Konvansiyonel buharlaştırma havuzlarına (2.76-3.06 $/m^3$) kıyasla WAIV ünitesinin yatırım maliyetinden %64 oranında daha azdır. Diğer bir çalışmada, bir EDR sisteminden konsantre arıtımı için WAIV kullanmış ve magnezyum tuzu gibi ürünler geri kazanılmıştır (Oren vd., 2010). Konvansiyonel buharlaşma havuzlarına kıyasla, bu teknoloji düşük enerji maliyetleri ve daha az alan ve arazi gereksinimi vardır.

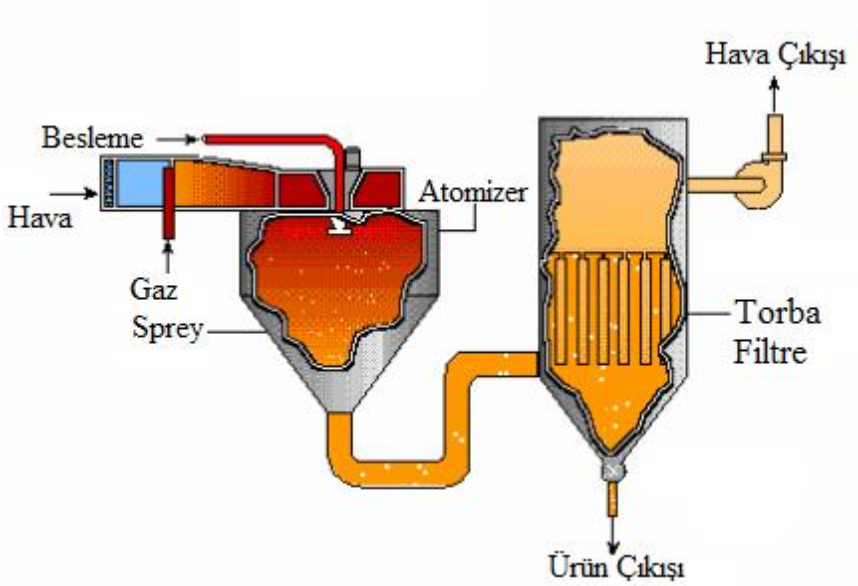
Çizelge 4.12. WAIV ünitesinin maliyeti (Macedonio vd., 2011).

Sermaye geri kazanım faktörü	0,078
Buharlaşma oranı	3 mm/gün
Buharlaşma yüzey alanı	5.440 m^2/modül
Modül başına buharlaşma	16,32 m^3/gün/modül
Toplam işletme maliyeti	0,189 €/m^3
WAIV yatırım maliyeti	0,707 €/m^3

4.5.3.5. Püskürtmeli kurutucular

Püskürtmeli kurutma, ara bir işlem olmaksızın konsantreyi kısa bir zamanda kuru bir toza dönüştürmek için kullanılan tek aşamalı bir yöntemdir. Püskürtücü kurutucular, tuzlu suyun katılara konsantre edilmesi için kristalizatörlere alternatiftir. Genellikle desalinasyon tesislerinde tuzlu su konsantratörü evaporatörleri ile birlikte kullanılırlar. Püskürtmeli kurutucular, geniş silindirik kurutma odasından ve konsantre sıvı karışımın püskürtüldüğü bir santrifüj atomizöründen oluşur (Şekil 4.32) (Mackey ve Seacord, 2008). Sprey kurutucu ilgili ekipmanlar, kurutucuya taşıma borusu, püskürtücü, püskürtmeli kurutma odası, torba filtre ve bir katı deposu

tankıdır. Tuzlu su, atomizer vasıtasıyla damlacıklar halinde kurutma odasına gönderilir. Atomizer, sıcak gaz akımını püskürten bir mil ve dönen diskten oluşur. Isıtılan hava kurutma odasına verilir ve konsantre sıcak hava ile temas eder. Kuru katılar sıcak hava ile birlikte torba filtresine aktarılır burada toplanır. Nemli hava, filtre üstünden dışarı atılır ve katılar aşağıdaki bir haznede toplanır.



Şekil 4.32. Püskürtmeli kurutucu diyagramı (Masnoon ve Glucina, 2011)

Püskürtmeli kurutma yöntemi pahalıdır ve yoğun enerji kullanılır. Püskürtmeli kurutma maliyeti kullanılması gerekli yapı malzemesi türünü belirlediği için besleme suyu karakteristiğine bağlıdır (Masnoon ve Glucina, 2011). Püskürtmeli kurutucu genellikle 1 ila 10 gpm aralığında konsantre hacimleri için daha uygun maliyetlidir (Mickley ve Associates, 2006). Püskürtmeli kurutucular genellikle 10 gpm'nin altındaki akış hızlarında brine kristalizatörlerden daha ekonomiktir. Püskürtmeli kurutucunun avantajları: konsantrenin katı atığa konsantre edilmesi, tuz geri kazanım sağlanabilmesidir. Düşük maliyetli seçeneklerin bulunmadığı alanlarda fizibildir ve az alan ihtiyacı vardır. Bu sistemin dezavantajları yüksek yatırım maliyeti ve enerji gereksinimleridir (>50 kWsaat/m^3) (Mackey ve Seacord, 2008). (Şekil 4.33)

Şekil 4.33. Püskürtmeli kurutucu tesis görüntüsü (Masnoon ve Glucina, 2011)

4.5.3.6. Konsantre arıtımında termal bazlı teknolojilerin ile karşılaştırılması

Konsantre arıtımda termal bazlı teknolojilerin karşılaştırılması Çizelge 4.13'de verilmiştir. MED ve MVC teknolojileri brine konsantratörlerine ve kristalizatör kıyasla daha düşük spesifik enerji tüketimine sahiptirler. Termal bazlı arıtma teknolojiler maliyeti konsantre hacmine bağlıdır ve hacim azaldıkça maliyet azalır. Bu sistemlerin yatırım maliyetleri yüksektir. WAIV ve sprey kurutucular gibi termal bazlı teknolojiler yüksek evaporasyon oranlarına sahip yerlerde kullanılır. WAIV prosesinin konvansiyonel buharlaştırma havuzlarıyla karşılaştırıldığında daha düşük alan ihtiyacı vardır ancak periyodik çamur bertarafı gereklidir ve sonuçta işletme maliyeti daha yüksektir. Diğer termal bazlı teknolojiler ile karşılaştırıldığında püskürtmeli kurutucular yüksek spesifik enerji tüketimine sahip olup sadece TÇK değeri yüksek, hacmi düşük konsantre akımlar için kullanılması uygundur.

Çizelge 4.13. Konsantre arıtımda termal bazlı teknolojilerin karşılaştırılması (Subramani ve Jacangelo, 2014).

Teknoloji	Besleme Suyu Tipi	Giderimi Hedeflenen Su Kalite Parametresi	Enerji Tüketimi	Teknolojik Olgunluk	Maliyet	Avantajlar	Kısıtlamalar
Çoklu kademeli distilasyon, Mekanik buhar sıkıştırma	-RO konsantresi (%75-85 geri kazanım)	TDS	7-25 kWsa/m^3	Tam ölçekli	-MED: 20.400 \$/m^3/sa (İlk Yatırım); 0.05 \$ (Kimyasallar) -MVC: 20.142 \$/m^3/sa (İlk Yatırım) (Lubis ve Holtzaple, 2012)	Konvansiyonel termal prosesler ile kıyaslandığında daha düşük spesifik enerji tüketimi	-Yüksek ilk yatırım maliyeti -Yüksek enerji tüketimi -Köpüklenme ve silika çökelmesi sorun oluşturabilir ve ek ön arıtma gerekebilir.
	-ED/EDR Konsantresi (>%85 geri kazanım)						
Brine konsantratörü / Brine Kristalizatör	RO konsantresi (%75-85 geri kazanım)	TDS	Brine Konsantratörü: 18-26 kWsa/m^3	Tam ölçekli	33.000/m^3/sa (İlk Yatırım); 0,01/m^3 (kimyasallar)	-Gelişmiş teknoloji -250.000 mg/L yüksek TDS konsantrasyonları arıtılabilir. -Yüksek kaliteli su üretilebilir (TÇK<10 mg/L)	-Yüksek ilk yatırım maliyeti -Yüksek enerji tüketimi -Köpüklenme ve silika çökelmesi sorun oluşturabilir ve ek ön arıtma gerekebilir.
	ED/EDR Konsantresi (>%85 geri kazanım)		Brine Kristalizatör :> 52-66 kWsa/m^3				

Teknoloji	Besleme Suyu Tipi	Giderimi Hedeflenen Su Kalite Parametresi	Enerji Tüketimi	Teknolojik Olgunluk	Maliyet	Avantajlar	Kısıtlamalar
Rüzgâr Destekli Yoğunlaştırılmış Buharlaşma	RO konsantresi (%75-85 geri kazanım)	Su tamamen buharlaştırılır.	Veri bulunmamaktadır.	Tam ölçekli	Maliyet verisi bulunmamaktadır.	Kompakt ve modüler tasarım Buharlaştırma havuzlarına kıyasla gerekli alan 10 kat azalır.	Buharlaşma havuzlarına kıyasla daha yüksek işletme maliyeti
	ED/EDR Membran Konsantresi (>%85 geri kazanım)						Periyodik olarak çamur uzaklaştırılması gerekmektedir
Püskürtmeli kurutucular	RO konsantresi (%75-85 geri kazanım)	Su tamamen buharlaştırılmıştır.	>52 kWsa/m^3	Tam ölçekli	Maliyet verisi bulunmamaktadır	-Düşük debilerde fizibildir. -Düşük maliyetli seçeneklerin kullanılamadığı durumlarda uygulanabilir.	Yüksek enerji tüketimi
	ED/EDR Membran Konsantresi (>%85 geri kazanım)						

4.6. Organik Kirlilik İçeren RO Konsantreleri: Arıtma Alternatifleri

Son yıllarda, ters osmoz sistemleri atıksu arıtma tesislerinin çıkışlarının ileri arıtımında veya su geri kazanımında yaygın olarak kullanılmaktadır. Endüstriyel RO konsantreleri oldukça değişken konsantrasyonlarda tuz, organik ve biyolojik bileşen içerebilmektedir. Bazı endüstrilerde üretilen RO konsatratları desalinasyon tesisleri RO konsantrelerine yakın iletkenlik değerlerine (22.000 µS/cm) sahip olmakla birlikte, sülfat konsantrasyonları klorür konsantrasyonlarında çok daha yüksektir (16.000 mg/L sülfat, 955 mg/L klorür) (Randall vd., 2011). Atıksu arıtma tesisi RO konsantelerinin tuz içeriği desalinasyon RO konsantrelerinden düşük olsa da, mikrokirleticiler de dahil olmak üzere daha yüksek miktarda organik kirlilik içerebilmektedir. Bu organiklerin arasında, ilaçlar, kişisel bakım ürünleri ve diğer metabolitler de yer almaktadır. Bu atıksulardaki kirlilik yükünü azaltmak için adsorpsiyon ve ileri oksidasyon prosesleri gibi spesifik arıtma metotları çalışılmıştır. Yapılan çalışmalar genelde atıksularda KOİ ve TOK gibi genel kirleticilere odaklanmakta olup, bunların yanısıra diğer kirleticilerin gideriminin de çalışılması gerekmektedir. Örneğin azot, atıksularda ikincil derecede kirletici olarak düşünülse de bu konsantrelerde 120 mg/L'ye kadar ulaşabilmektedir (Pérez-González vd., 2012b).

Ters osmoz prosesine beslenen suyun özelliğine bağlı olarak oluşacak olan konsantrenin de içeriği değişecektir. Dolayısıyla seçilecek olan arıtma prosesi de buna bağlı olarak değişmek durumundadır. Çizelge 4.14'de hem atıksu arıtma tesisi çıkış suları hem de deniz suyu desalinasyon tesisi RO konsantre özellikleri sunulmuştur. Desalinizasyon tesisleri konsantresinde iletkenlik, toplam çözünmüş madde ve klorür konsantrasyonları atıksu arıtma tesisi RO konsantrelerine kıyasla oldukça yüksektir. Atıksu arıtma tesisi konsantrelerinde klorür ve sülfat konsantrasyonları benzer iken, desalinasyon tesisi konsantrelerinde sülfat konsantrasyonu klorüre kıyasla 2-8 kat daha düşüktür. Dolayısıyla konsantre arıtımında içeriğe uygun olarak arıtma prosesinin seçilmesi önerilmektedir. Örnek olarak arıtma tesisi RO konsantreleri genel olarak daha yüksek organik madde ve daha düşük klorür içermektedir. Dolayısıyla, organik maddelerin giderimi için ileri oksidasyon proseslerinin kullanımı uygun olacaktır. Solley vd. (2010) tarafından geçekleştirilen çalışmada atıksu arıtma tesisi konsantrelerinde organik madde içeriğinin girişe göre 6-7 kat daha konsantre olduğunu ve bu nedenle de ileri oksidasyon prosesleri (İOP) nin kullanılması gerektiğini vurgulamıştır (Pérez-González vd., 2012a).

Literatürde yapılan çalışmaların önemli bir kısmı konsantrelerden TOK veya KOİ giderimine odaklanmış olmakla birlikte, diğer kirleticilerin de giderimi üzerine çalışmalar yapılmıştır. Örnek olarak Ersever ve Ravindran (2007) akışkan yataklı bir reaktörde (FBAR) ters osmoz konsantrelerinden nitrifikasyon-denitrifikasyon ve sülfat indirgeme proseslerini kullanarak azot bileşiklerinin giderilmesini araştırmıştır. Çalışma yapılan RO konsantresine ait karakterizasyon Çizelge 4.15'de sunulmuştur. RO konsantresi; Kaliforniya'da bulunan bir atıksu geri kazanım tesisi olan Water Factory-21 of Orange County Water District, Fountain Valley'den alınmıştır. Çalışmada kullanılan proses akım şeması Şekil 4.34'de sunulmuştur. Konsantrenin nitrifikasyonu için dönen biyo-disk reaktör (RBC) kullanılmıştır. Her bir diskin yüzey alanı 150 m^2/m^3 olup, diskler 5 rpm hızda çalıştırılmıştır. Nitrifikasyon performansını arttırmak için reaktör giriş debisine bağlı olarak suya sürekli olarak granül aktif karbon (GAK) (0,5-3,9 g/L) ilavesi yapılmıştır. Denitrifikasyon reaktörü olarak GAK ile doldurulmuş akışkan yatak biyoreaktör kullanılmıştır. Elektron kaynağı olarak sisteme etanol beslenmiştir. Denitrifikasyon prosesinden sonra, benzer bir reaktör de sülfat indirgeme amacıyla kullanılmıştır. Deneyler farklı HRT ve nitrat konsantrasyonlarında yapılmış olup, prosesin

etkin olduğu gösterilmiştir. Azot arıtma tesisi çıkış sularında düşük konsantrasyonlarda olsa da RO konsantrelerinde 120 mg/L'ye kadar ulaşabilmektedir (Pérez-González vd., 2012a).

Çizelge 4.14. Farklı çalışmalara ait RO konsantrelerinin karakteristikleri (Pérez-González vd., 2012a)

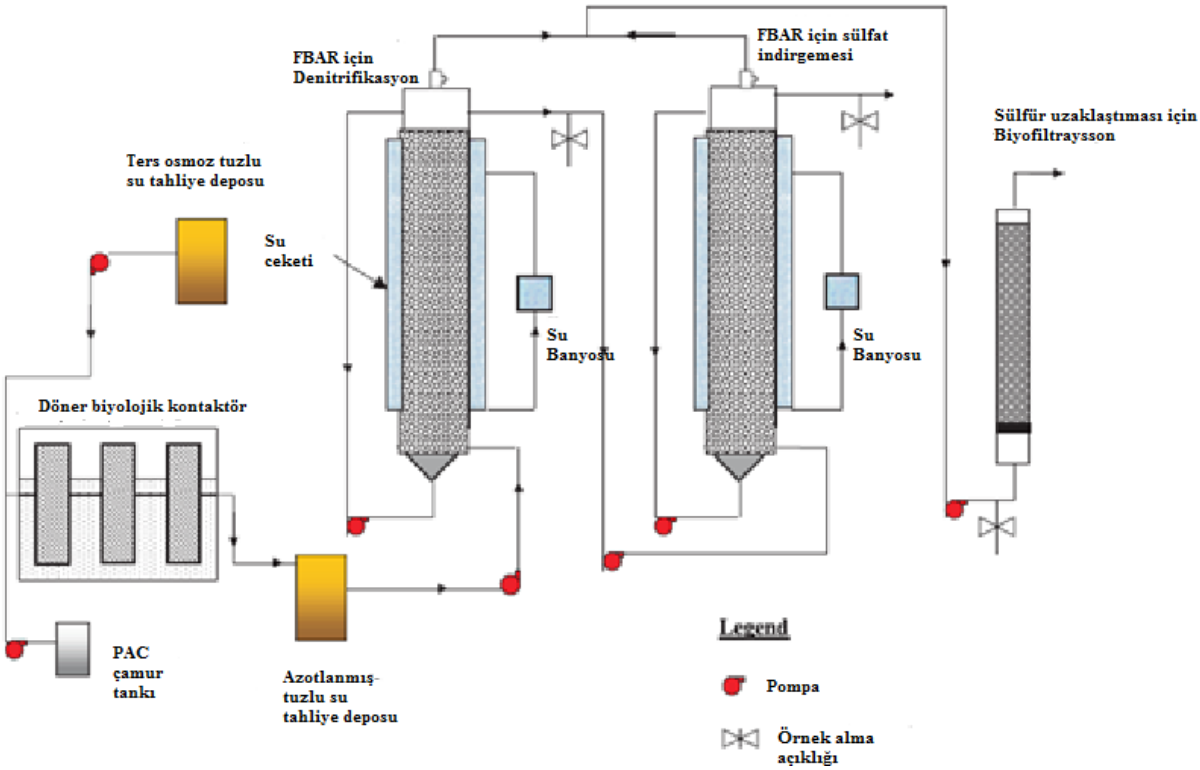
	Desalinasyon tesisleri TO konsantreleri						Atıksu arıtma tesisleri TO konsantreleri												
	Ji vd., 2010	Martinetti vd., 2009		Korngold vd., 2009	Macedonio vd., 2011	Hajbi vd., 2010	Ahmed vd., 2003[b]	Ersever vd., 2007a[a]	Zhou vd., 2011[a]	Westerh-off vd., 2009	Van Hege vd., 2002	Van Hege vd., 2004[a]	Perez vd., 2010[a]	Radjenovic vd., 2011[a]	Chaplin vd., 2010	Lee vd., 2009a	Lee vd., 2009b[a]	Badruz-zaman vd., 2009	Kumar vd., 2007
Parametreler																			
Bulanıklık, NTU	–	–	–	–	–	–	–	–	3,2	–	–	–	2	–	–	–	–	–	–
ÇOK, mg/L	–	–	–	–	–	–	–	–	–	40	–	–	23,3	57,2	19,2	–	–	–	–
KOİ, mg/L	–	–	–	–	–	–	–	–	60	138	158	184	–	–	–	64,6	–	–	–
TOK, mg/L	2	–	–	–	–	–	–	40	18	–	–	–	–	–	–	18,4	24,5	25	–
TKA, mg/L	–	–	–	–	–	–	–	–	10	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–
TAA, mg/L	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	37,5	34	–	–	–	–	–	–	–
NH_4^+,mg/L	–	–	–	–	–	–	–	80	–	–	–	–	121,8	–	–	–	–	–	–
pH	–	7	8	–	4	7,2	6,2	–	6,9	7	8,2	8,3	7,8	7,6	–	7,2	7,5	–	–
TÇK, mg/L	50200	–	–	–	–	28000	17124	3965	1129	5560	–	–	–	–	–	1218	1276	2950	2750
İletkenlik µS/cm	–	–	–	–	13500	33000	25984	–	1705	10000	3990	4340	3250	4110	4450	1972	1990	3600	–
Alkalinite mg/L $CaCO_3$	–	470	142	–	–	–	345	1006	–	1110	–	–	1233	–	289	–	–	520	–
SiO_2 , mg/L	–	116	72	103	56	–	15,6	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	120	120
Katyonlar																			
Na^+ , mg/L	15500	991	5130	–	2084	5120	4160	–	203	–	–	–	–	–	435	240,9	226,9	580	910
Mg^{2+},mg/L	2020	318	386	468	245	770	370	–	7	–	–	32	–	–	122	7,1	11,5	9,7	5
K^+, mg/L	–	–	–	–	79	–	134	–	62	–	–	–	–	–	22,6	65,3	38,4	88	24
Ca^{2+},mg/L	625	1032	819	1020	540	2080	1537	–	65	–	–	159	–	–	306	110,1	63,8	96	5
Fe^{2+},mg/L	–	–	–	–	–	–	0,4	–	–	–	–	–	–	0,3	–	–	–	0,1	–
Mn^{2+}, mg/L	–	–	–	–	–	–	0,2	–	–	–	–	–	–	230,5	–	–	–	54	–
Anyonlar																			
Cl^- , mg/L	28800	28238	960	6710	4068	14170	8369	900	256	–	592,9	700	479	1,4	220,1	267,	333,2	684	2811
SO_4^{2-} , mg/L	3060	1553	1920	2688	2160	5920	2334	1240	217	–	–	–	443	240	1584	218,4	159,1	468	1437
NO_3^- , mg/L	–	–	–	–	–	–	14,6	–	91	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–
NO_2^- , mg/L	–	–	–	–	–	–	–	–	2	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–
PO_4^{3-} ,mg/L	–	0,4	2	–	0,04	–	–	20	39	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–
HCO_3^- , mg/L	199	576	223	–	–	–	421	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–

a Ortalama değer

b Umman Petrol Geliştirme Bahja, Rima, Nimr ve Marmul'un desalinasyon tesislerinden ters osmoz konsantrelerinin ortalama bileşimi.

Çizelge 4.15. Ersever ve Ravindran (2007) tarafından yapılan çalışmada kullanılan ters osmoz konsantre karakteristiği

Bileşen	Birim	Konsantrasyon	
		minimum	maksimum
TOC	mg/L	31.4	44.9
Toplam çüzünmüş katı	mg/L	3380	4430
Organil-N	mg/L	1.7	11.3
NH_3-N	mg/L	62.1	97.8
NO_3-N	mg/L	<1	8.48
NO_2-N	mg/L	<4	9.3
SO_4^{2-}	mg/L	99	1450
PO_4^{+3}	mg/L	15	25
Cl^-	mg/L	800	1000
F^+	mg/L	0.5	1
CN^-	µg/L	-	40
Ca	mg/L	-	500
Mg	mg/L	-	50
Ag	µg/L	<1	5.2
As	µg/L	<2	19
Ba	µg/L	89	120
Cd	µg/L	<1	3.8
Co	µg/L	<1	3.6
Cu	µg/L	13	37
Fe	µg/L	<0.5	710
Hg	µg/L	<0.5	1.4
Mn	µg/L	120	250
Pb	µg/L	<1	4.3
Se	µg/L	<5	7.3



Şekil 4.34. Ersever ve Ravindran (2007) tarafından yapılan çalışmada kullanılan prosese ait akım şeması

Farklı çalışmalarda, RO konsantrelerinden çözünmüş organik karbon (ÇOK) giderimi için koagülasyon ve aktif karbon adsorpsiyonu gibi geleneksel arıtma yöntemleri kullanılmış olup, bu çalışmalarda %45-55 oranlarında ÇOK giderimleri elde edilmiştir (Dialynas vd., 2008). Ayrıca atıksu karakterizasyonunun giderim verimini etkilediği ve farklı karakteristiğe sahip atıksuların incelenmesi gerektiği de farklı çalışmalarda vurgulanmıştır. Bununla birlikte yapılan bir çalışmada aktif karbon adsorpsiyonu ile %91 oranında ÇOK giderimi gerçekleştirilmiş ve aktif karbon adsorbsiyonunun koagülasyona kıyasla daha umut vadeden bir proses olduğu rapor edilmiştir (Zhou vd., 2011). Dialynas vd. (2008) tarafından yapılan çalışmada demir klorür'ün alüminyum sülfata kıyasla daha iyi bir koagülant olduğu ve ÇOK gideriminde %52 giderim elde edilebileceğini belirtmiştir. Yapılan çalışmada renk gideriminde %79 luk bir verim elde edilmiş ve KOİ'nin önemli bir kısmının düşük molekül ağırlıklı bileşiklerden kaynaklandığı ve %34-49 arasında bir giderim veriminin elde edildiği gösterilmiştir. Yapılan bazı çalışmalarda daha düşük verimler elde edilmiş olsa da bu fark konsantre içeriğindeki farklılıktan ileri gelmektedir. Yapılan çalışmada RO konsantresinin arıtımında farklı alternatifler kıyaslanmış olup, aşağıdaki sonuçlar elde edilmiştir;

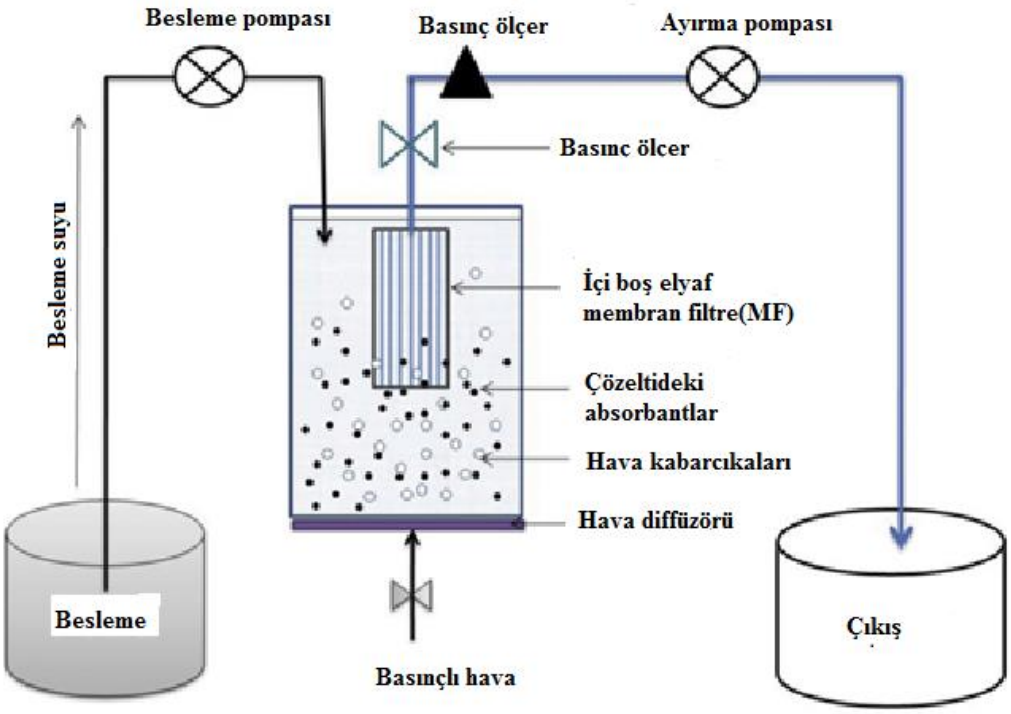
- Alum ile koagülasyonda ÇOK giderimi %42 iken, $FeCl_3$ ile daha düşük dozlarda (optimum doz 0,4 mM) daha yüksek giderim elde edilmiştir (%52).
- Granül aktif karbon ile adsorpsiyonda oldukça yüksek verimler elde edilmiş olup, 5 g/L dozda %91,5 ÇOK giderimi elde edilmiştir. Adsorpsiyon izotermi doğrusal olup, giderilmeyen ÇOK konsantrasyonu 1,2 mg/L olarak belirlenmiştir.
- Sonuç olarak ÇOK arıtımında en yüksek giderim aktif karbon ile adsorpsiyon sonucunda elde edilmiştir.

Su azlığının yaşanmasıyla birlikte RO prosesi atıksu ıslahı için sıklıkla kullanılmaya başlanmıştır. Atıksudan su geri kazanımında en büyük projelerden biri Kaliforniya, USA'da bulunan Orange County Tesisi olup, debisi 265.000 m^3/gün'dür. Sydney'de de iki adet önemli ıslah tesisi olup, biyolojik olarak arıtılmış suların mikrofiltrasyon (Homebusy bay tesisi) ve ultrafiltrasyon (St. Marys su geri kazanım tesisi) prosesleriyle filtrasyonundan sonra RO prosesi kullanılmaktadır. RO prosesinden sonra oldukça yüksek kalitede su üretilmekte olup, sulama ve Napean Nehri'nin suyunu yenilemek amacıyla kullanılmaktadır. RO prosesinden sonra geri kazanılabilir yüksek kalitede su üretilmesine rağmen oluşan yüksek hacimdeki RO konsantresi yüksek konsantrasyonlarda organik madde, farmasötikler, dirençli organik kirleticiler, pestisitler ve inorganikler içermektedir. Bu suyun direkt olarak deşarjı mümkün olmayıp, uygun şekilde arıtımı gerekmektedir. İleri osmoz, membran distilasyon ve ileri oksidasyon prosesleri bu amaç için kullanılmakla birlikte Shanmuganathan vd. (2015) GAK prosesinin daha ekonomik olduğunu savunmuştur. Shanmuganathan vd. (2015) bu amaçla GAK ve membran proseslerini birleştirerek MF-GAK hibrit sistemiyle RO konsantrentelerinin arıtımını çalışmıştır. GAK kullanımıyla membran filtrasyon prosesinde TMP artış hızı önemli derecede düşebilmektedir. Bunun en önemli nedeni ise; kullanılan kısmen büyük çaplı partiküllerin membranlarda keki daha iyi sıyırması ve böylece daha düşük TMP değerlerine ulaşılabilmesidir. Böylece membranlardan kek tabakasının sıyrılmasında daha az hava kullanılabilecektir. Dolayısıyla, GAK'un membran sıyırmada toz aktif karbona (PAK) kıyasla daha iyi olduğunu ve organik madde adsorpsiyonunda daha yüksek performansa sahip olduğunu savunmuşlardır. Shanmuganathan vd. (2015) bu kapsamda; MF-GAK hibrit sisteminin RO konsantresi arıtımında kullanılması ve organik madde giderim performansıyla birlikte TMP yükselişini uzun süreli işletimle test etmiştir. Bu amaçla; Sydney, Avusturya'da bulunan ve tam ölçekli MF/RO prosesini kullanan atıksu geri kazanım tesisinden RO konsantresi ile çalışmalar yürütülmüştür. Mevcut proseste oluşan 300 m^3/gün lük konsantre kanalizasyon sistemine verilmektedir. Çalışmada kullanılan konsantrenin özellikleri Çizelge 4.16'da sunulmuştur.

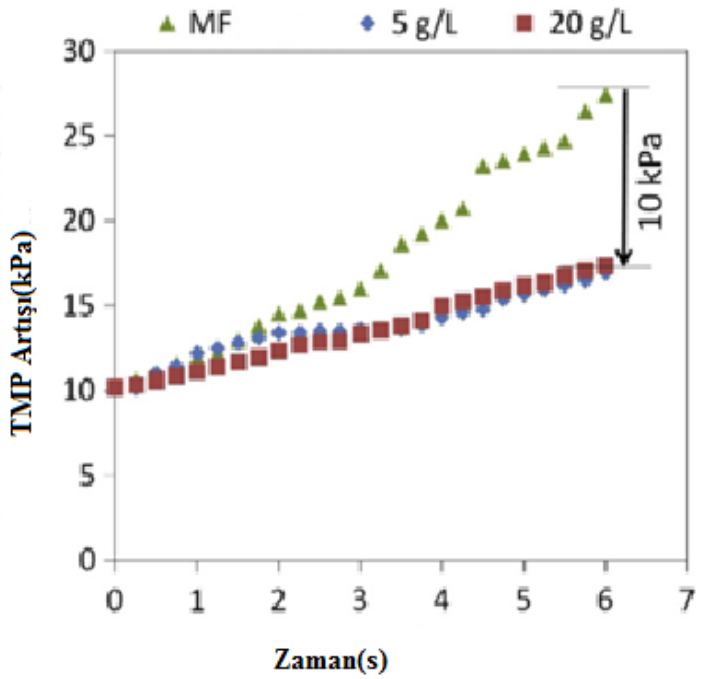
Çizelge 4.16. Shanmuganathan vd. (2015) tarafından yapılan çalışmada kullanılan RO konsantre içeriği

Özellik		Değer
İletkenlik(µS/cm)		2350
pH		7.5
TOC(mg/L)		32-35
TDS(mg/L)		2250
Anyonlar(mg/L)	Florür	3.0-4.0
	Klorür	400-650
	Nitrit	1.3-1.5
	Bromit	1.0-1.5
	Nitrat	23-26
	Fosfat	8-9
	Sülfat	220-250
Katyonla(mg/L)	Na	330-360
	K	55-63
	Ca	80-93
	Mg	65-72

Çalışmada hidrofilik hale getirilmiş poliakrilonitril (PAN) hollow fibre membran kullanılmış olup, aktif yüzey alanı 0,2 m^2 ve gözenek boyutu 0,1 µm'dir. Membran fiberlerinde iç ve dış çap ise; 1,1 ve 2,1 mm'dir. Çalışmada kullanılan GAK ise 425-600 µm partikül boyutuna sahip olup, ortalama gözenek çapı 30 Å ve yüzey alanı 1.000 m^2/g'dır. Çalışmada kullanılan sistem ise Şekil 4.35'te sunulmuştur. Çalışmanın sadece başlangıcında reaktöre 5-20 g/L aktif karbon ilave edilmiş ve akı 36 LMH'de tutulmuştur. Hava ise 1,5 $m^3/(m^2$-saat) hızında verilerek hem sıyırma hem de aktif karbon granüllerini askıda tutma amacıyla kullanılmıştır. Reaktörde hidrolik bekleme süresi 25 dakika olarak alınmıştır. Kesikli çalışmalarda 24 saat içerisinde %80 ÇOK giderimine ulaşabilmek için 1,5 g/L GAK dozajına ihtiyaç olduğu belirtilmiştir. GAK-MF sistemi kısa süreli olarak 6 saat boyunca işletilmiştir. Şekil 4.36'da iki farklı dozda TMP gelişimi sunulmuştur. Kıyaslama için hem GAK ilave edilmiş hem de ilave edilmemiş membran sistemi için sonuçlar sunulmuştur. Şekilden de görüldüğü gibi GAK ilave edilmesi durumunda TMP artışı çok daha yavaş olmaktadır. GAK dozajının 5 veya 20 g/L olmasının TMP değişimine bir etkisi olmadığı gözlenmiştir. Araştırmacılar GAK ile sıyırmanın membran yüzeyine zarar vermeyeceğini iddia etmiş olmalarına rağmen çalışmalar kısa süreli olarak yürütülmüştür.

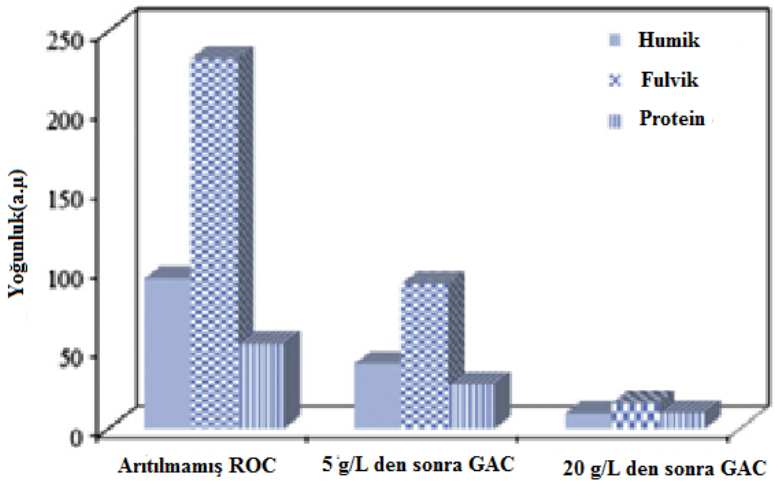


Şekil 4.35. Shanmuganathan vd. (2015) tarafından kullanılan sisteme ait şematik gösterim

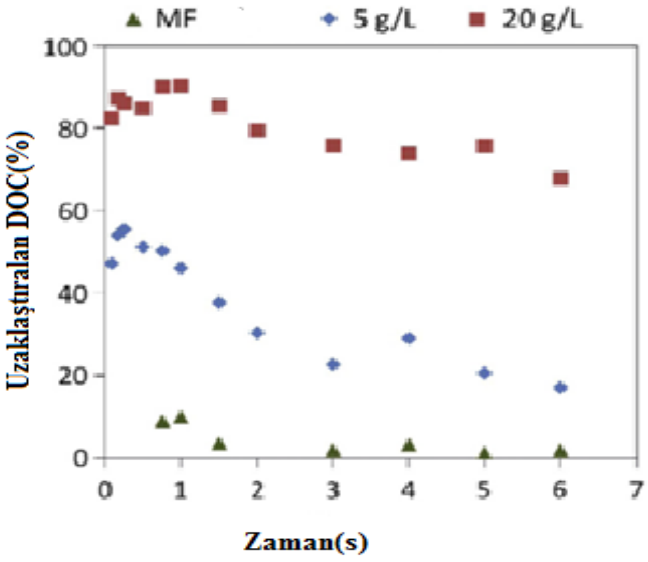


Şekil 4.36. Shanmuganathan vd. (2015) tarafından yapılan çalışmada GAK ilavesinin MF-GAK hibrit sisteminde TMP artışına etkisi (Konsantrenin ÇOK konsantrasyonu = 21,6-22,9 mg/L, Akı 36 LMH)

Prosesin organik madde giderim performansı ise Şekil 4.37 ve Şekil 4.38'de sunulmuştur. Kullanılan sistemin humik, fulvik ve protein içeren maddeleri giderme verimleri Şekil 4.37'de sunulmuştur. Görüldüğü gibi sadece MF ile giderim <%10 olmuş, 5 g/L aktif karbon dozunda giderim verimi kademeli olarak %60 civarından 20'ye kadar düşmüştür. 20 g/L aktif karbon dozajında ise giderim verimi %90'lara kadar ulaşmış ve sonrasında %65 civarına düşmüştür.



Şekil 4.37. Shanmuganathan vd. (2015) tarafından yapılan çalışmada GAK farklı organik madde fraksiyonlarının giderimine etkisi



Şekil 4.38. Shanmuganathan vd. (2015) tarafından yapılan çalışmada GAK ilavesinin ÇOK giderim performansına etkisi

RO konsantresi giriş suyuna göre 4-6 kat daha konsantre kirleticiler içereceği için dirençli organik kirleticilerin konsantrasyonları da önemli olacaktır. Çizelge 4.17'de çalışmada kullanılan proses ile bu diençli organiklerin giderim performansları sunulmuştur.

Çizelge 4.17. Shanmuganathan vd. (2015) tarafından yapılan çalışmada MF-GAK prosesiyle RO konsantresinden dirençli organik madde giderim performansı

	Log(pH7)	Log kow(pH7)	pKa	ROC	GAC 5g	GAC 20g	Uzaklaştırılan (%) GAC 5g	Uzaklaştırılan (%) GAC 20g
Amtrriptyline	3.0	4.9	9.4	44.5	<5	<5	>89	>89
Atenolol	-1.9	0.2	9.6	446	114	34	76	93
Kafein	-3.0	-0.1	10.4	1410	97	36	93	97
Carbamazepine	-3.1	2.5	2	2240	389	39.7	83	98
DEET	-3.3	2.2	2	67.8	12.8	6.14	81	91
Diclofenac	1.2	4.5	4.2	337	117	12.4	65	96
Fluoxetine	1.5	4.1	10.1	46.7	6.25	<5	87	>89
Gemfibrozil	2.0	4.8	4.7	344	79.5	8.52	77	98
Ketoprofen	0.1	3.1	4.45	377	34.6	<5	91	>99
Naproxen	-1.7	3.2	4.2	443	46.3	4.99	90	99
Primidone	-	0.9	-	26	4.75	<5	82	>81
Simazine	-3.7	2.2	1.62	80.1	13.6	<5	83	>94
Sulfamethoxazole	-4.5	0.9	2.1	144	10.7	6.76	93	95
Triclocarbon	-0.3	4.9	12.7	162	18.9	15	88	91
Triclosan	4.2	4.8	7.9	211	47.2	19.3	78	91
Trimethoprim	0.4	0.9	7.12	974	149	13.3	85	99
Verapamil	2.4	3.8	8.92	82.9	5.68	<5	93	>94

Çizelgeden de görüldüğü gibi 20 g/L PAK dozajlarında giderim verimi %81-100 arasında değişirken 5 g/L dozajlarda giderim verimleri %65-100 arasında kalmaktadır. Önerilen proses kalıcı organiklerin gideriminde de etkin olarak kullanılabilir. Dolayısıyla arıtım sonrası konsantre uygun bir alıcı ortama deşarj edilebileceği gibi RO giriş suyu ile birleştirilerek su geri kazanımı da yapılabilir.

4.6.1. Organik Kirlilik İçeren RO Konsantreleri İçin İleri Oksidasyon Prosesleri (İOP)

Literatürde RO konsantre arıtımına yönelik çalışmalar olmakla birlikte, organik madde içeriği yüksek olan atıksu veya yüzeysel su arıtma tesisi RO proses konsantreleri üzerine çalışma sınırlıdır (Zhang vd., 2012). Atıksu arıtma tesisi konsantresinin genel olarak 1 kDa'dan daha küçük boyutlarda humik maddeleri, fulvik asitleri ve çözünmüş mikrobiyal ürünleri içerdiği bilinmektedir. Dolayısıyla, bu maddelerin giderimi için çözünmüş organik maddelerin (ÇOK) azaltımı için gerekmektedir. Oksidasyon bazlı prosesler ise esas olarak RO konsantraesinde mevcut organiklerin konsantrasyonlarını azaltmak için kullanılmaktadır. Bu prosesler, fenton prosesi ve ozonlama gibi iyi bilinen proseslerin yanısıra, son zamanlarda gelişmekte olan fotokataliz ve fotooksidasyon, sonoliz ve elektrooksidasyon gibi yeni uygulamalardır.

Ozonlama: RO konsantrelerinden organik madde giderimi için ileri oksidasyon proseslerinin fizibilite testleri uygulanmış olup, ozonlama prosesinde yüksek enerji girdisine rağmen düşük miktarlarda ÇOK giderimi sağlanabilmiştir. Zhou vd. (2012) tarafından yapılan çalışmada RO konsantresinin arıtımında ozonlama prosesi UV ve hidrojen peroksit varlığında ve yokluğunda test edilmiştir. Sadece ozon kullanımında %22 ÇOK giderimine ulaşılmış olmasına rağmen ozonla beraber UV ve titanyum dioksitin kullanılmasıyla ÇOK giderimi %52'ye kadar yükselmiştir. Bununla birlikte bu çalışmalarda atıksuların biyolojik olarak arıtılabilirliği 7-10 kat arttırılmıştır. Bu nedenle ozon ön arıtımı RO konsantrelerinin biyolojik arıtılabilirliğinin arttırılması için kullanılabilir (Pérez-González vd., 2012b).

Faklı ileri oksidasyon prosesleri RO konsantresinden organik madde giderimi amacıyla çalışmıştır. Lee vd. (2009) ikincil evsel atıksu arıtma tesisi RO konsantresinin biyoarıtılabilirliğinin arttırılması ve TOK giderimi için ozonlama prosesini çalışmıştır. Çalışma sonucunda ozon dozajının 3-10 mg/L ve temas süresinin de 10-20 dakika arasında olması durumunda biyoarıtılabilirliğin 1,8-3,5 kat arttığı belirtilmiştir. Ayrıca, başlangıç TOK konsantrasyonun 15,6 mg/L olduğu RO konsantresinde TOK giderim veriminin de %5,3-24,5 arasında olduğu rapor edilmiştir. Atıksu arıtma tesislerinden kaynaklanan RO konsantreleri, sucul organizmalar için toksik sınıfında yer alan beta blokerlar ve ilaçları içermektedirler. Ozonlama prosesi ortalama bir ozon dozajı ile bunların konsantrasyonlarının azaltılması ve tamamen giderilmesi için de kullanılabilmektedir.

Fenton prosesi: Fenton prosesi RO konsantrelerinin giderimi için çok fazla çalışılmamış olup, yapılan bir çalışma bu yöntemle %50 oranında ÇOK giderilebileceğini göstermiştir (Westerhoff vd., 2009). Başka bir çalışmada ise grafit keçenin katot olarak kullanıldığı elektro-fenton prosesiyle RO konsantresinden %62'den yüksek KOİ giderimi elde edilmiştir. Bu proseste, hidrojen peroksit yerinde oksijenin katotda indirgenmesiyle üretilmiştir. Hidrojen peroksitin üretimine ilave olarak, prosesin klasik Fenton prosesine kıyasla diğer bir avantajı ise ferrik demirin katodik indirgenme yoluyla ferros demirin elektro-rejenerasyon ile üretimi ve sonrasında da sürekli olarak hidroksi radikallerin oluşmasıdır. Bu prosesle, yüksek tuzluluk (TDS~14.000 mg/L) içeren RO konsantresinden 3 saatlik

bir arıtımda, -0,72 V luk katodik potansiyelde, pH 3'de ve 0,2 mM ferrik demir varlığında %62 KOİ giderimi elde edilmiştir.

Fotokataliz ve fotooksidasyon: TiO_2'in katalizör olarak kullanıldığı heterojen fotokataliz, diğer ileri oksidasyon proseslerine kıyasla, güneş radyasyonunun muhtemel kullanımının avantajını beraberinde getirmektedir. RO konsantrelerinden organik madde giderimine yönelik olarak UV/TiO_2 uygulanmasına yönelik çalışmalar yapılmıştır. Yapılan bir çalışmada ÇOK giderimine yönelik olarak karanlık adsopsiyon ve UVA ışık deneyleri gerçekleştirilmiş ve karanlık adsorpsiyonda elde edilen %30 ÇOK giderimine karşılık, 1 saatlik UVA ışık deneylerinde iki farklı katalizör dozajında %49 (1 g/L TiO_2) ve %41 (0.5 g/L TiO_2) ÇOK giderim verimleri elde edilmiştir (Dialynas vd., 2008).

Özellikle atıksu arıtma tesislerinden kaynaklanan RO konsantrelerinden ÇOK ve KOİ giderimine yönelik yapılan çalışmalarda, UV'ye ilave olarak TiO_2 ya da H_2O_2 dozlamasıyla yapılan çalışmalarda %40-95 arasında organik karbon giderimleri elde edilmiştir. Westerhoff vd. (2009) tarafından yapılan bir çalışmada ise; ikincil biyolojk atıksu arıtma tesisine uygulanan RO proses konsantresinden organik madde giderimi için UV/TiO_2 oksidasyonu denenmiştir. UV dozajının 10 kWh/m^3 de tutulması neticesinde RO konsantrastında ÇOK konsantrasyonu 40 mg/L'den 8 mg/L'ye kadar düşürülebilmiş ve sonrasında uygulanan biyolojik kum filtresi prosesiyle bu değer 2 mg/L'ye kadar düşürülmüştür.

Sonoliz: Ultrasonik ses dalgalarının kullanımıyla organik kirleticilerin giderilmesi olarak bilinmekte olup, tek başına kullanıldığında yüksek oranlarda dezenfeksiyon etkisine sahiptir. Bununla birlikte ultrasonik ses dalgalarına ilave olarak UV ışınları ve TiO_2, seramik gibi heterojen katalizlerle birlikte kullanıldığında etkisi arttırılmaktadır. Sulu çözeltide, ultrasonik ses dalgalarının kimyasal etkisi lokal mikro kabarcıkların ve süper kritik bölgelerin oluşumu ve buna bağlı olarak oluşan çok yüksek lokal sıcaklık ve basınçlardan kaynaklanmaktadır. Sonuçta, son derece reaktif radikaller meydana gelir.

Sonolizin ÇOK giderim verimi diğer İOP'lerden biraz daha düşüktür. Yapılan testlerde, 1 saatlik 67,5 W enerji ile girişte 10,1 mg/L olan ÇOK ancak %29 oranında okside edilmiştir. Enerjinin iki katına çıkarılması durumunda ise (135 W) ÇOK giderim verimi %34'e çıkmıştır (Dialynas vd., 2008). Düşük ÇOK gideriminden dolayı, genel olarak sonolizle yapılan çalışmalar diğer İOP ile kombinasyonundan oluşmaktadır. Bu durumda bile elde edilen ÇOK giderim verimi %31 civarında kalmıştır (Zhou vd., 2011).

Elektrokimyasal oksidasyon: Elektrokimyasal oksidasyon, amonyum bileşikleri ve biyolojik olarak giderilemeyen organikleri içeren atıksuların arıtılması için oldukça etkili bir alternatiftir. Bu nedenle de özellikle RO konsantrelerinin arıtılmasında umut vadeden bir yöntem olarak göze çarpmaktadır. Çünkü RO konsantrelerindeki yüksek tuzluluk enerji gereksinimi azaltacak şekilde oldukça yüksek bir elektriksel iletkenlik sağlamaktadır. Anotta kullanılan materyalin verimliliğini belirlemek için çalışmalar yapılmış olup, evsel ve tekstil endüstrisi atıksularının karışımlarını arıtan pilot ölçekli bir RO tesisinden alınan konsantrede borla uyarılmış elmas (BDD) anotla %35'lik verim elde edilirken RuO_2 anotla yapılan çalışmada +14'lük verim elde edilmiştir. BDD anotuyla elde edilen yüksek amonyak ve KOİ giderimlerinden dolayı da bu konuda çalışmalar yapılmıştır. Ayrıca BDD anotu kullanılarak RO konsantrelerinden toksikmikro kirleticilerin giderilmesi konusunda çalışmalar yürütülmüştür. Yapılan çalışmada atıksu arıtma tesislerinden çıkan atıksulardaki bu tür on farklı mikro kirletici, 2 saatlik elektrooksidasyonla %92 oranında giderilmiştir (Pérez vd., 2010).

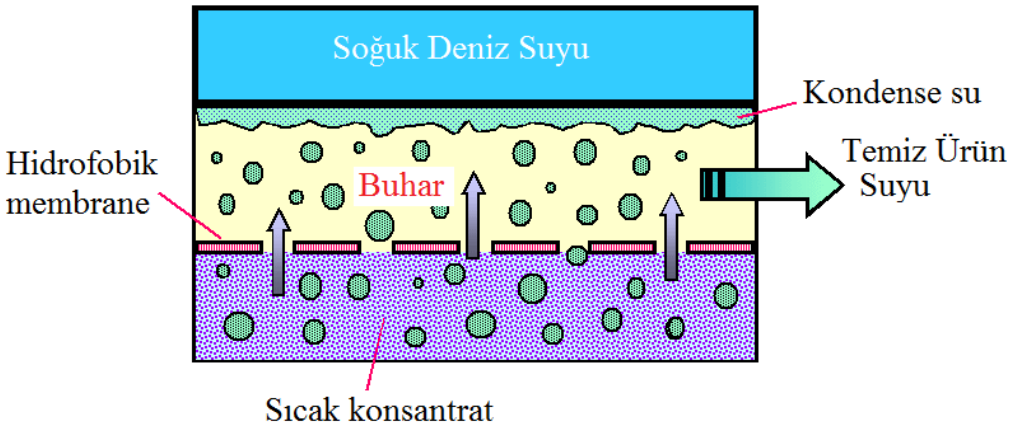
4.7. Ters Osmoz Konsantrelerinin Arıtımında Yenilikçi Teknolojiler

Membran distilasyon konsantre arıtımında bir alternatif olarak kullanılmaktadır. Vakum membran distilasyon (VMD) prosesi evaporatif bir teknoloji olup su ve buhar ara fazını desteklemek amacıyla membran kullanılır (Şekil 4.39). Membran distilasyon prosesinin klasik distilasyon prosesine göre en önemli avantajı işletme sıcaklığının 60-80 ºC olması ve membranın birim hacim başına çok daha fazla alan sağlaması nedeniyle oldukça kompakt bir tasarım olması ve gerekli alanın daha az olmasıdır. Mericq vd., 2010 tarafından yapılan bir similasyon çalışmasında 40.000 m^3/gün deniz suyu besleme debisine sahip bir ters osmoz tesisinde RO prosesiyle VDM prosesinin birleştirilmesi neticesinde su geri kazanım oranı %40'dan %89'a çıkmış ve konsantre hacmi 5,5 kat azalmıştır. Model laboratuvar ölçekli çalışmalardan elde edilen sonuçlar dikkate alınarak kurulmuştur. Yapılan deneysel çalışmalarda yaklaşık birkaç saat içerisinde herhangi bir organik veya biyotıkanma gözlenmemiştir. Fakat yüksek tuz konsantrasyonlarında memmranlarda kalsiyum çökelmesi gözlenmiştir. Dolayısıyla membran distilasyon proseslerinde de en önemli sorunlardan biri $CaSO_4$ ve $CaCO_3$ çökeleklerinin oluşmasıdır. Ayrıca, yüksek hümik asitlerin de zararlı etkileri olduğu belirlenmiştir. Kalsiyum tıkanmasının geri dönüştürülebilir olduğu vurgulanmış olup, membran distilasyon prosesine verilmeden önce yumuşatma prosesiyle giderilerek kalsiyum çökmesi kontrol altına alınabilir.

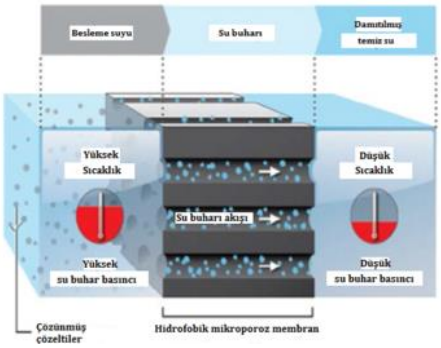
4.7.1. Membran distilasyon prosesi

Konsantre arıtımında membran distilasyonu (MD) prosesinin kullanılabildiği bilinmektedir. MD prosesinde membran ve termal prosesler bir araya gelmiştir (Ashoor vd., 2016). Tahrik gücünün hidrolik basınç, elektriksel potansiyel farkı ya da konsantrasyon farkı olduğu membran proseslerine göre temel farkı tahrik kaynağının buhar basıncı farkı olmasıdır. Bu fark sıcaklık farkında kaynaklanmaktadır (Camacho vd., 2013). Sıcak ve soğuk akımlar arasındaki 10-20 °C fark neticesinde süzüntü üretimi mümkün olmaktadır (Adham vd., 2013). MD prosesinde bir sıvı-buhar ara fazı mevcut olup uçucu bileşenler hidrofobik bir membran üzerinden taşınırlar.

MD, buhar-sıvı dengesi prensibi üzerine çalışan, sadece uçucu bileşenlerin bir hidrofobik membran yoluyla taşındığı buharlaştırma işlemidir (Camacho vd., 2013; Macedonio vd., 2012; Martinetti vd., 2009). İşlem, gözenekli hidrofobik membranın bir tarafıyla temas eden çözeltinin kısmi basıncı ile membranın diğer tarafındaki kısmi basıncı arasındaki farkla yürütülür (Song vd., 2007). Çözelti tarafındaki buhar basıncı yoğunlaşma tarafındaki buhar basıncından daha büyükse, buharlaşma çözelti yüzeyinde meydana gelir (Şekil 4.39). MD prosesindeki en önemli hususlardan biri membran porlarından gaz fazındaki H_2O moleküllerinin taşınımıdır. Bu taşınıma etki eden hidrofobiklik, termal konsantrasyon polarizasyonu, buhar basıncı farkı gibi faktörler sistem verimliliğine doğrudan etkimektedir. Örneğin membranın ıslanmama yeteneği olarak tanımlanabilecek hidrofobiklik MD prosesinde kullanılan membranların en önemli morfolojik özelliklerinden biridir. Bu sayede membran porları sürekli açık kalarak kütle transfer direncini minimize etmektedir. Böylelikle gaz fazındaki H2O molekülleri hızla yoğuşma fazına doğru taşınımlarını sürdürebilmektedirler (Şekil 4.40).



Şekil 4.39. Membran distilasyon prosesinin şematik gösterimi (http://www.separationprocesses.com/Distillation/Fig078d.htm)



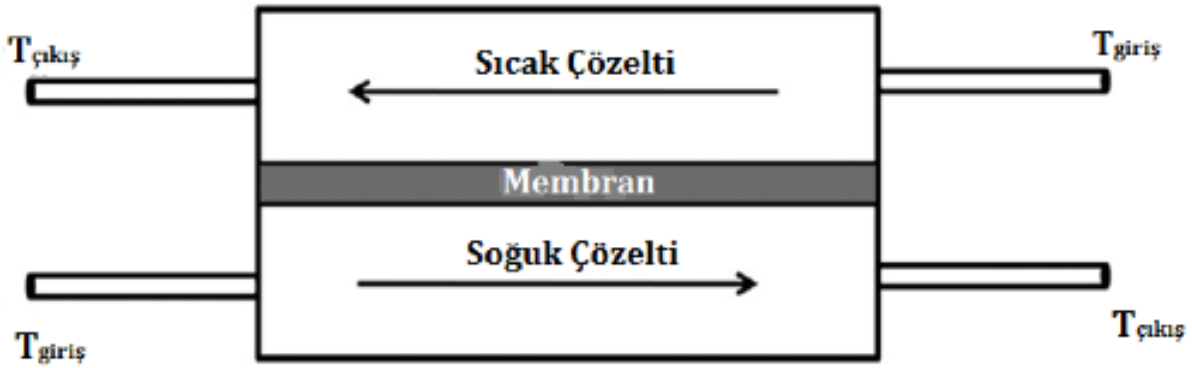
Şekil 4.40. Membran distilasyon prosesinde gaz fazındaki H_2O moleküllerinin porlar üzerinden taşınımının şematik gösterimi

MD ünitelerinin birçok konfigürasyonu olmasına rağmen direkt temaslı membran distilasyonu (DCMD), desalinasyon için en uygun konfigürasyondur (Şekil 4.41). Bu proseste, sıcak tuzlu su, gözenekli hidrofobik membranın bir tarafında buharlaşır. Buharlaşan gaz fazındaki moleküller hidrofobik membrandan taşınır. Membranın diğer yüzünde soğuk akımla karşılaşan gaz fazındaki moleküller yoğuşarak sıvı faza geçerler. Böylece distile edilmiş sıvı elde edilir. Bu prosesteki ana avantajlar (1-4) ve dezavantajlar (5-7) aşağıda sıralanmıştır (Dow vd., 2008; Song, 2009; Adham vd., 2013; Ashoor vd., 2016; Childress, 2013):

1. Temel tahrik gücü olan buhar basıncı tuz konsantrasyonundan neredeyse hiç etkilenmez.
2. Organik tıkanma ve biyo-tıkanma düşüktür.
3. Güneş, jeotermal, atık ısı gibi alternatif enerji kaynakları ile çalışabilmesi.
4. İlk yatırım ve işletme maliyetlerinin düşüklüğü
5. Bazı konvansiyonel desalinasyon proseslerine göre düşük kalan akı değeri
6. Membran içinde sıkışan hava kütle transfer direnci yaratabilir.
7. Yoğuşma bölgesinde ısı kaybı neticesinde termal verimliliğin düşüklüğü

Hidrofobik membran, su buharının sıvı fazını iterken su buharının içine nüfuz etmesine izin verir. Tuzlu su-membran ara yüzünde, sıcak tuzlu sudan buharlaştırılmış su buharının difüzyonu, hidrofobik membran gözenekleri yoluyla gerçekleşir ve ardından su buharı soğuk distile su-membran ara

yüzünde yoğuşturulur. Buhar üretimi, besleme suyunu ısıtarak ve buhar basıncını arttırarak sağlanmaktadır (Liu vd., 2012).

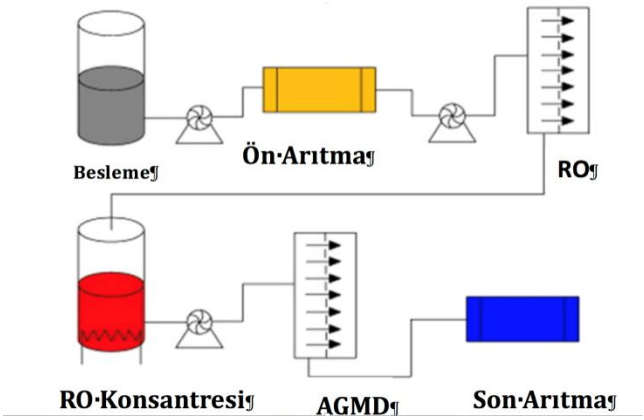


Şekil 4.41. Direkt temaslı membran distilasyonu (DCMD)

Kullanılan ikinci MD konfigürasyonu hava boşluklu membran distilasyonudur (AGMD). Uçucu bileşiklerin uzaklaştırılmasında etkili olan bu konfigürasyonun dezavantajı kütle transferine ek direnç yaratılmış olmasıdır (Şekil 4.42).

Şekil 4.42. Hava boşluklu membran distilasyonu (AGMD)

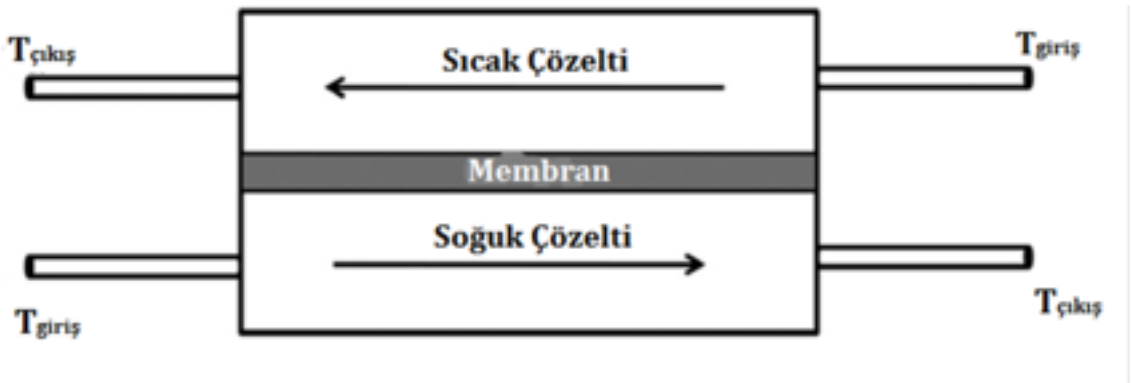
AGMD prosesi ile yapılan bir çalışmada (Şekil 4.43) gözenekli fiber membranlar kullanılmıştır (Geng vd., 2015). Tek kademeli AGMD prosesinde su geri kazanım değeri %5-8 seviyesinde iken dört kademeli bir sistemin uygulanması ile su geri kazanım değeri %22-25 seviyesine ulaşmaktadır. Çalışmada teorik yaklaşımla 14-aşamalı bir AGMD sisteminin kullanılması ile 352.000 mg/L konsantrasyona sahip bir besleme kaynağından %88 seviyesinde su geri kazanım değeri elde edilebileceği hesaplanmıştır. Çalışmada AGMD prosesinin yüksek tuzluluk içeren konsantre akımların arıtılmasında etkin rol oynayabilecek bir arıtma seçeneği olduğu vurgulanmıştır (Geng vd., 2015).



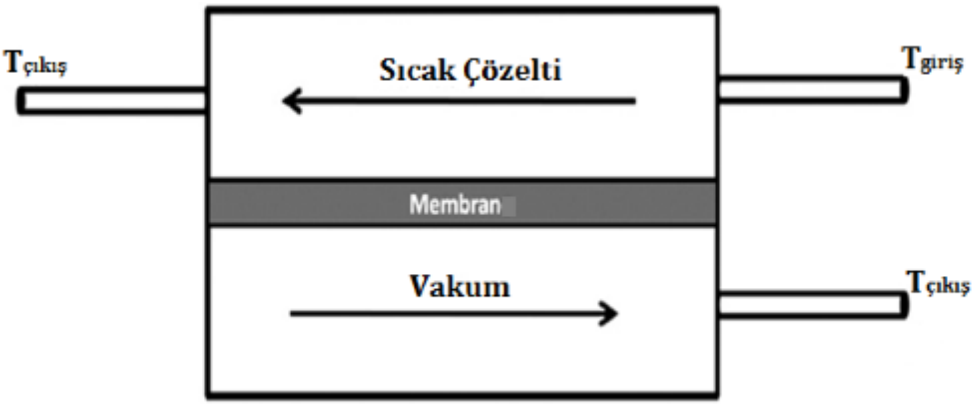
Şekil 4.43. RO-AGMD prosesi (Geng vd., 2015).

Pilot ölçekli UF/RO ve spiral sarımlı AGMD prosesinin entegre edildiği bir diğer çalışmada ise %95 su geri kazanım değerine ulaşılmıştır (Duong vd., 2015). Spesifik termal enerji ve elektrik enerjisi tüketim değerleri sırası ile 250 kWh/m^3 ve 1,1 kWh/m^3 olarak gerçekleşmiştir. Prosesten elde edilen süzüntü debi değeri 10 L/saat'tir. Bu sistemin New South Wales'de kullanıldığı bir tesiste enerji tamamen güneş enerjisinden elde edilmekte ve günlük 472 m^3 su arıtılmaktadır. Bu çalışmadaki besleme suyu tuzluluk değeri düşük olduğu için (14.100 mg/L) tortulaşma gözlenmemiştir.

Sıyırıcı gazlı membran distilasyonunda ise (SGMD) membran modülünün dışında yoğunlaşma meydana gelmekte ve buharın geçirgen membran tarafında süpürülmesi için süpürme gazı kullanılmaktadır. AGMD'da olduğu gibi, ısı kaybını azaltmak için bir gaz bariyeri vardır. Ancak bu sabit değildir ve kütle aktarım katsayısını arttırır. SGMD, uçucu bileşiklerin sulu çözeltiden uzaklaştırılması için yararlıdır. Bu konfigürasyonun en büyük dezavantajı küçük hacimli bir nüfuzun geniş bir süpürme gazı hacminde dağılması ve büyük bir kondansatör gerektirmesidir (Şekil 4.44). Vakumlu membran distilasyonunda (VMD) ise membranın süzüntü tarafında vakum oluşturmak için pompa kullanılır. Yoğuşma membran modülünün dışında gerçekleşir (Şekil 4.45).



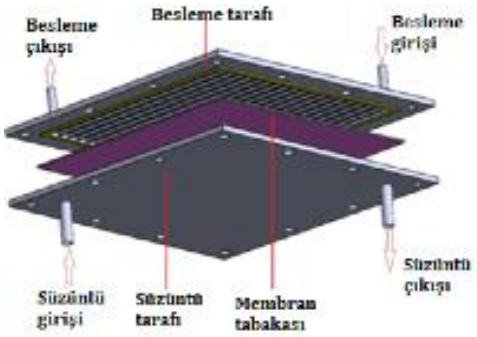
Şekil 4.44. Sıyırıcı gazlı membran distilasyonu (SGMD)



Şekil 4.45. Vakumlu membran distilasyonu (VMD)

Vakumlu membran distilasyonunun (VMD) RO tesisinden çıkan konsantre akımların arıtılmasında uygulandığı bir çalışmada FO prosesi ile karşılaştırma yapılmıştır (Martinetti vd., 2009). MD membranı PTFE aktif tabakası ve PP destek tabakasına sahip olup ortalama por çapı değeri 0,22 mikrondur. Besleme sıcaklığı 40-60 °C arasında iken süzüntü bölgesi 20 °C'dir. Konsantre akımların arıtıldığı çalışmada su geri kazanımı değeri ortalama %81 seviyesinde gerçekleşmektedir. Çalışmada tuz konsantrasyonu yükseldikçe FO prosesine karşı VMD prosesinin daha da avantajlı hale geldiği belirtilmiştir. Ancak düşük tuzluluk değerinde FO proseslerinin daha etkin olabildiği bulunmuştur. Bu durumda özellikle yüksek tuzluluğa sahip konsantre akımların arıtılmasında VMD prosesinin diğer proseslere göre oldukça etkin olabileceği söylenebilir. VMD prosesinde ortaya çıkan tortulaşama problemleri için bir antiskalant kullanımı da önerilmiştir (Martinetti vd., 2009). 64.000-300.000 mg/L aralığında tuz konsantrasyonuna sahip sentetik çözeltiler kullanılarak yapılan bir çalışmada VMD prosesi 7-17 LMH arasında akı değerlerine ulaşmıştır (Mericq vd., 2010). Özellikle besleme sıcaklığının arttırılması ve yoğuşma bölgesinde buhar basıncının azaltılması ile akı artış göstermektedir. Kalsiyum karbonat ve kalsiyum sülfat kaynaklı tortulaşma yalnızca en yüksek tuz konsantrasyonlarında ortaya çıkmıştır. Ayrıca etkisi sınırlı olsa da konsantrasyon polarizasyonu da meydana gelmiştir. Tortulaşma geri dönüşümlü olup membranın yıkanması ile kolayca giderilmektedir. RO prosesi ile VMD'nin entegre çalıştırılması ile su geri kazanım değerinin %89 seviyelerine ulaşacağı ve konsantre hacminin 5,5 kat azaltılacağı belirtilmiştir (Mericq vd., 2010).

MD prosesinde kullanılan membran modülleri esas olarak dört farklı tipte ele alınabilir. Bunlardan birincisi plaka çerçeve olarak da adlandırılan düz tabakalı membran konfigürasyonudur (Şekil 4.46). Bu konfigürasyonda membran ve ara levhaları, iki plakanın arasına düz tabaka halinde konumlandırılır. Düz tabaka membran konfigürasyonu laboratuvar ölçeğinde yaygın olarak kullanılır, çünkü temizlenmesi ve değiştirilmesi kolaydır. Membran alanının paketleme hacmine oranı olan paketleme yoğunluğu düşüktür ve bir membran desteği gereklidir. Bu durum membran alanı ve maliyet konularında dezavantaj yaratabilir. Ancak paketleme yoğunluğunun düşüklüğünün tıkanma ve temizleme açılarından çok avantajlı olduğu akıldan çıkarılmamalıdır. Düz tabaka membran, desalinasyon ve su arıtımı gibi MD uygulamalarında yaygın olarak kullanılmaktadır.

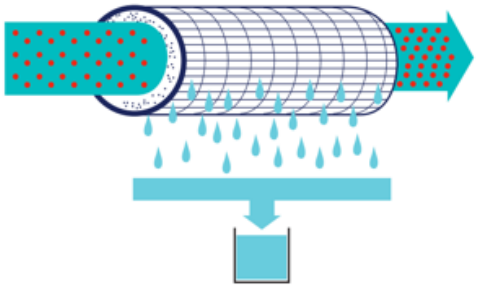


Şekil 4.46. MD prosesinde kullanılan düz tabakalı membran konfigürasyonu

MD prosesinde kullanılan gözenekli fiber modül, paketlenmiş fiber demetlerinden oluşur. Besleme çözeltisi içi boş fiber içinden akar ve süzüntü membran filtresinin (içten-dışa modu) dış tarafında toplanır veya besleme çözeltisi deliklerin dışından akar ve süzüntü fiberin içinde toplanır (dıştan-içe modu) (Şekil 4.47). Gözenekli fiber modülün temel avantajları çok yüksek paketleme yoğunluğu ve düşük enerji tüketimidir. Öte yandan, kirlenme eğilimi yüksektir, temizlenmesi ve bakımı zordur. Aynı zamanda ön arıtma hususlarına bağlı olarak fiberlerin yırtılma ve kopma sorunları olabilir. Bu durum süzüntü kalitesinin bozulmasına neden olur.

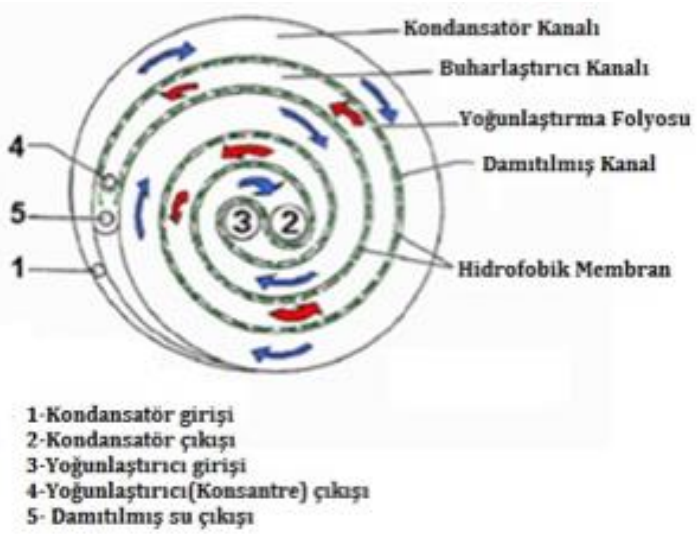
Şekil 4.47. MD prosesinde kullanılan gözenekli fiber membran konfigürasyonu

MD proseslerinde tübüler membran konfigürasyonuda uygulanabilmektedir (Şekil 4.48). Bu tür modüllerde, membran tüp biçimli olup iki silindirik bölme arasına (sıcak ve soğuk akış odaları) sokulmuştur. Ticari anlamda tübüler modül caziptir. Çünkü kirlenme eğilimi düşük, temizliği kolay ve dayanımı yüksektir. Ancak, tübüler modülün paketleme yoğunluğu düşüktür ve yüksek işletme maliyeti vardır. MD prosesinde tübüler membranlar kullanılabilir. Özellikle seramik malzeme ile hazırlanan membranlar mekanik ve termal dayanımlarının yüksek olması ile öne çıkmaktadırlar. Ayrıca pH ve solventlere karşı polimerik membranlar ile kıyaslanamaz avantajlarının bulunması özellikle endüstriyel uygulamalar için bu membranların kullanımını oldukça cazip hale getirmektedir. Tübüler seramik membranlar, NaCl sulu çözeltisini arıtmak için DCMD, AGMD ve VMD tipindeki MD proseslerinde kullanılmıştır. Tuz giderim değeri yaklaşık %99 seviyelerinde elde edilmiştir.



Şekil 4.48. MD prosesinde kullanılan tübüler membran konfigürasyonu

MD prosesinde kullanılan spiral sarım konfigürasyonda ise membran delikli bir merkezi toplama tüpünün etrafında sarılmıştır (Şekil 4.49). Besleme, membran yüzeyi boyunca eksenel bir yönde hareket ederken, merkeze doğru radyal olarak akar ve toplama borusundan çıkar. Spiral membran, iyi bir paketleme yoğunluğuna, ortalama tıkanma eğilimine ve kabul edilebilir enerji tüketimine sahiptir. Ancak yüksek paketleme yoğunluğuna bağlı olarak temizliği zordur.

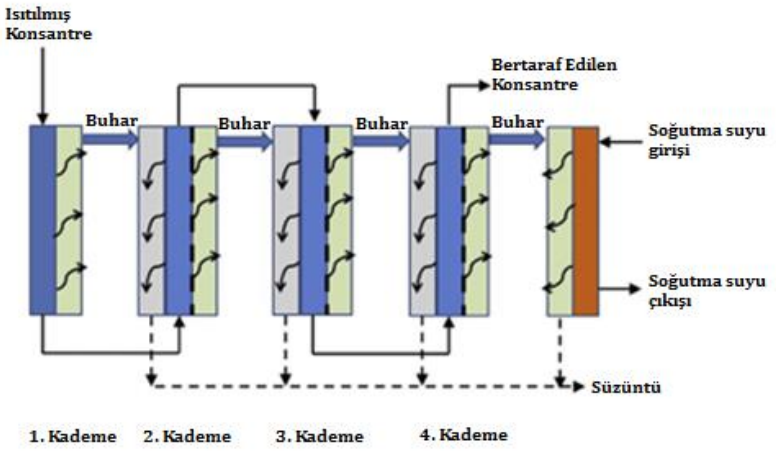


Şekil 4.49. MD prosesinde kullanılan spiral sarım membran konfigürasyonu

Membran distilasyon prosesi kristalizasyon prosesiyle birleştirilebilir (MDC prosesi). Böylece tuzlar aşırı doygunluk seviyelerine kadar konsantre edilebilir. Yapılan bir çalışmada endüstriyel atık suyun RO konsantresinin (iletkenlik ~ 15 mS/cm) arıtılmasında bir kristalleştirici ile birlikte membran distilasyonu kullanılıp 3-5 L m^{-2} h^{-1} akı ve %95 besleme suyu geri kazanımı elde edilmiştir (Tunc ve Groth, 2011). MDC prosesinde, gözenekli fiber membran kullanımı nedeniyle yüzey alanı artmakta ve bu nedenle ortalama sıcaklık değerlerinde (40-50 oC) güvenilir akı değerlerine ulaşılabilmektedir. MDC sisteminde ortalama enerji gereksinimi 15-20 kWh/m^3 olmasına rağmen, klasik NaCl kristalizasyonu yapan buharlaştırıcı sistemler ise 70 ^oC'den daha yüksek sıcaklıklarda işletilmekte olup spesifik enerji ihtiyacı yaklaşık 30 kWh/m^3'tür. Fakat bu noktadaki en önemli sorun membran distilasyon prosesi için örnek oluşturacak ticari uygulamaların sınırlı olması ve yatırım maliyetlerinin halen yüksek olmasıdır. Ji vd. (2010) tarafından yapılan çalışmada ise deniz suyu RO konsantresine kireç/soda prosesi uygulaması ile kalsiyum ve magnezyum giderimi yapılarak kireçlenme probleminin azaltılması amaçlanmıştır. Sonuç olarak membran distilasyon-kristalizasyon prosesinin etkin ve

uygulanabilir bir teknoloji olduğu vurgulanarak %90'ın üzerinde bir su geri kazanım değerine ulaşılmıştır.

Bir diğer çalışmada ise termal desalinasyon konsantre akımlarını arıtmak ve besleme suyu geri kazanımını arttırmak için vakumlu çok kademeli membran distilasyonu (V-MEMD) sistemi kullanılmıştır (Janson vd., 2013). Konsantrenin arıtılması için kullanılan bu prosese ait akım şeması Şekil 4.50'de gösterilmektedir.



Şekil 4.50. RO konsantre arıtımı için V-MEMD işleminin proses şeması (Janson vd., 2013).

Termal desalinasyon sistemindeki konsantre, 100.000 mg/L TÇK içermekte olup 4 aşamalı V-MEMD sistemi 5.2 L m^{-2} h^{-1} akı değeri ile çalıştırılmıştır (Janson vd., 2013). DCMD sistemine kıyasla, akı 5 kat daha düşük olsa da V-MEMD sistemi, besleme tarafındaki konsantre akışının sıcaklığını artırmak için atık ısının kullanılabilmesi nedeniyle daha düşük enerji tüketmiştir. Buna ek olarak, membranları seri olarak yerleştirmenin sonucunda, buharın aşağı yönlü olarak yoğunlaşarak atık enerjinin modüllerdeki beslemeye geri gönderilebilmesine olanak tanımıştır. Bu durum toplam enerji ihtiyacını azaltarak verimliliği yükseltmiştir (Janson vd., 2013).

MD, çalışma sıcaklığının (tipik olarak 70 °C'nin altında) konvansiyonel distilasyon kolonu çalışma sıcaklığından çok daha düşük olması ile avantajlı bir konuma sahiptir (Macedonio vd., 2012). MD aynı zamanda güneş enerjisi, atık ısı veya jeotermal enerji gibi düşük dereceli ısı kaynakları ile çalışarak enerji girdisinde esnek bir yapı sergilemektedir (Susanto, 2011). MD prosesinin performansı konsantrasyon polarizasyonundan düşük seviyede etkilenmektedir. Bu nedenle besleme suyunda yüksek tuz konsantrasyon değerleri (doygunluğa kadar) ile çalışılabilmektedir. MD prosesinin en önemli dezavantajlarından biri ise RO gibi membran prosesleri ile karşılaştırıldığında düşük kalan akı değeridir (Susanto 2011).

MD sistemlerinin akısını arttırmak için, geçmişte birçok farklı polimer ile çalışılmıştır. MD uygulamalarında kullanılacak membranların hazırlanmasında yaygın olarak polipropilen (PP), politetrafloroetilen (PTFE), poliakrilonitril (PAN) ve poliviniliden florür (PVDF) kullanılmaktadır (Criscuoli ve Drioli, 1999; Edwie ve Chung, 2012). Çift tabakalı hidrofobik-hidrofobik PVDF ve çift tabakalı hidrofobik-hidrofilik PVDF/PAN membranlarla tek tabakalı PVDF membran karşılaştırıldığında tek tabakalı membranda meydana gelen akı azalmasının diğerlerine göre daha az

olduğu tespit edilmiştir. Bu duruma membran duvarı kalınlığından daha önemli rolleri olan membran morfolojisi ve gözenek boyutu parametreleri neden olmuştur (Edwie ve Chung, 2012). Permeabiliteyi arttırmak için MD membranının polimer matrisi içine karbon nanotüpler yerleştirilmiştir. Karbon nanotüplerin entegrasyonu ile elde edilen yeni membranda konvansiyonel polimerik MD membranına kıyasla daha yüksek temas açısı (113°), daha yüksek porozite (%90) ve daha düşük termal iletkenlik elde edilmiştir (Dumée vd., 2010).

MD sistemlerinde akının arttırılmasında kütle transferinin geliştirilmesinin yanı sıra, tortulaşma ve tıkanmayı kontrol etmek de önemlidir. NF/RO konsantrelerinin arıtımında MD membranlarının kullanıldığı entegre sistemlerle çalışılmıştır (Ji vd., 2010; Mericq vd., 2010). Yapılan bir çalışmada deniz suyu RO sisteminden çıkan konsantrenin arıtılması için MD ile kristalizasyon prosesleri kombine edilerek 1.44 L m^{-2} h^{-1} başlangıç akısı ve NaCl kristallerinin üretildiği %90 seviyesinde bir geri kazanım değeri elde edilmiştir (Ji vd., 2010). MD membranının ilk akı değeri doğal organik madde (DOM) kirliliğine bağlı olarak %13 oranında azalmıştır. Ayrıca RO konsantresindeki DOM varlığı çekirdekleşme ve büyüme oranları açısından NaCl kristalleşme kinetiğini de etkilemiştir (Ji vd., 2010). Bir diğer çalışmada ise deniz suyunun desalinasyonu sırasında oluşan RO konsantresinin arıtılması için vakum membran distilasyonu (VMD) kullanılarak %89'luk bir su geri kazanım değeri sağlanmıştır (Mericq vd., 2010). 8 saatlik işletme süresince organik kirlenme veya biyo-tıkanma gözlemlenmemiştir. Bununla birlikte, kalsiyum karbonat ve kalsiyum sülfat çökelmesi nedeniyle tortulaşma oluşmuş ve spesifik akı değerinde %24'lük bir azalma gözlenmiştir (Mericq vd., 2010). Düşük basınç, yüksek besleme sıcaklığı ve türbülanslı akışkan rejimi seçimi ile, ortalama permeabilite değerine sahip membranların uygulanması durumunda dahi 7 ila 17 L m^{-2} h^{-1} aralığında akı elde edilmiştir (Mericq vd., 2010).

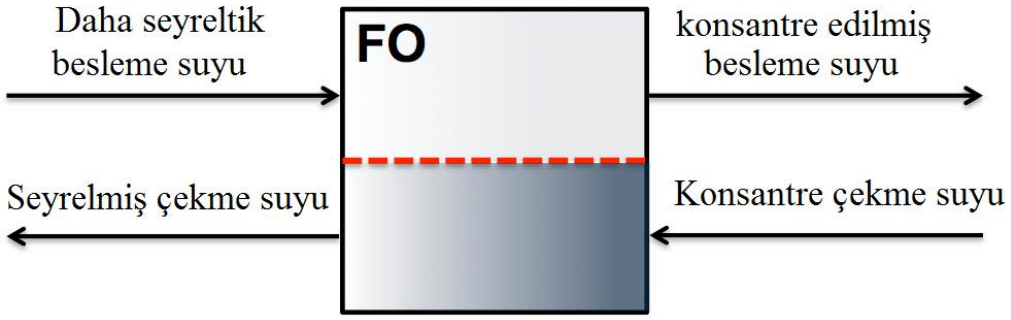
Membran yüzeyindeki kristalleşmeyi önlemek için ozmotik distilasyon uygulaması yapılmıştır (Creusen vd., 2012). Bu yaklaşımda sistemin yoğuşma tarafından bir çekme çözeltisi (CaCl2 gibi) ilave edilerek buhar basıncında bir azalma ve ters sıcaklık profili (düşük sıcaklık polarizasyonu) elde edilir. Böylece, besleme tarafındaki buharlaşma ısısı yoğuşma bölgesi tarafından sağlanır ve besleme tarafında bir sıcaklık düşüşü meydana gelir. Bu sıcaklık düşüşü kristalizasyonu önler (Creusen vd., 2012). Bir başka yaklaşımda, membran periyodik olarak süzüntü akımı ile yıkanarak değiştirilen indüksiyon süresi sayesinde $CaSO_4$ tortulaşması azaltılmıştır (Nghiem ve Cath, 2011). Bu çalışmada düşük sistem geri kazanım değerleri ile çalışıldığında süzüntü akısı (aşırı doygunluk durumunda bile) sabit kalmıştır.

RO ve MD proseslerinin entegre kullanıldığı bazı durumlarda su geri kazanım değeri %90 seviyelerine yükseltilebilir. Yapılan bir enerji verimliliği çalışmasında entegre NF/RO/MD sisteminin işletilebilmesi için gerekli güç değerinin normal koşullarda 13 kWh/m^3 olduğu gösterilirken aynı sistemin düşük değerli bir termal enerji kaynağı ile çalıştırılabilmesi durumunda gerekli güç değerinin 2,6 kWh/m^3 seviyesine ineceği vurgulanmıştır (Criscuoli ve Drioli, 1999). Gaz-sıvı membran kontaktörü, geleneksel bir çöktürücü ve bir membran kristalleştiricinin kombine kullanımı NF konsantre arıtımında başarıyla uygulanmıştır (Drioli vd., 2004). Bu çalışmada kalsiyum karbonat %89'a kadar giderilmiştir. Elde edilen NF konsantresinin her metreküpünde yaklaşık 36 kg NaCl ve 8 kg $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ bulunmaktadır. Tüm bunlara ek olarak membran kristalleştiricide distile tarafında yoğunlaştırılan su sayesinde NF su geri kazanım değeri %64'ten %95'e yükselebilmektedir (Drioli vd., 2004).

Yapılan bir diğer çalışmada Arap Yarımadasında konuşlu termal desalinasyon tesislerinden çıkan konsantre akım ve sentetik çözeltiler kullanılarak MD prosesi ile arıtım verimliliği araştırılmıştır (Adham vd., 2013). Farklı işletim koşullarının uygulandığı çalışmada farklı por çapları ve kalınlığa sahip beş adet ticari membran (PTFE aktif tabakası + PP destek tabakası) denenmiştir. Besleme sıcaklığı 70 ºC iken yoğuşma bölgesi sıcaklığı 30 C'dir. Besleme ve süzüntü akısı 1,8 L/dakika olarak belirlenmiştir. 70.000 mg/L tuz konsantrasyonu ile çalışıldığında sabit 25 LMH süzüntü akısı elde edilmiştir. Ancak tuz konsantrasyonu 70.000 mg/L'nin üzerine çıkarıldığında akı değeri 20 LMH seviyesine düşmektedir. Tuz giderimi tüm membranlar için >99,99 seviyesinde iken tıkanma da gözlenmemiştir. Çalışma sonucunda konsantre akımlar için MD prosesinin kullanılmasının uygun olacağı yargısına varılmıştır. Özellikle termal desalinasyon tesislerinden ciddi oranda atık ısı çıkabildiği için MD prosesinin işletme maliyetlerinin çok düşük olabileceği vurgulanmıştır (Adham vd., 2013).

4.7.2. İleri Osmoz Prosesi

İleri osmoz (FO), yarı geçirgen bir membran boyunca suyun besleme çözeltisi (düşük ozmotik basınç) tarafından çekme çözeltisi (yüksek ozmotik basınç) tarafına geçişi için ozmotik basınç farkından faydalanan bir membran prosesidir (Zhao vd., 2012). Bu hareketin itici gücü, çözünen konsantrasyonlarındaki farklılıkların neden olduğu ve membran boyunca oluşan ozmotik basınç farkıdır (Cath vd., 2006). İleri osmoz prosesinde tuz konsantrasyonu yoğun olan ve çekme çözeltisi olarak bilinen sıvı ile besleme suyu arada bir membran olacak şekilde birleştirilirler. Böylece daha az konsantre olan temiz sudan konsantreye su akışı başlar (Şekil 4.51).

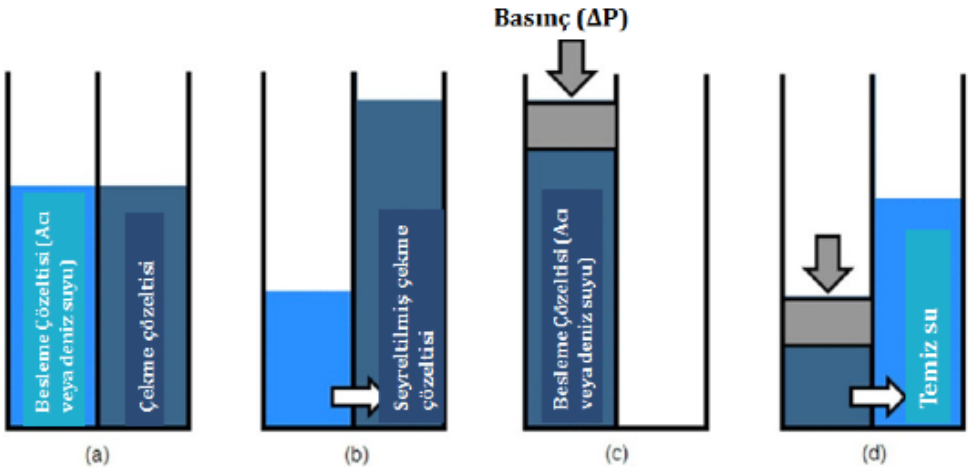


Şekil 4.51. İleri Osmoz prosesinin şematik gösterimi (http://www.forwardosmosistech.com/wp-content/uploads/2014/01/stand-alone-FO-system-copy.jpg)

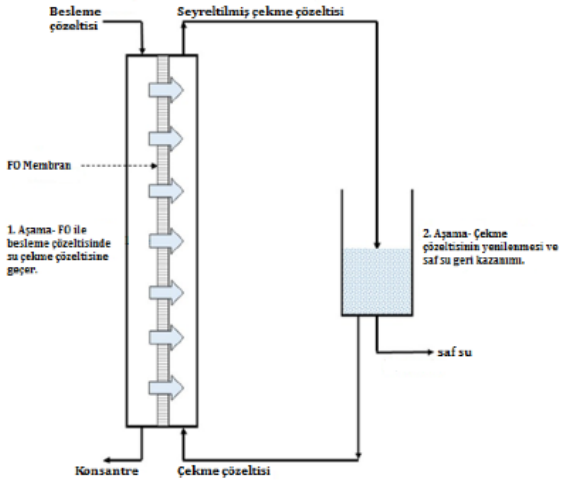
FO prosesi yenilikçi bir membran prosesi olup hem desalinasyonda hem de konsantre akımların arıtılmasında kullanılmaktadır (Abdul-Wahab ve Al-Weshahi, 2009; Kazner vd., 2014; Martinetti vd., 2009; Morillo vd., 2014; Subramani ve Jacangelo, 2014; Akther vd., 2015). FO prosesi boyunca seyrelen çekme çözeltisinin tekrar konsantre hale getirilmesi gerekmektedir.

İleri osmoz prosesi konsantre hacminin azaltılmasında yenilikçi bir yöntem olup, en önemli avantajı RO prosesine kıyasla daha düşük enerji ihtiyacına sahip olmasıdır. RO'nun tersine, FO su moleküllerini taşımak için membran boyunca doğal ozmotik basınç farkını kullanır. Beslemenin ozmotik basıncını aşmak için hidrolik basıncın uygulanmasını gerektirmez. Bu nedenle sistemde yüksek basınç pompaları kullanılmaz (Şekil 4.52). Bu durum sistemi ilk başta enerji verimliliği çok yüksek bir proses olarak gösterebilmektedir. Ancak sistem temel olarak iki aşamalıdır. Birinci aşama besleme çözeltisinden süzüntünün ayrıldığı kısımdır. Ancak çekme çözeltisi içine hapsedilen

süzüntünün geri kazanıldığı bir ikinci aşama mevcuttur (Şekil 4.53). Bu aşama sistemin verimliliğine en çok etki eden parametrelerden bazılarını bünyesinde bulundurmaktadır. Bu nedenle tasarımda mühendislik becerilerinin en çok kullanılması gereken aşama bu aşamadır.



Şekil 4.52. FO (a,b) ve RO (c,d) proseslerinin şematik karşılaştırılması



Şekil 4.53. FO prosesinin iki kademesini gösteren şematik akım diyagramı

Temiz su, çekme çözeltisine geçtikten sonra prosesin ikinci aşaması devreye girer. İkinci aşamada çekme çözeltisi içindeki süzüntü suyu etkin bir yöntemle alınabilmelidir (Şekil 4.54). Çekme çözeltisinden süzüntü akımının geri kazanılması bu prosesin işletme verimini ve maliyetini belirleyen temel etkenlerden biridir. FO prosesinin temel dezavantajı bu aşamada harcanan enerjidir. Ayrıca içinden süzüntü suyunun kolaylıkla alınacağı çekme çözeltilerinin seçilmesi de prosesi karmaşık hale getiren unsurlardan biri olarak sayılabilir. Çekme çözeltisi seçimi doğrudan ozmotik basınç farkına etkilediği için çok önemlidir. Çekme çözeltisinin ozmotik basınç değeri her zaman besleme çözeltisinden fazla olmalıdır. Bunlara ilave olarak, FO prosesindeki tıkanma diğer basınç-tahrikli membran proseslerine göre daha düşük seviyede gerçekleşmektedir. Bu da prosesin bir diğer avantajıdır. Gerçekleşen tıkanma çoğu zaman yıkama ile giderilebilmekte olup kimyasal muamele gerektirmemektedir. Ancak, FO prosesinin de dezavantajları bulunmaktadır. Mevcut FO membranları

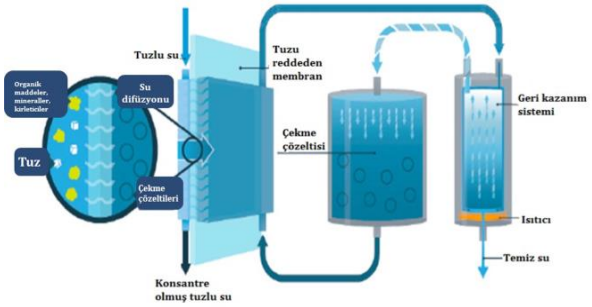
herhangi bir mekanik basınç dayanımı gerektirmedikleri için buna uygun olarak üretilmektedir. Ancak mekanik dayanımlarının diğer membranlara göre daha zayıf olması uzun vadeli kullanımlarda dayanıklılık sorunlarına neden olabilmektedir. Ayrıca, çekme çözeltisinin rejenere edildiği aşamadaki enerji tüketimi dikkat çekici seviyededir. Konsantre akımların arıtılmasında kullanılabilecek çok yüksek ozmotik basınca sahip çekme çözeltileri yeterince bulunmamaktadır (Akther vd., 2015; Martinetti vd., 2009; Akther vd., 2015; Blandin vd., 2015; Gai vd., 2014; Gray vd., 2006; Ma vd., 2013; Suh ve Lee, 2013). Ayrıca, hem membranın destek tabakası tarafında gerçekleşen dahili konsantrasyon polarizasyonu hem de aktif tabakada gerçekleşen harici konsantrasyon polarizasyonu olguları su geri kazanım değerini düşürmektedir (Gray vd., 2006; Ma vd., 2013; Suh ve Lee, 2013; Akther vd., 2015).

Basınç uygulanmaması nedeniyle tıkanma az gerçekleşse de az çözünen tuzlara bağlı tortulaşma FO prosesinde de sorunlar yaratabilme potansiyeline sahiptir (Zhang vd., 2012). Yapılan bir çalışmada FO prosesi ile MD, MSF ve MVC prosesleri karşılaştırılmıştır (Tow vd., 2015). Çalışma FO sisteminin enerji bazında bakıldığında en verimli seçenek olduğunu vurgulamaktadır. Diğer bir çalışmada ise acı su desalinasyonu yapan bir tesisin konsantre akımlarının arıtılması için uygulanmıştır (Martinetti vd., 2009). Tesisten gelen iki farklı konsantre akımın TÇK değerleri 7.500 (RO konsantresi) (A akımı) ve 17.500 mg/L'dir (B akımı). 17.500 mg/L TÇK değeri RO konsantresinin yumuşatma+EDR sistemi ile arıtılmasından sonra çıkan konsantre akımdır. Bir başka deyişle, konsantrenin konsantresidir. 17.500 mg/L'lik akımda (B akımı) sodyum ve klorür konsantrasyonları çok yüksek iken silik, sülfat ve kalsiyum yumuşatma kademesinde giderildiği için daha düşüktür. 50.000 mg/L çekme çözeltisi kullanılan FO ünitesinde her iki konsantre akım da test edilmiştir. CTA membranın kullanıldığı sistemde 23 C'lik sabit sıcaklık uygulanmıştır. FO prosesinin işleyiş prensibi gereği işletim boyunca akıda azalmalar meydana gelmiştir. Çalışmada elde edilen sonuçlara göre A akımı %86, B akımı ise %60'lık su geri kazanım değeri ile çalışmıştır. RO prosesi ile beraber değerlendirildiğinde toplam su geri kazanım değeri %95 seviyesindedir. Her ne kadar A akımının su geri kazanım değeri B akımından yüksek olsa da TÇK değeri çok daha küçük olan A akımının su geri kazanım değerinin daha yüksek olması beklenmiştir. Ancak, A akımı B akımında bulunmayan kalsiyum, silika ve sülfat bileşenleri içerdiği için FO membranının aktif yüzeyinde tortulaşmaya neden olarak beklenildiği ölçüde su geri kazanımı sağlayamamıştır. Bu tortunun giderilmesi için ozmotik yıkama ve Na_2EDTA kullanılan kimyasal muameleler uygulanmıştır (Martinetti vd., 2009).

Aynı çalışma kapsamında çekme çözeltisinin konsantrasyonu 35.000-200.000 mg/L arasında değiştirilmiştir. CTA ve PA membranlar karşılaştırılmıştır. Besleme çözeltisi konsantrasyonu da çekme çözeltilerine paralel olarak 5.000-15.000 mg/L arasında değiştirilmiştir. Ayrıca, membranların sistem içinde farklı konumlarda denenmesi ile dahili konsantrasyon polarizasyonu üzerine etkisi de incelenmiştir. Bu kapsamda yapılan çalışmalarda besleme suyu ve çekme çözeltisi NaCl kullanılarak sentetik olarak hazırlanmıştır. Sonuçlara bakıldığında çekme çözeltisi konsantrasyonunun arttırılması ile süzüntü akısının arttığı görülmüştür. Bu durum artan ozmotik basınç farkına bağlanmıştır. Benzer şekilde, besleme çözeltisinin konsantrasyonunun arttığı durumlarda akı düşüş göstermiştir. Bu durumun nedeni de azalan ozmotik basınç farkıdır. Ana tahrik kaynağı olan ozmotik basınç farkını azaltan her değişiklik süzüntü akısında net bir azalmaya neden olmaktadır. Hem besleme hem de çekme çözeltisi konsantrasyonlarının arttırıldığı durumlarda ise konsantrasyon polarizasyonun çok artması ile genel sistem verimi negatif yönde etkilenmektedir. CTA membran için elde edilen akı değeri 0,0315-0,56 L/m^2-dakika arasında iken PA membran için bu değerler 0,419-2,785 L/m^2-dakika

seviyesindedir. Çalışma kapsamında arttırılan çapraz akış hızlarının konsantrasyon polarizasyonunu azaltarak akıyı arttırdığı da belirtilmiştir (Martinetti vd., 2009).

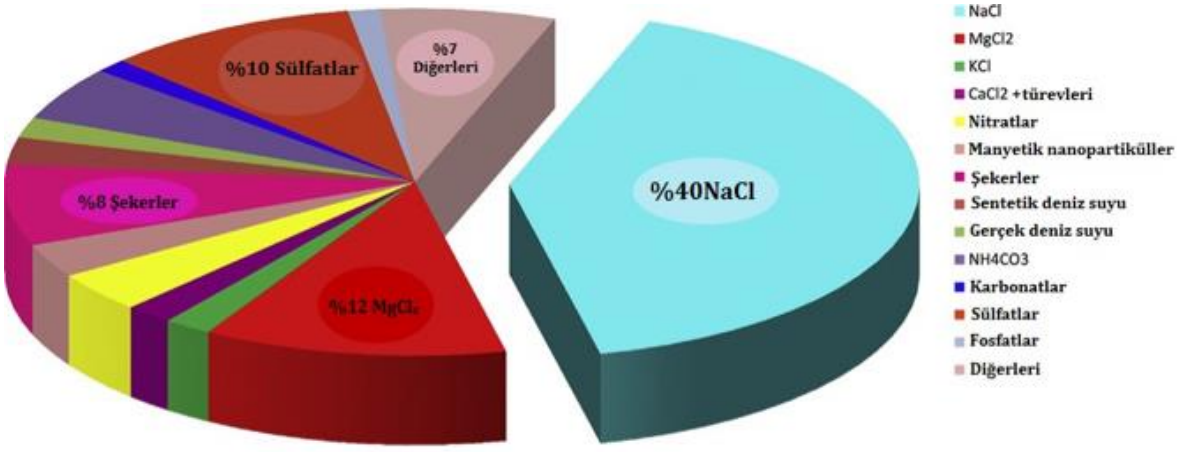
RO tesisinden gelen konsantre akımının arıtıldığı bir başka çalışmada ise sentetik besleme çözeltisi NaCl, çekme çözeltisi fruktoz içermektedir (Tang ve Ng, 2008). Fruktoz sağladığı yüksek ozmotik basınç sayesinde avantajlı bir maddedir. Sonuçlara bakıldığında CA membranın akısının PA membrana göre daha yüksek olduğu anlaşılmıştır. Bu durumun nedeni olarak CA membranın seçici tabakasının inceliği gösterilmiştir. Maksimum su geri kazanım değeri %76 olarak elde edilmiştir. Tuz giderimi %99,7'dir. Ayrıca kullanılan çekme çözeltisinin biraz daha optimize edilmesiyle çok daha başarılı sonuçlara ulaşılacağı belirtilmiştir (Tang ve Ng, 2008).



Şekil 4.54. FO prosesinde çekme çözeltisinden süzüntü akımının ayrılması

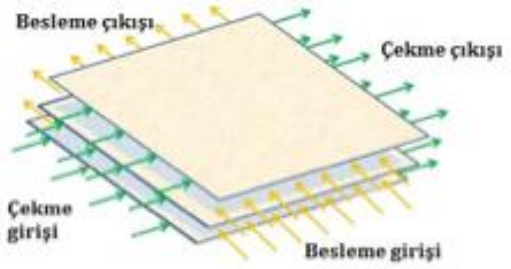
Bu amaçla çok farklı çekme çözeltileri kullanılabilir: sodyum klorür, magnezyum klorür, sülfür dioksit, alüminyum sülfat, fruktoz, amonyum bikarbonat. En çok tercih edilen çekme çözeltisi NaCl'dir (Şekil 4.55). Çekme çözeltisinin tayininde ele alınması gereken dört ana prensip vardır:

- Yüksek ozmotik basınç sağlaması
- Toksik olmaması
- Süzüntü geri kazanımının kolay yapılması
- Maliyetinin düşük olması



Şekil 4.55. FO prosesinde kullanılan çekme çözeltilerinin kullanım oranlarına göre tercih dağılımı

FO proseslerinde düz tabakalı (Şekil 4.56) ve spiral sarım (Şekil 4.57) membranlar kullanılmaktadır. Plaka ve çerçeve modüller, küçük boyutlu membranları tutan laboratuvar ölçekli cihazlardan 1.700'den fazla membranı tutan gerçek ölçekli sistemlere kadar farklı boyut ve şekillerde üretilebilirler. FO prosesinde düz tabakalı membran uygulamaları için plaka ve çerçeve elemanlarının temel sınırlamalardan ikisi, yeterli membran desteğinin olmaması ve düşük paketleme yoğunluğudur. Ticari olarak pazarlanan spiral sarım membran elemanlarının paketleme yoğunlukları yüksek olmakla beraber besleme suyundaki tıkayıcı bileşenlere karşı oldukça hassastırlar.



Şekil 4.56. FO prosesinde kullanılan düz tabakalı membranın şematik gösterimi

Şekil 4.57. FO prosesinde kullanılan spiral sarım membranın şematik gösterimi

İleri ozmoz, katı atık depolama sahasının sızıntı sularının hacminin azaltılması (York vd., 1999), meyve sularının konsantrasyonu (Petrotos vd., 1999), desalinasyon (Cath vd., 2005; McCutcheon vd., 2005), acil durum su temini ekipmanı (Cohen 2004), RO konsantresi hacminin azaltılması (Tang ve Ng, 2008), anaerobik çürütücü konsantresinin konsantrasyonu (Holloway vd., 2007) ve petrol-gaz üretimi sırasında oluşan yüksek tuzluluğa sahip atık suyun arıtımı (Hancock vd., 2013; Hickenbottom vd., 2013; McGinnis vd., 2013) gibi çeşitli uygulamalar için incelenmiştir.

Tang ve Ng, (2008) çekme çözeltisi olarak fruktozu (5-6 M) kullanarak RO konsantresini (1-2 M NaCl) selüloz asetat FO membranı ile arıtmışlar ve 18 saatlik işletme süresinin sonunda %76'lık su geri kazanımı elde etmişlerdir (Tang ve Ng, 2008). Ancak elde edilen başlangıç süzüntü akısı 8.2 LMH seviyesinde kalmıştır. Başka bir çalışmada, McGinnis vd., (2013) yüksek tuzluluk içeren suyun (TÇK ~ 73.000 mg/L) arıtılması için ince film kompozit (TFC) FO membranı ile çekme çözeltisi olarak $_{NH3}/CO_2$ çözeltisini kullanarak %64±2,2 geri kazanım oranı için ortalama 2,6 ± 0,12 LMH akıya ulaşılmışlardır (McGinnis vd., 2013). Çalışma kapsamında FO prosesinden elde edilen süzüntünün TÇK açısından, ilgili ülkedeki yüzeysel sulara deşarj limitlerinin (TÇK <300 mg/L) altında olduğu ve MVC sistemine göre %42 daha az elektrik enerjisi tüketimi ile çalışabildiği belirtilmiştir (McGinnis vd., 2013). Hickenbottom vd., (2013) çekme çözeltisi olarak %26 NaCI çözeltisi ile birlikte bir selüloz

triasetat (CTA) membranını kullanmışlar ve bu çalışma ile %50 su geri kazanımı ile ~ 5-7 LMH akı değerlerine ulaşmışlardır (Hickenbottom vd., 2013). Hancock vd., (2013) 70.000 mg/L'lik ortalama TÇK değerine sahip besleme suyunu 225.000 mg/L'ye konsantre edebilmek için FO prosesini kullanmıştır ve ortalama %60 sistem geri kazanım oranı ile 2-4 LMH su akısı elde etmiştir (Hancock vd., 2013). Sistem, metaller ve radyonüklitler, için Birleşik Devletler Çevre Koruma Ajansı'nın (USEPA) birincil ve ikincil arıtılmış su standartlarını sağlamanın yanında zirai amaçlı kullanım hedefi olan <0,05 mg/L bor seviyesini de yakalayabilmektedir (Hancock vd., 2013).

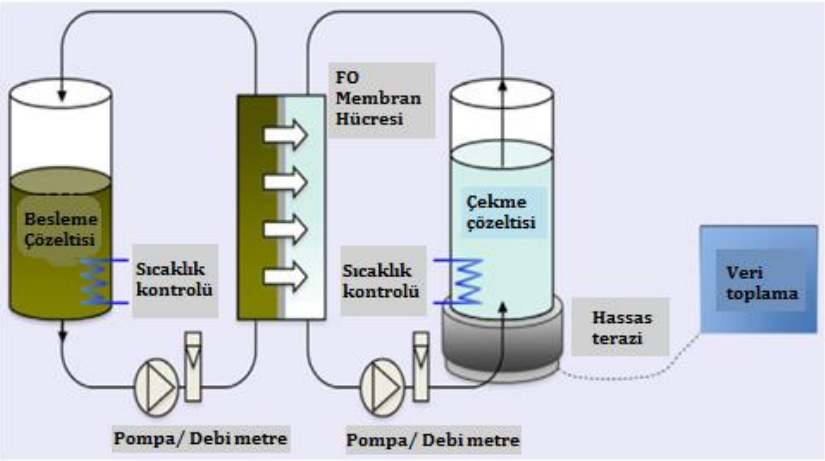
Konsantre arıtımında FO'nun birincil avantajı, yüksek basınç pompajı ile harici basınç gerektirmediği için enerji tüketiminin düşük olmasıdır (Zhao vd., 2012). FO prosesi, yüksek TÇK konsantrasyonuna sahip suyu (örneğin, 70.000 mg/L) arıtabilmesi ile RO konsantresi arıtımında uygun bir seçenek olarak göze çarpmaktadır. Madencilik uygulamalarında RO konsantresinin arıtımı sırasında çekme çözeltisinin geri kazanılması için termal bazlı çekme çözeltisi geri kazanım sistemi yerine, iki aşamalı bir RO sistemi önerilmiştir (Hancock vd., 2013). Bu konfigürasyon ile toplam besleme suyu geri kazanımının %90'a yaklaşması sağlanabilir. FO prosesi, basınç tahrikli membran proseslerine kıyasla daha düşük bir membran kirlenme eğilimi gösterebilir. FO'daki membran tıkanması kısmen az olup, daha geri dönüşümlüdür ve hidrodinamik optimizisyon ile en aza indirilebilir (Achilli vd., 2009; Baoxia ve Elimelech, 2010; Lee vd., 2010; Mi ve Elimelech, 2010). Bununla birlikte, FO ile ilgili ana zorluklar, yüksek performanslı FO membranlarının imalatında ve yüksek ozmotik basınca sahip, kolaylıkla ayrılabilen çekme solüsyonlarının seçilmesinde yaşanmaktadır. Buna ek olarak, FO prosesinde işletme esnasında gerçekleşen su akısı, ozmotik basınç farkı ve membran geçirgenliğine göre hesaplanan teorik akıdan çok daha düşüktür. Bu durum genellikle konsantrasyon polarizasyonuna (CP), özellikle de iç konsantrasyon polarizasyonuna dayandırılır (McCutcheon vd., 2005).

Jamil vd. (2015) tarafından yapılan çalışmada FO prosesi kullanılarak RO konsantre hacminin azaltılmasına çalışılmıştır. Çalışmada aktif karbon ile ön arıtımın uygulanması ve uygulanmaması durumu kıyaslanmıştır. Ayrıca mikro kirleticilerin giderimleri de araştırılmıştır. Çalışmada Syndey Olimpik Park'a ait MF/RO su filtrasyon tesisinde oluşan konsantre kullanılmış olup, debisi 55 m^3/saat tir. Prosesin geri kazanım oranı yaklaşık %80 civarında olup, Çizelge 4.18'de ters osmoz konsantre konsantre özellikleri verilmiştir.

Çizelge 4.18. RO konsantre içeriği

Degişken	Birim	Değer
Toplam organik karbon	mg/L	53.0
UV254	1/m	0.7
pH		7.6
Elektirik iletkenliği	mS/cm	4.4
Ca^{2+}	mg/L	125.0
Mg^{2+}	mg/L	75.0
K^{+}	mg/L	74.8
Na^{+}	mg/L	640.0
Silika	mg/L	26.0
Br^{-}	mg/L	4.0
Cl^{-}	mg/L	950.0
F^{-}	mg/L	13.9
SO_4^{2-}	mg/L	106.0
NO_3^{-}	mg/L	5.0
Toplam P	mg/L	6.3

RO konsantresinde gözlenen kirleticiler ve konsantrasyonları ise Çizelge 4.19'da sunulmuştur. Çalışmada kullanılan ileri ozmoz prosesinin şematik gösterimi ise Şekil 4.58'de sunulmuştur.



Şekil 4.58. RO konsantre hacmini azaltmak için kullanılan FO prosesinin şematik gösterimi (Jamil vd., 2015).

Çizelge 4.19. RO konsantresinde belirlenen mikrokirleticiler ve konsantrasyonları (Jamil vd., 2015).

Mikro kirleticiler	Sınıfı	MW(g)	Yük(pH7.5)	Konsantrasyon (ng/L)	Log D(pH7)	Log Kow (pH7)	pKa
Amitriptyline	Anti depresant	277	+	44	348	4.92	9.4
Atenolol	Beta bloklayıcı	266	+	325	-1.87	0.16	9.6
Kafein	Uyarıcı	194	0	1030	-0.11	-0.07	10.4
Carbamazepine	Anti-anagesic	236	0	1380	2.23	2.45	<1,<2
Diklofenak	Analgesic	294	-	250	1.48	4.51	4.1-4.2
Diuron	Herbicide	233	0	335	2.7	3.49	1.7 13.8
Fluoxetine	Anti depresan	309	+	27	2.6	4.05	10.1
Gemfibrozil	Lipid düzenleyici	250	-	816	1.26	4.77	4.7
Ibuprofen	Analgesic	206	-	357	1.44	3.97	4.47
Ketoprofen	Analgesic	254	-	165	-0.14	3.12	4.45
Naproxen	Analgesic	230	-	1210	0.16	3.18	4.2;4.15
Primidone	Teropatik	218	0	234	0.55	0.91	11.7
Simazine	Hebicide	202	0	61	2.2	2.18	1.62
Sulfamethoxazole	Teropatik	253	-	303	-0.77	0.89	2.1<2
Trilocarbon	Bitkisel kimyasal	316	0	62	5.06	4.9	12.7
Triclosan	Anti infektif	290	0	91	5.19	4.76	7.9
Trimethoprim	Anti infektif	290	0	618	0.94	0.91	6.6-7.2;7.12
Verapamil	Hipertansiyon	454	+	48	2.4	3.46	8.97

Çalışmada 5 basamaklı FO prosesi kullanılarak yapılan çalışmaya ait sonuçlar Çizelge 4.20'de sunulmuştur. Çizelgeden de görüldüğü gibi konsantre başlangıçtaki hacminin %8'ine düşürülmüştür. Dolayısıyla FO prosesinin RO konsantre hacminin azaltılmasında etkin bir şekilde kullanılabileceği ve sıfıra yakın sıvı deşarjı başarılabileceği belirlenmiştir. Son konsantre hacmi oldukça düşük olup, kolayca bertaraf edilebilir veya kristalizatöre verilebilir. RO konsantre hacmi azaldıkça, her bir membran geçişinde akı da düşmektedir. Akı düşüşünü azaltmak için pH 5'e düşürülmüştür. Akı düşüşünün nedenlerinden biri besleme suyunun konsantre olması ve organik/inorganik maddelerle membranın tıkanmasıdır.

Sonuç olarak; RO konsantre hacmi (ROC) %80 üzerinde azaltılabilmiştir. Membran üzerinde özellikle; hümik maddelerin, küçük organik moleküllerin ve kalsiyum-, magnezyum-karbonatın birikimi gözlenmiştir. pH seviyesinin 7'den 5'e düşürülmesiyle membran tıkanması azaltılmıştır. FO prosesi ile organik mikro kirleticilerin önemli bir kısmı giderilebilmiştir. Fakat granül aktif karbon adsorpsiyon prosesinin ön arıtım olarak kullanılması durumunda mikrokirleticilerin önemli bir kısmı giderilebilmiştir. Aktif karbon ile ön arıtımdan sonra FO prosesinin uygulanması ile neredeyse tüm organik kirleticiler giderilebilmiştir.

Çizelge 4.20. RO konsantresinin FO prosesiyle azaltımı (Jamil vd., 2015)

FO Adımları	FS	Ds	ROC hacmi İlk/son	Referans alınan flux	ROC daki ortalam flux	Azalan flux
		mg/L	L	L/m².s	L/m².s	%
	Ayarlanmamış pH7.5					
1	ROC	2M NaCl	6.00/3.54	19.2	12.6	34.0
2	ROC	2M NaCl	3.54/2.75	19.2	9.7	49.5
3	ROC	2M NaCl	2.75/2.10	19.2	9.1	52.6
	Ayarlanmamış pH7.5					
4	ROC	2M NaCl	2.10/1.14	19.2	13.5	29.7
5	ROC	3M NaCl	1.14/0.47	22.4	12.7	43.3

Sonuç olarak, ileri ozmoz işlemindeki hidrolik konfigürasyonların, konsantrasyon polarizasyonu ve membran tıkanmalarını en aza indirgemek için optimize edilmesi gerekir. İleri ozmoz uygulamasının konsantre hacim azaltılması için uygun bir proses olduğu anlaşılmasına rağmen, çekme çözeltisinin geri kazanımı için uygun yöntemlerin seçiminde gelişme kaydedilmesi gereklidir. Günümüze kadar süre gelen zamanda, konsantre hacim azaltılması için FO kullanılan gerçek ölçekli tesis mevcut değildir.

4.7.3. Termo-iyonik proses

Termo-iyonik proses besleme suyu TÇK aralığı 20.000-80.000 mg/L olan sular ile bile çalışabilmektedir. Termo-iyonik proses, EDR sistemine benzeyen bir sistemle iyon değiştirici membranları kullanmaktadır. Bu sistemin EDR prosesinden farkı harici bir güç kaynağı yerine hiper-tuzlu çözeltide bulunan enerjinin kullanılmasıdır. Hiper-tuzlu çözelti, sıcaklığı ortam sıcaklığından 10 °C daha yüksek olan bir buharlaştırma ünitesinde üretilir (Saltworks 2012). Sistemde, tescilli bir iyon değişim membranı kullanılmıştır. Sistemin ihtiyaç duyduğu tek harici güç kaynağı sirkülasyon pompaları ve fanların tükettiği elektrik enerjisidir. Desalinasyon işlemi için geri kalan enerji hiper-tuzlu çözelti tarafından üretilir.

Termo-iyonik sistem RO konsantrelerinin bertarafında ZLD hedefine ulaşmak için kullanılmıştır. Termo-iyonik sistemden çıkan deşarj katı formda tuz üreten bir tuz üreticisine yönlendirilmiştir. Ortam sıcaklığından sadece 10°C daha sıcak bir ortamda çalışan sistem, konvansiyonel kristalleştiricilerin elektrik enerjisi tüketiminden daha az enerji tüketir. Bu sistem umut verici sonuçlar vermesine rağmen hakkında sınırlı sayıda literatür bilgisi ve gerçek ölçekli uygulama verisi mevcuttur.

4.7.4. Ötektik dondurma kristalleşmesi

Dondurma ile desalinasyon, bir kristalleşme süreci olarak kategorize edilir. Bu işlemde, RO konsantresi, ötektik sıcaklığa ulaşılana kadar sürekli dondurulur (Kim 2011). Fernández-Torres vd., (2012) yoğun enerji tüketen ve pahalı olan buharlaştırmalı kristalleşmeye (EC) alternatif olarak ötektik dondurma kristalleşmesini (EFC) önermiştir (Fernández-Torres vd., 2012). Ötektik sıcaklığın

ötesinde daha fazla ısının uzaklaştırılması hem buz hem de tuz kristalleşmesine neden olmuştur. Oluşan buz kristalleri yıkanmış ve saf su elde etmek için yeniden eritilmiştir.

Doğrudan dondurma işleminde, soğutucu doğrudan konsantre ile karıştırılırken, dolaylı işlemde, soğutucu madde ısı transfer yüzeyi ile konsantreden ayrılır (Randall vd., 2011). İşlem aslında, evaporatörü buz dondurucu, kondansatörü buz eritici olarak kullanan konvansiyonel bir kompresör tahrikli soğutma devresidir. Dondurarak desalinasyon işlemi geçtiğimiz on yıl boyunca bir yöntem olarak önerilmiş olsa da bugüne kadar yalnızca birkaç pilot ve gösteri projesi gerçekleştirilmiştir. Randall vd., (2011) RO konsantre (iletkenlik ~ 22 mS/cm) arıtımında EFC kullanılarak, saf kalsiyum sülfat (%98 saflık) ve sodyum sülfat tuzu ürünleri ile saf su olarak konsantrenin %97 geri kazanımını sağlamışlardır (Randall vd., 2011). EFC ve EC arasında maden atıksu arıtımı için bir yaşam döngüsü değerlendirmesi (LCA) yapıldığında, ağırlıkça %4 Na_2SO_4 çözeltisi için EFC'nin EC'ye kıyasla 6-7 kat daha az enerji tükettiği bulunmuştur (Fernández-Torres vd., 2012).

4.7.5. Elektrodiyaliz prosesi

Gelişmekte olan teknolojilerden biri de elektrodiyaliz prosesidir. Yukarıda daha detaylı olarak tartışılan prosese bu bölümde de değinilecektir. ED prosesiyle tuz içeriği %0,2-2'den %12-20 seviyelerine kadar yükseltilebilmiştir. Klasik evaporatif proseslerde enerji ihtiyacı 25 kWh/m^3 iken, ED prosesinde bu değer 1-7 kWh/m^3 arasındadır. Fakat ED prosesinin iki önemli sorunu vardır. İlki >%20 tuz içeriklerinde sistemin enerji etkin olarak çalıştırılması, ikinci ise $CaSO_4$'ın membran üzerine çökelmesinin engellenmesidir. Korngold vd. (2005) tarafından RO acı su desalinizasyon konsantresi üzerinde pilot ölçekli ED denemeleri gerçekleştirilmiştir. ED, jips çökelticiyle birleştirilerek membranlar üzerinde $CaSO_4$'ın çökmesi engellenmeye çalışılmıştır. Ayrıca, aşırı-doygun çözeltiye 10-25 g/L $CaSO_4$ ilavesiyle çökelmenin önemli ölçüde hızlandırılacağı sonucuna ulaşılmıştır. Su içerisinde 0,5-1 ppm antiskalantın (kalgon) varlığı dahi aşılamanın jips çökelme üzerindeki etkinliğini düşürmüş ve çökelmenin başlama zamanını uzatmıştır.

4.7.6. Konsantre arıtımındaki yenilikçi teknolojilerin genel değerlendirilmesi

Konsantre arıtım için ortaya çıkan teknolojilerin karşılaştırılması Çizelge 4.21'de verilmektedir. FO prosesi, konsantre arıtımı için diğer membran teknolojilerine benzer arıtılmış su kalitesine ulaşmaktadır. Ancak bu prosesin uygulandığı çok sınırlı sayıda gerçek ölçekli uygulamalar mevcuttur. FO prosesinin ilk aşamasındaki membran ayırım işleminin enerji tüketimi çok düşük olsa da, çekme çözeltisinin geri kazanımı işlemi esnasında tüketilen enerji toplam enerji tüketiminin diğer membran proseslerine benzer şekilde olmasına neden olmaktadır. FO işleminin önemli bir avantajı, TÇK bazındaki daha yüksek limitleridir. RO işleminin aksine, FO işlemi konsante akımlarının 100.000 mg/L'ye kadar TÇK içerenlerini dahi arıtabilmektedir.

MD işlemi de yüksek TÇK seviyelerine sahip konsantre arıtımı için benzer avantajlara sahiptir. Özellikle atık ısı kaynağının bulunduğu durumlarda FO ve MD yöntemleri avantajlı duruma geçmektedir. Atık ısı ile MD prosesinde besleme suyu ısıtması yapılırken, FO'da çekme çözeltisinin geri kazanımı gerçekleştirilebilir. Burada ele alınan tüm yeni teknolojiler konsantrenin arıtımı için halen gelişim aşamalarında olup, sadece pilot veya mini-pilot ölçeğinde uygulanmaktadırlar. Bu teknolojiler şimdilik yalnızca pilot ölçekte değerlendirildiğinden gerçek için ölçek maliyet tahminleri mevcut değildir.

Görüldüğü üzere RO konsantresinin arıtımında çeşitli teknolojiler ve arıtma şemaları mevcuttur. Mevcut durumda sıfır sıvı deşarjına ulaşmak için tek bir proses yeterli olmamakta çeşitli arıtma tekniklerinin kombinasyonunun uygulanması gerekmektedir. En iyi arıtma şemasının dizayn edilmesi için RO konsantresinin karakterizasyonu ve ihtiyaç duyulan arıtma seviyesinin belirlenmesi gerekmektedir. Konsantre arıtımında membran bazlı teknolojiler kullanıldığında bir ara arıtma kademesi gerekmektedir. Bu kademede tortu oluşturan bileşenler giderilir ya da tortu oluşmasını engelleyici kimyasal eklemesi yapılır. Termal Bazlı teknolojiler özellikle sıfır sıvı deşarjı hedefinin gerçekleştirilmesinde kullanıldığında çok faydalı olmaktadırlar. Ancak, yüksek enerji tüketimlerinin beraberinde getirdiği işletme maliyetleri kullanımlarını sınırlandırmaktadır. Yeni geliştirilen teknolojiler umut vaat edici olsa da uzun dönemli işletme verilerinin değerlendirilmesi ile daha sağlıklı yargılara varılabileceği aşikardır.

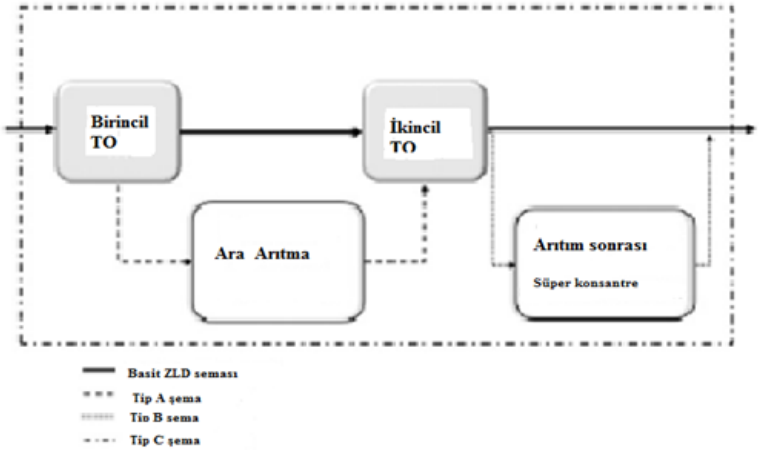
Çizelge 4.21. RO konsantrelerinin arıtımındaki yeni teknolojilerin karşılaştırılması(Subramani ve Jacangelo, 2014)

Teknoloji	Besleme suyu	Hedef giderim parametresi	Enerji tüketimi	Teknolojik olgunluk	Maliyet	Avantajlar	Dezavantajlar
İleri ozmoz (FO)	Hidrolik çatlatma atıksularının arıtılmasından kaynaklı RO konsantresi	TÇK	0,26-0,8 kWh/m^3 (sadece membran ayırma kademesi). Çekme çözeltisinin ayrılması kademesi ile tüketim RO ile benzer ya da daha yüksek olmaktadır.	Pilot	Veri yok	Atık ısı mevcut ise enerji verimliliği RO'dan fazla TÇK limiti yüksek Basınç gereksinimi yok	Sınırlı gerçek boyutlu tesis uygulaması Düşük akıya bağlı olarak tesis alanının çok büyük olması
Membran distilasyonu (MD)	Termal desalinasyon tesisi konsantresi	TÇK	13,2 kWh/m^3. Atık ısı mevcut ise 10,3 kWh/m^3	Pilot	Veri yok	TÇK limiti yüksek Basınç gereksinimi yok	Sınırlı gerçek boyutlu tesis uygulaması
Termo-iyonik proses	Deniz suyu RO tesisi konsantresi	TÇK	Veri yok	Pilot	Veri yok	Buharlaştırmada güneş enerjisi kullanma opsiyonu Satılabilir tuz eldesi	Sınırlı gerçek boyutlu tesis uygulaması
Ötektik dondurma kristalleşmesi	Acı su RO tesisi konsantresi	Tam faz dönüşümü	Veri yok	Pilot	Veri yok	Basınç gereksinimi yok	Sınırlı gerçek boyutlu tesis uygulaması

4.8. Sıfır Sıvı Atık Sağlamayı Amaçlayan Sistemler

Sıfır Sıvı Atık (ZLD), birkaç aşamalı arıtma yoluyla, maksimum su geri kazanımı ve minimum konsantre hacmi elde etmeyi amaçlayan, en yenilikçi araştırma konularından biridir.

Bu sistem farklı şekillerde uygulanabilir olup, bu konuyla alakalı olarak yapılan çalışmalara ait yöntemler şekilde verilmiştir (Şekil 4.59). Çizelge 4.22'de ise bu arıtma kombinasyonlarının uygulanması ile elde edilen geri kazanım oranları özetlenmiştir.



Şekil 4.59. ZLD sistemlerine ait genel akış şemaları

Çizelge 4.22. Sıfır sıvı atık deşarjı amaçlayan arıtım sistemleri

	Arıtma Aşamaları				Genel Geri Kazanım	Kaynaklar
Temel ZLD şeması	Birincil TO		İkincil TO		%88-99	Al-Wazzan vd., 2003; Ning ve Troyer, 2009; Ning vd., 2010; Singh, 2009
Tip A ZLD şeması	Birincil TO	İyon değişimi Silika giderimi için reçineler	İkincil TO			Acevedo vd., 2010
	Birincil TO	Çöktürme ile arıtma	İkincil TO		%87-97	Gabelich vd., 2007, 2011; Ning vd., 2006; Rahardianto vd., 2010
Tip B ZLD şeması	TO	WAIV	Membran kristalleştirici		%77-89	Macedonio vd., 2011
	Birincil TO	İkincil TO	Çöktürme ile arıtma (Kalsiyum sülfat, magnezyum, demir ve silika)			Ning ve Tarquin, 2010
	TO		ED/EDR		%92	Turek vd., 2009
	Birincil TO	İkincil TO	EDR+UF	WAIV	>%98	Oren vd., 2010
Tip C ZLD şeması	Birincil TO	Kireç-suda ile arıtım	İkincil TO	Buharlaştırma	%80-90	Mohammadesmaelli vd., 2010a,b
	Birincil TO	Ara arıtma	İkincil TO	Konsantre yoğunlaştırıcı+ havuz	~%100	Bond ve Veerapaneni, 2008

ZLD sistemlerinde temel kombinasyon RO tandem sistemleri (Birincil RO+İkincil RO) olup, Al-Wazzan vd. (2003) yaptıkları çalışma ile tuzlu su arıtımında ürün suyu geri kazanımını arttırmış ve bunun yanısıra pilot ölçekli sistemde spesifik güç tüketiminde %37 oranında azalma sağlamıştır. Tandem RO sistemleri birçok çalışmada kullanılmış olup, araştırmacılar, geri kazanım oranının arttırılması ve RO membranındaki çökelmeleri önlemek için bu sistemlerde ara bir

arıtımın gerekli olduğunu vurgulamışlardır. Bu sistemlerle sıfır atık amacını sağlayamasa da yüksek geri kazanımlar elde edilebilir. Bu sistemlerin bazıları yukarıda ayrıca açıklanmıştır.

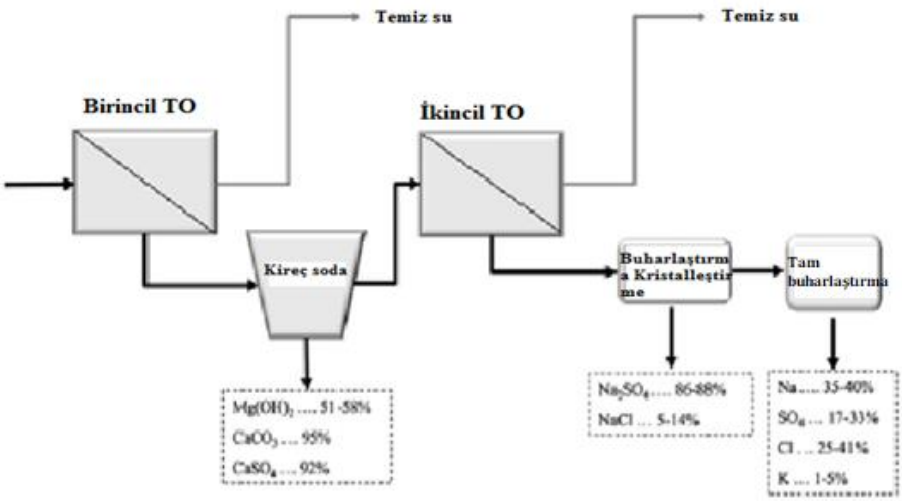
Tıkanma ve kireçlenme (Scaling) bileşiklerinin çökmesi RO sistemlerinde geri kazanımı sınırlayan iki önemli faktördür. Bu nedenle, membran performansını arttırmak amacıyla tıkanma ve kireç önleyiciler (Antifouling-antiskalant) yaygın bir şekilde kullanılmaktadır. Ancak bu maddeler RO konsantrelerinin son arıtımında negatif etkiye sahiptirler (Al-Wazzan vd., 2003).

Tandem RO sistemlerinde, ara aşamalarda tıkanma ve kireç önleyici ilavesinin etkisini araştırmak için çalışmalar yapılmış olup, anti-skalantın çökeltilerin partikül boyutunu düşürdüğü ve şeklini değiştirdiği gösterilmiştir (Greenlee vd., 2011, 2010a, 2010b, 2009). Birçok çalışmada ise tıkanma ve kireçlenme gibi problemlerin elemine edilmesi için RO tandem proseslerinin ara arıtmalarla birleştirilen sistemler önerilmiştir (Gabelich vd., 2007, 2011).

Acevedo vd. (2010)'nın çalışmasında güçlü temel anyonik reçineli iyon değiştirici kolonlar kullanılarak silika konsantrasyonu azaltılma olasılığı değerlendirilmiş olup, silikanın gideriminin güçlü bir şekilde atıksuyun pH'ı (>8,5) ile alakalı olduğu rapor edilmiştir. Gabelich vd. (2007) ise tuz ve silika giderimini geliştirerek ara kimyasal demineralizasyon (ICD) sistemini önermiş ve daha çok katı temas reaktörü (SCR)'nü takiben filtrasyon sistemi üzerinde durmuştur. Ning vd. (2006) ise baryum sülfat ve silikanın tıkama etkisini azaltmak için kireçle yumuşatma ünitesi kullanmıştır.

Tuz ve su geri kazanımını amaçlayan bir diğer sistem ise ikincil RO aşamasında oluşan konsantrelerin bir veya iki adımlı son arıtımını içeren sistemlerdir (Şekil 8.2). Örneğin, bir membran kristalleştiricisi (MCr) ile WAIV (Wind Aided Intensified eVaporation) teknolojisinin kombinasyonuyla %88,9 kadar yüksek geri kazanım oranları elde edilmiştir (Pérez-González vd., 2012a). Başka bir çalışmada ise Turek vd. (2009), RO ile electrodialysis reversal (EDR) kombinasyonlu sistemde %91,6 su geri kazanımı sağlanmıştır.

ZLD sistemlerinde üçüncü sistem şekilde görünen Tip A ve Tip B'nin kombinasyonuyla oluşturulan Tip C'dir. Bu tip sistemler için, Mohammadesmaeili vd. (2010a, b), ara aşamada kireçle yumuşatma ve ikincil RO'dan sonra birkaç aşamalı evaporasyon-kristalizasyon içeren bir sistem önermiştir (Şekil 4.60).



Şekil 4.60. Mohammadesmaeili vd. (2010a, b) tarafından kullanılan tuz geri kazanım şeması (Pérez-González vd., 2012a)

Benzer bir çalışmada ise Bond ve Veerapaneni (2008) böyle bir sistemin arıtma maliyetini enerji gereksinimini azaltmak için, NaOH ve kireç [$Ca(OH)_2$] ile kimyasal çöktürme, akışkan yataklı kristalizasyon (FBC), aktif alüm üzerine absorblama, alümle [$Al_2(SO_4).14H_2O$] kimyasal çöktürme ve iyon değişimi gibi farklı ara arıtma seçeneklerini değerlendirmişlerdir. Yapılan çalışmada, FBC ve mikrofiltrasyon içeren bir ZLD sisteminde, ara arıtım uygulanmayan bir ZLD sistemine kıyasla arıtım maliyetinde %50-70 arasında, enerji tüketiminde de %60-75 arasında azalma sağlanmıştır.

Yapılan bu çalışmalar ışığında, ZLD hedefine dayalı arıtım planları, RO konsantrelerinin arıtılmasında umut verici bir seçenek olarak gösterilmektedir. Yapılan ilk tahminler ve çalışmalar bu sistemlerin maliyet açısından uygulanabilir olduğunu göstermektedir. Ancak uygulanabilirliğin güvenli bir şekilde değerlendirilmesi için bu sistemlerin gerçek ölçekli tesislerde de denenmesi gerekmektedir.

4.8.1. Tuz geri kazanımı için yeni teknolojiler

Su kaynağı ne olursa olsun RO konsantrelerinin yönetiminde ticari ürünlerin geri kazanılması giderek önem kazanmaktadır. RO konsantrelerinin arıtılması sonucunda ikincil ticari bir ürünün geri kazanılmasıyla iki farklı amaç aynı anda başarılabilir. Bunlar; RO konsantrelerinin deşarj edilmesiyle ortaya çıkacak zararlı çevresel etkilerin azaltılması ve elde edilecek değerli madde ile küresel arıtma sürecinin maliyetinin azaltılmasıdır (Pérez-González vd., 2012b).

Evaporasyon ve kristalizasyon teknolojilerinin kombinasyonuyla değerli tuzlar geri kazanılabilir. Geri kazanılabilecek potansiyel ürünler ise; magnezyum hidroksit, sodyum klorür, kalsiyum karbonat, sodyum sülfat ve kalsiyum klorür gibi ticari ürünler olabilmektedir. Tahmini olarak, bu ticari ürünlerden elde edilecek olan ekonomik fayda çok yüksek olmasa da bu ticari tuzların geri kazanımı tuzsuzlaştırma proseslerinin maliyet verimliliği açısından oldukça önemli bir opsiyondur. Amerika Birleşik Devletleri'nde yılda 45 milyon ton tuz üretilmekte olup, bu tuzların %70'i kimya endüstrilerinde kullanılmaktadır. Öte yandan, Hollanda'da ise, RO konsantrelerinin arıtılmasında kullanılan akışkan yataklı kristalleştirme (FBC) prosesi ile üretilen tüm tuzların, çelik endüstrisi gibi diğer endüstriler tarafından kullanılma potansiyeli nedeniyle geri kazanılan tuzlar için pazar oluşturulmasında sorun yaşanmayacağı belirtilmiştir (Pérez-González vd., 2012b).

Bipolar membranlarla elektrodiyaliz (EDBM) kullanılarak karışık asit ve karışık baz üretimi ise bir diğer uygulanabilir opsiyondur. Ticari ürünlerin geri kazanılmasında bir diğer konu ise metal geri kazanımıdır. Sıvı-sıvı ekstraksiyon yöntemi kullanılarak konsantrelerden metallerin geri kazanılması da yapılan çalışmalarla değerlendirilmiştir. Bu arıtma prosesi birkaç ekstraksiyon aşamasından oluşmakta olup, bu ekstraksiyon protokolleri sadece uygulanabilirlik ölçeğinde incelenmiştir (Pérez-González vd., 2012b).

4.9. Konsantrenin Sulama Suyu Olarak Kullanımı

Topraktaki tuzlanma birçok faktöre bağlıdır. Bu faktörler; sulama hızı, bölgedeki yağış durumu, konsantre içeriği ve bölgedeki sıcaklık olarak sıralanabilir. Tüm bu faktörler ilgili hususta etkili olacağı için bir sınır değer vermek kolay değildir. Bununla birlikte aşağıda (Çizelge 4.23) farklı tuzluluk oranlarında bitkilerin tuzluluğa dayanımları verilmiştir. Ayrıca bazı bitkilerin tolerans değerleri aşağıda verilmiştir (Çizelge 4.24).

Çizelge 4.23. ABD Tuzluluk Laboratuvarı tarafından tavsiye edilen değerler

Elektriksel iletkenlik (μmhos/cm*)	**Tuzluluk**	**Kullanım**
<250	Düşük	Birçok toprak ve bitki çeşidi için uygundur.
250-750	Orta	Hafif drenajlı birçok durum için uygundur.
750-2.250	Yüksek	Yeterli derecede drenajlı olan çiftliklerde, tuza dayanıklı bitkiler için uygundur.
2.250-5.000	Çok yüksek	Yüksek tahliyeli sulamalarda, tuza karşı çok toleranslı bitkiler için uygundur.

*: TÇK = 0,64 x elektriksel iletkenlik

Çizelge 4.24. Bazı bitkilerin tuz tolerans seviyeleri

Ürün	**Doymuş zemindeki numunede maksimum tolere edilebilecek elektriksel iletkenlik (μmhos/cm*)**
Bermuda tipi veya diğer tür çimler	18.000
Buğday ve pamuk	12.000-14.000
Yonca	8.000
Mısır, keten	6.000
Turunçgiller	4.000

*: TÇK = 0,64 x elektriksel iletkenlik

Dolayısıyla izin verilebilecek tuzluluk oranı bitkiye de bağlı bir durum olarak göze çarpmaktadır. Uygulamada genel olarak bitkinin ihtiyaç duyduğu sudan daha fazla su verilmektedir. Bu bağlamda, bitki ihtiyacından %30 fazla olacak şekilde su verildiği kabul edildiğinde, topraktaki iletkenlik ile suyun iletkenliği arasındaki oran aşağıdaki gibi hesaplanacaktır.

Toprakta tuz birikimi:
Bir sulama sahasına net ihtiyaçtan yıllık bazda %30 fazla su verildiği ve fazla suyun topraktan süzüldüğü kabul edilirse,

$I_{uygulanan}$ = 1.498x1,3=1.947 mm/yıl
Filtrelenen su, L = 1.498 x 0,3 = 450 mm/yıl
Yağış miktarı, P = 166 mm/yıl
Birikme Oranı = $1/(L/(I_{uygulanan}+P)) = 1/(450/(1.947+166)) = 4,8$

Tuzluluğu tolere edebilen bitkiler için tolerans limiti Çizelge 4.24'e göre 15.000 µS/cm alındığında ve toprakta en fazla 5 kat birikim olduğu kabul edildiğinde (düşük infiltrasyon ve yağmur suyu) bu durumda sulama suyunda izin verilebilecek tuzluluk veya iletkenlik değeri 3.000 µs/cm olarak alınabilir. Bu değer Çizelge 4.23 verilerine göre tuzluluğa yüksek tolerans gösterebilen bitkilerin sınır değerine de yakın olduğundan makul bir değerdir. Ayrıca Atıksu Artıma Tesisleri Teknik Usuller Tebliğinde de aşağıdaki çizelge verilmiş olup, 3.000 µS/cm değerinin üstü tehlikeli olarak nitelendirilmektedir.

Çizelge 4.25. Sulama suyunun kimyasal kalitesinin değerlendirilmesi

Parametreler	Birimler	Kullanımında zarar derecesi		
		Yok (I. sınıf su)	Az – orta (II. sınıf su)	Tehlikeli (III. sınıf su)
Tuzluluk				
İletkenlik	µS/cm	< 700	700-3.000	>3.000
Toplam çözünmüş Madde	mg/L	< 500	500-2.000	>2.000

Sonuç olarak 3.000 µS/cm değeri makul olsa da, bu değer ters osmoz konsantreleri için düşük bir değerdir. Örnek olarak kentsel bir atıksuda iletkenlik 1.000 µS/cm ise, konsantrenin 3.000 µS/cm değerini geçmemesi için su geri kazanım oranı hesaplanabilir. Bu durumda çıkışta 100 µS/cm iletkenlik kabul edilirse yaklaşık %70 oranında bir su geri kazanımı maksimum sınır olacaktır. Emniyette kalmak için ters osmozda tüm tuzun tutulduğu kabul edilirse, kentsel atıksuların geri kazanımında da genellikle su geri kazanım oranları %65-75 arasında olduğundan iyi bir planlama ile tuzluluğa toleranslı bitkilerin sulanmasında konsantrenin kullanılabileceği açıktır.

4.10. Sanayici Önceliklendirme Planı

Bu bölümde membran proseslerinde oluşan konsantre hacminin azaltılması ve su geri kazanım oranının arttırılması için kullanılan teknolojiler özet biçimde tanıtılarak Türkiye koşullarındaki kullanılabilirlikleri adına genel bir perspektif sağlanmaya çalışılmıştır. Türkiye'de sayıları artmaya başlayan su geri kazanım tesislerinin konsantre akımlarının arıtım ve bertaraf yöntemlerini sanayici adına daha anlaşılır hale getirmek istenmiştir. Bu kapsamda, konsantre üreten tesislerin bu akımların bertaraf ve arıtımını sağlıklı yürütebilmek adına uymaları gereken adımlar mevcuttur. İlk etapta, konsantre akımın detaylı karakterizasyonu gerçekleştirilmelidir. Bu karakterizasyon üretim programındaki değişikliklere ve mevsimsel etkilere bağlı olarak gerçekleşebilecek debi ve kirlilik yükü değişimlerini içerecek şekilde yapılmalıdır. Karakterizasyon verilerinin doğruluğu teknoloji seçiminde ana kıstas olduğu için titizlikle yürütülmelidir. Bu noktada yapılacak hataların veya gözden kaçırılacak hususların telafisinin oldukça maliyetli olacağı öngörülebilir. İkinci etapta tesis yönetimince tekno-ekonomik uygulanabilirlik perspektifinde aşağıda verilen teknolojilerden uygun olanının seçilmesi gerekmektedir. Bu noktada seçilecek teknolojinin sadece ilk yatırım maliyetlerine odaklanılmaması, işletim maliyetlerinin de mutlaka göz önünde bulundurulması gerekmektedir. Aynı zamanda seçilecek teknolojinin ilave kalifiye personel istihdamına gereksinim duyabileceği hususu da göz ardı edilmemelidir. Üçüncü etapta, gerçekleştirilen yatırımın istenen faydayı sağlayıp sağlamadığına dair izleme çalışmaları gerçekleştirilmelidir. Ön değerlendirmede veya pilot testlerde tespit edilemeyen birtakım problemlerin ortaya çıkması durumunda düzeltici tedbirler vakit geçirmeden alınmalıdır.

Konsantre akımlar tesislerin spesifik üretim prosedürlerine bağlı olarak, nicel ve nitel özellikleri bağlamında kayda değer değişimler göstermektedir. Bu nedenle seçilecek teknolojiler proje spesifik bazda detay seviyede incelenmelidir. Ancak, sanayicinin yatırım öncesi ilk adımı atarken yaşaması muhtemel karmaşayı en aza indirgemek bu çalışmanın temel hedefini oluşturmaktadır. Bu kapsamda, konsantre akımlar için en kapsayıcı ve arıtma teknolojilerinin seçiminde en belirleyici olan temel parametreler üzerinden bir karar ağacı oluşturularak sanayicinin atacağı ilk adıma karar destek mekanizması oluşturulmaya çalışılmıştır. İlgili teknolojilerin sanayici açısından en önemli özellikleri aşağıda özet biçimde vurgulanmıştır.

4.10.1. Basınç tahrikli membran tabanlı teknolojiler

Basınç tahrikli membran prosesleri konsantre arıtımında dünya genelinde rutin olarak uygulanmaktadır. Membran değişim ve enerji maliyetlerinin karşılanabilmesi durumunda etkin bir çözüm sunabilirler. Ancak TÇK değerinin yüksek olduğu durumlarda tortulaşma ve konsantrasyon polarizasyonundan olumsuz etkilenmekte olup mutlaka bir ön arıtma kademesine (kimyasal yumuşatma vb.) ihtiyaç duymaktadırlar. TÇK değerinin 30.000 mg/L'den daha büyük olduğu durumlarda işletim zorlukları artarken fizibilite azalmaktadır. Bu nedenle yüksek TÇK değerlerinde termal proseslere yönelmekte fayda bulunmaktadır. Ayrıca bazı ticari patentli sistemlerin kompleks yapısı işletimi karmaşıklaştırabilmektedir. Bunun yanında, silisyum problemi mevcut ise (örneğin, konsantrede Si konsantrasyonu >100 mg/L) polimerik membran işletimlerinde ciddi tıkanma sorunları olabilmektedir. Bu teknolojinin Türkiye'de kullanımı proje spesifik şartlar uygun ise önerilebilir. Aşağıda iki örnek sunulmuştur.

- Konsantre kademelendirmesi (RO uygulaması)
- Ticari patentli sistemler

4.10.2. Elektrik tahrikli membran tabanlı teknolojiler

Bu teknolojiler ile TÇK değeri belirli bir seviyeye (0-5.000 mg/L) kadar olan konsantre akımların arıtılabilmesi mümkündür. TÇK değerinin çok yüksek olduğu durumlarda enerji maliyetleri üstel biçimde artarak proses fizibilitesini olumsuz yönde etkilemektedir. Membran permeabilitesi ile uygulanan elektriksel akım değeri arasında doğru orantı bulunmaktadır. Ancak arttırılan elektriksel akım değerleri enerji verimliliğine negatif yönde etki etmektedir. Bu nedenle elektrik akımı ve permeabilite değerleri arasında yapılacak optimizasyon membran alanı bağlamında ilk yatırım maliyetine, enerji tüketimi bağlamında ise işletim maliyetlerine etkiyecektir. Bu teknolojinin Türkiye'de kullanımı proje spesifik şartlar uygun ise önerilebilir. Ancak elektrik maliyeti ve TÇK konsantrasyonu hususları maliyette kritik önemdedir. Aşağıda iki örnek sunulmuştur.

- Elektrodiyaliz (ED)
- Ters Elektrodiyaliz (EDR)

4.10.3. Kimyasal tabanlı teknolojiler

Kimyasal tabanlı teknolojiler genellikle diğer arıtma kademelerinin yükünün azaltılması amacı ile kullanılabilirler. Özellikle sertlik oluşturan inorganiklerin gideriminde etkindirler. Membran tabanlı konsantre arıtımında genellikle ön arıtma aşamasında yoğun olarak kullanılmaktadırlar. Özellikle sertliğin 40 Fr.'den büyük olduğu durumlarda kullanılmaması gerekmektedir. Doğru kimyasal prosesin seçilmesi aşamasında su karakterizasyonun detaylı ve mevsimsel değişimlerden arındırılmış olarak yapılması önem arz eder. Bu teknolojinin Türkiye'de kullanımı proje spesifik şartlar uygun ise önerilebilir. Aşağıda üç örnek sunulmuştur.

- Kimyasal yumuşatma
- Pelet reaktörler
- Aşılanmış çöktürme ve geri kazanım

4.10.4. Termal tabanlı prosesler

Termal tabanlı teknolojiler özellikle yüksek TÇK değerlerine (>30.000 mg/L) sahip konsantre akımların arıtılmasında en etkili çözümlerden bir tanesidir. ZLD hedeflerine ulaşılmasında da halen rakipsiz bir potansiyele sahiptir. Ancak bu proseslerin enerji maliyetleri çok yüksek olup ülkemiz koşullarındaki uygulanabilirliği sınırlı olabilecektir. Dünya genelinde hidrokarbon kaynakları açısından zengin ülkelerce tercih edilmektedirler. Sadece buharlaştırma havuzları arazinin bol ve ucuz olduğu durumlarda, iklim koşulları da uygun ise düşük debili konsantre akımlar için etkili ve fizibil bir seçenek olabilecektir. Termal teknolojilerin Türkiye'de kullanımı ancak proje spesifik şartlar uygun ise (tesiste atık ısı mevcut) ve/veya ZLD hedefi mevcut ise önerilebilir. Her durumda öncelikli olarak enerji maliyetlerine odaklanılmalıdır. Bu şartların sağlanmadığı durumlarda önerilmez. Aşağıda dört örnek sunulmuştur.

- Buharlaştırma havuzları
- MED, MSF, TVC/MVC
- Brine konsantratörü
- Rüzgâr destekli yoğunlaştırılmış evaporasyon (WAIV)

4.10.5. Mevcut diğer teknolojiler

Bu teknolojiler genellikle laboratuvar ya da pilot ölçekli çalışmalar ile sınırlı kalmış olup, membran konsantre arıtımı için gerçek saha koşullarındaki uygulama potansiyelleri marjinal olarak derecelendirilebilir. Bu teknolojiler yoğun işletim bilgisi gerektirmelerinden ve uygulama alanları çok sınırlı olduğundan dolayı Türkiye'deki kullanımları proje spesifik şartların uygun olduğu durumlar hariç önerilmez. Bu teknolojiler önerilmediği için karar ağacında sunulmamıştır. Aşağıda iki örnek sunulmuştur.

- Elektrokoagülasyon
- Ara biyolojik indirgeme

4.10.6. Yenilikçi Teknolojiler

Bu teknolojiler henüz ticari olgunluk seviyesinde değildir. Özellikle spesifik bazı avantajları ile ortaya çıkan bu proseslerin emekleme dönemi aşılmadan kullanımının önerilmesinin sağlıklı olmadığı değerlendirilmektedir. Maliyet bağlamında yapılacak değerlendirmeler de bu kapsamda yanıltıcı olabilecektir. Bu teknolojilerin Türkiye'de kullanımı proje spesifik şartların uygun olduğu durumlar haricinde önerilmez. Bu teknolojiler önerilmediği için karar ağacında sunulmamıştır. Aşağıda üç örnek sunulmuştur.

- İleri osmoz (FO) prosesi
- Termo-iyonik proses
- Ötektik dondurma kristalleşmesi

4.10.7. Organik madde içeriği yüksek konsantre akımların arıtılması

Atıksu arıtma tesislerinin çıkış sularının veya organik madde içeriği yüksek bazı spesifik endüstrilerden gelen atıksuların geri kazanıldığı ileri arıtma sistemlerinin konsantrelerinin, konvansiyonel desalinasyon tesisi konsantrelerinden ayrı bir doğası vardır. Özellikle KOİ, TOK gibi parametrelerin önem kazandığı bu durumlarda organiklerin etkin giderimi önem arz eder. Organik maddenin gideriminden sonra TÇK değerine göre diğer arıtma kademelerine yönlendirme yapılır. Sonuç olarak, KOİ>1.000 mg/L seviyesinde ise aşağıda verilen tekniklerin kullanımı

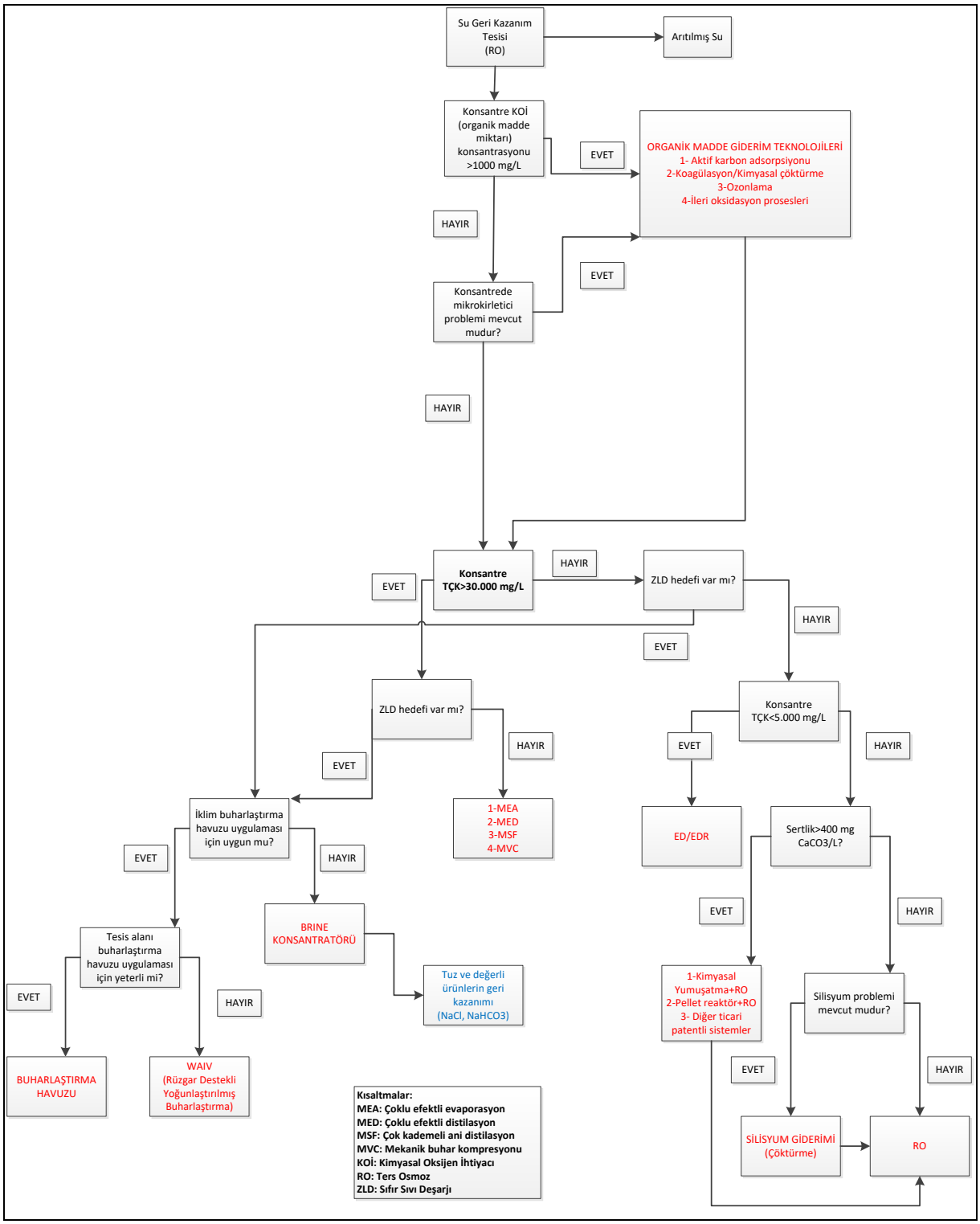
önerilmektedir. Ayrıca, konsantre akımda mikrokirletici problemi olduğu durumlarda da benzer teknikler kullanılabilir. Karar ağacında da görüleceği üzere organik madde giderimi ve/veya mikrokirletici açısından zengin konsantre akımlarda aşağıdaki teknikler bir ön arıtma şeklinde çalışmaktadır. Bu teknolojilerin Türkiye'de kullanımı proje spesifik şartlar uygun ise önerilebilir. Aşağıda dört örnek sunulmuştur.

- Aktif karbon adsorpsiyonu
- Koagülasyon/Kimyasal çöktürme
- Ozonlama
- İleri oksidasyon prosesleri

4.10.8. Endüstriyel konsantrelerin arıtımı/minimizasyonunda kritik parametreler temelinde teknoloji seçimi karar ağacı

Konsantre akımlar için en kapsayıcı ve arıtma teknolojilerinin seçiminde en belirleyici olan temel parametreler üzerinden bir karar ağacı oluşturularak (Şekil 4.61) sanayicinin atacağı ilk adıma karar destek mekanizması oluşturulmaya çalışılmıştır. İlgili teknolojilerin sanayici açısından en önemli özellikleri aşağıda özet biçimde vurgulanmıştır. Karar ağacında yapılan yönlendirmelerin detayları metin içinde verilerek karar ağacının detaylarına hâkim olunması amaçlanmıştır.

Karar ağacında su geri kazanım tesisinden çıkan konsantre akım ilk adımda organik madde içeriği bağlamında sorgulanmaktadır. Organik madde içeriğinin yüksek olması durumunda ilk aşamada organik giderim teknolojilerinin uygulanması gerekmektedir. 1.000 mg/l değerinin üstünde bir organik madde içeriğine sahip olan konsantre akımların öncelikle aktif karbon adsorpsiyonu, koagülasyon, çöktürme, ozonlama gibi proseslerden fizibilite ve teknik yapılabilirlik bağlamında uygun olanın seçilerek arıtılması gerekmektedir. Bu aşama aynı zamanda konsantre akımların mikrokirletici içerdiği durumlarda da arıtım sağlamaktadır. Bu aşamadan sonra konsantre akımların TÇK içeriklerine göre bir yönlendirme yapılmaktadır. Konsantre akım TÇK içeriği 30.000 mg/l'den büyük ise termal seçeneklere yönelmekte fayda bulunmaktadır. Bu kapsamda, ilk değerlendirmesi yapılan husus ZLD (sıfır sıvı deşarjı) hedefidir. Eğer tesisin ZLD hedefi var ise, tesis alanı ve iklim de müsait ise buharlaştırma havuzu seçeneği oldukça fizibil bir seçenek olarak öne çıkmaktadır. Tesis alanının yetersiz olduğu durumlarda rüzgâr destekli yoğunlaştırılmış buharlaştırma prosesi uygulanabilmektedir. Ancak iklimin buharlaştırma havuzlarınının kullanımına izin vermediği durumlarda brine konsantratörü kullanılabilir. Bu seçenek buharlaştırma havuzlarına göre daha maliyetli olacaktır. Ancak, kristalizasyon sonrası elde edilecek tuz ve değerli hammadde geri kazanımı sayesinde bir miktar kazanç sağlanabilir. TÇK değerinin 30.000 mg/l'den yüksek olduğu ve ZLD hedefinin olmadığı durumlarda MED, MVC gibi termal teknolojilerde uygulanabilir. TÇK değerinin 30.000 mg/l'nin altında olduğu durumda ZLD hedefi var ise yine buharlaştırma havuzu ve brine konsantratörü çözümlerine yönelmek gereklidir. Ancak tesisin ZLD hedefi yok ise RO ve EDR prosesleri gündeme gelebilir. EDR prosesi özellikle TÇK değerinin 5.000 mg/l'den daha düşük olduğu duurmlarda avantajlı olabilmektedir. Eğer TÇK değeri 5.000 mg/l'den fazla ise EDR'den kaçınılarak konsantre akımın sertlik değeri sorgulanmalıdır. Sertlik değeri 400 mg $CaCO_3$/l değerinden yüksek olan akımlar genellikle bünyesinde bulundurdukları az çözünür tuzlar (sparingly soluble salts) nedeni ile su geri kazanım oranını azaltmaktadırlar. Fizibil bir RO operasyonu için bu tip tuzların giderilmesinde fayda vardır. Bu amaçla kimyasal yumuşatma, pelet reaktör gibi prosesler kullanılabilir. Sertlik değeri 400 mg $CaCO_3$/l değerinden küçük olan konsantre akımlarda silisyum tortulaşması potansiyeline dikkat edilmelidir. Eğer potansiyel bir tortulaşma problemi tespit edilirse silisyum giderilerek RO işletimine geçilebilir. Eğer silisyum problemi yok ise konsantre akım silisyum giderimi yapılmadan da RO prosesine verilebilir.



Şekil 4.61. Endüstriyel konsantrelerin arıtımı/minimizasyonunda kritik parametreler temelinde teknoloji seçimi karar ağacı

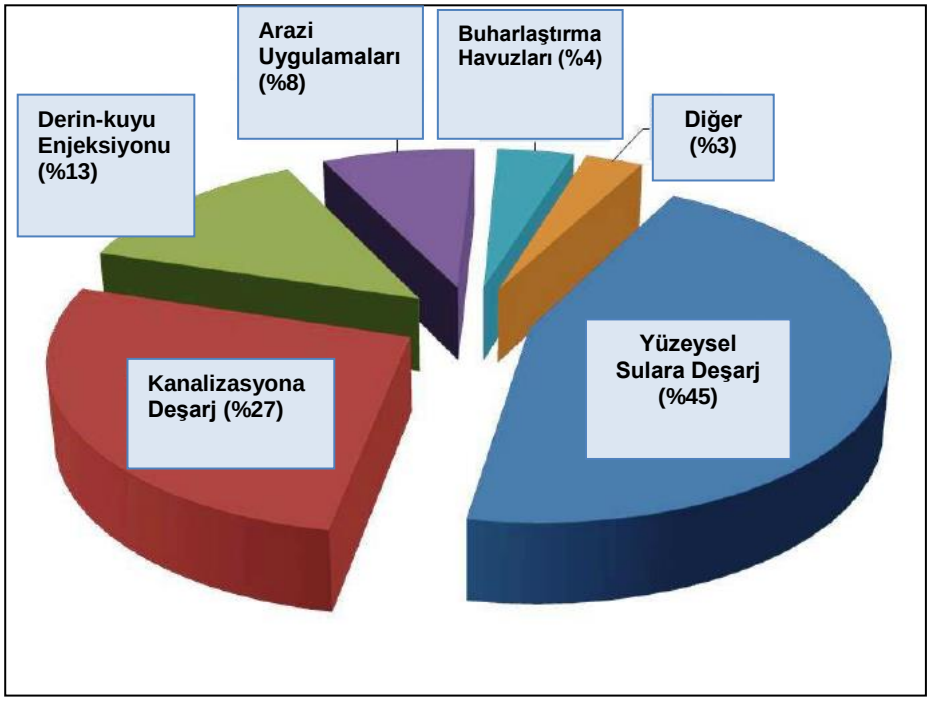
BÖLÜM 5

KONSANTRE ARITIMI VE BERTARAF YÖNTEMLERİ AÇISINDAN ULUSLARARASI UYGULAMALAR

5. KONSANTRE ARITIMI VE BERTARAF YÖNTEMLERİ AÇISINDAN ULUSLARARASI UYGULAMALAR

5.1. Giriş

Konsantre Yönetimi için yaygın olarak kullanılan yöntemler; i) yüzeysel sulara deşarj, ii) kanalizasyona deşarj, iii) derin-kuyu enjeksiyonu, iv) arazi uygulamaları, v) buharlaştırma havuzları ve vi) sıfır sıvı deşarjı (ZLD) için termal proseslerdir. Bu yöntemlerin avantaj ve dezavantajları Çizelge 5.1'de verilmiştir. Konsantre yönetimi için uygulanan bu yöntemlerin yaklaşık kullanım oranları Şekil 5.1'de gösterilmiştir. ABD'de yapılan kapsamlı bir araştırmada konsantre yönetimini uygulayan tesisler belirlenmiş olup bu tesis bilgileri detayları ile birlikte Ek-2'de sunulmuştur (Mickley and Associates, 2006). En çok kullanılan yöntemlerin başında yüzeysel sulara (okyanuslar, ırmaklar, akarsular, göller vb.) deşarj gelmektedir. Bu yöntem hem deniz suyu hem de acı su desalinasyonu tesislerinden kaynaklanan konsantre akımların bertarafı için uygulanabilmektedir. Kanalizasyona deşarj uygulaması konsantre yönetimi için oldukça yaygın olarak kullanılmaktadır. Ancak deşarjın yüksek tuz içeriğinden dolayı bu uygulama sadece düşük debili tesisler için uygun olacaktır. Derin-kuyu enjeksiyonu yöntemi ise hem küçük hem de büyük ölçekli tesisler için uygun olan oldukça popüler yöntemlerden biridir. Bugüne kadar uygulanan arazi uygulamaları ve buharlaştırma havuzları yöntemleri ise sadece küçük ölçekli tesislerden kaynaklanan konsantre akımlarının bertarafı için kullanılmıştır (Voutchkov, 2011).



Şekil 5.1. Mevcut konsantre yönetim uygulamaları (Voutchkov, 2011).

Çizelge 5.1. Konsantre yönetimi seçeneklerinin karşılaştırılması (Xu vd., 2013).

Konsantre yönetim seçenekleri	Avantajları	Karşılaşılan zorluklar ve belirsizlikler
Yüzeysel sulara deşarj	• Tüm ölçekteki tesisler için kullanılabilir	• Farklı tuzluluk içeriklerinden ve konsantre ile yüzeysel sular arasındaki iyon dengesizliklerinden dolayı sucul canlılara olası ters etkileri
	• Uygun maliyetli	• Kompleks ve maliyet artışına müsait
Kanalizasyona deşarj	• Acı su ve atıksu arıtma tesisleri için yaygın olarak kullanılmaktadır	• Sadece küçük ölçekli tesisler için fizibıldır. Atıksu toplama sisteminin hidrolik kapasitesinin yetersizliği ve atıksu arıtma tesisinin arıtma kapasitesinin düşük olması bu seçeneği sınırlamaktadır
	• Düşük enerji kullanımı ve düşük maliyetli	• Atıksu artıma tesislerinin işletimini ve kullanılmış suların faydalı amaçlar için yeniden kullanımını (konsantrenin yüksek konsantrasyonlarda tuzluluk ve sodyum, klorür, bor gibi spesifik içeriklerinden dolayı) etkileyebilir
Derin-kuyu enjeksiyonu	• Denizden uzak iç kısımlardaki tesisler için uygundur	• Büyük ölçekli tesisler için sıklıkla uygulanmaktadır ve genellikle pahalı bir uygulamadır • Uygun jeolojik formasyona ve kapalı tuzlu akiferine ihtiyaç duyulmaktadır (yüksek sismik aktivitesi olan alanlarda veya jeolojik kırıkların yakınlarındaki alanlar için fizibıl değildir) • Su temin edilen akiferlere sızarak karışabilmesi nedeniyle izinler gün geçtikçe daha da sıkılaştırılmaktadır.

Konsantre yönetim seçenekleri	Avantajları	Karşılaşılan zorluklar ve belirsizlikler
Buharlaştırma havuzları	• Hem karadaki hem de kıyıdaki tesisler için uygundur • Kolaylıkla uygulanabilir ve düşük bakım gereksinimi vardır • Eğer arazi pahalı değilse ekonomik yönü bulunmaktadır	• İklime bağlıdır • Oldukça fazla alan ihtiyacı vardır • İzlinler ile ilgili mevzuatlar karmaşık olabilir • Erozyon, sızma ve vahşi yaşam yönetiminin kontrol edilmesine ihtiyaç vardır
Arazi uygulamaları	• Uygulanması kısmen daha kolay ve düşük maliyetlidir • Konsantrenin faydalı kullanımı sağlanabilir	• Tuza toleransı az olan otlar, bitkiler ve ağaçların sulanması için uygun değildir • Küçük ölçekli tesisler için uygulanabilir • Mevsimsel sulama ihtiyaçlarına ve iklime bağlıdır • Yeraltı suyu koruma kanunları sınırlayıcıdır • Toprak ve yeraltı suyunun kirlenme potensiyeli bulunmaktadır
Termal sıfır sıvı deşarjı	• Ayrıntılı ve yorucu izin alma prosesleri bulunmamaktadır • Daha az çevresel etkilere sahiptir • Değerli tuzların geri kazanımı potansiyeli bulunmaktadır	• Yatırım ve enerji maliyetleri yüksektir • En son tuzlu su veya tuzun bertarafı maliyetli olabilir • Kabon ayak izi büyüktür

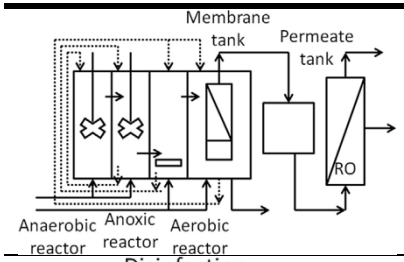
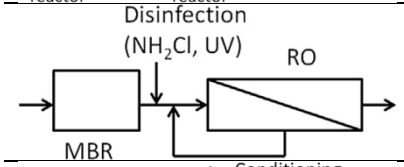
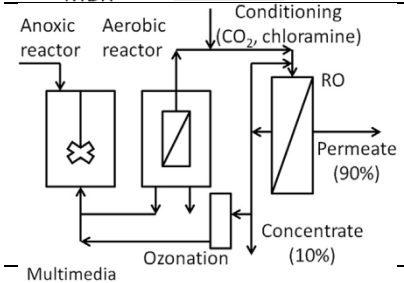
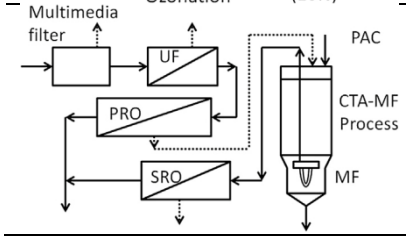
ABD'de 2000 yılında yapılan başka bir çalışmada ise desalinasyon tesislerinin yaklaşık %45'i konsantre atıklarını yüzeysel sulara, %42'si ise kanalizasyona deşarj ettiği belirlenmiştir (Mickley, 2001; Chelme-Ayala vd. 2009). Desalinasyon tesislerinin %9'u ise konsantrelerini derin-kuyu enjeksiyonu ile, %2'si buharlaştırma havuzları ile ve %2'si de sulama ile bertaraf etmiştir. Dünya'daki diğer uygulamalar ise; örneğin Umman'daki yeni yapılan bir tesiste konsantre bertarafı için iyi tasarlanmış buharlaştırma havuzları kullanılmaktadır, Birleşik Arap Emirlikleri'nde ters osmoz (RO) tesisleri konsantrelerini denize deşarj etmektedir (Ahmed vd. 2001; Chelme-Ayala vd. 2009). Gazze şeridinde yer alan küçük ölçekli RO tesisi ise konsantrelerini kanalizasyona deşarj etmektedir (Al-Agha ve Mortaja, 2005; Chelme-Ayala vd. 2009). Ayrıca MEMKON Projesi kapsamında konsantre yönetimi ile ilgili uluslararası uygulamalar (pilot ölçekli ve tam ölçekli) detaylı olarak araştırılmış olup aşağıda detayları başlıklar halinde sunulmuştur. Çizelge 5.2'de farklı membran proseslerinden kaynaklanan konsantrelerin bertaraf yöntemlerini gösterilmiştir.

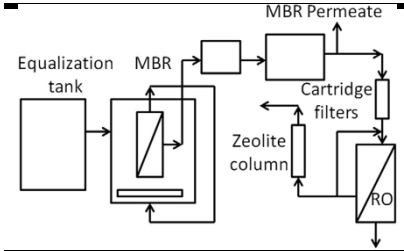
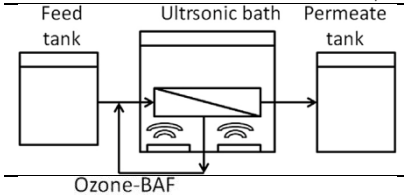
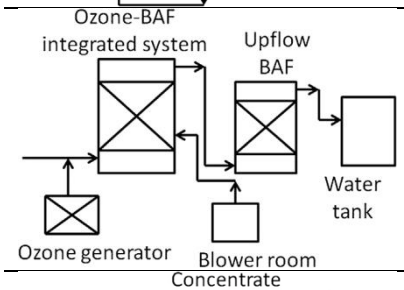
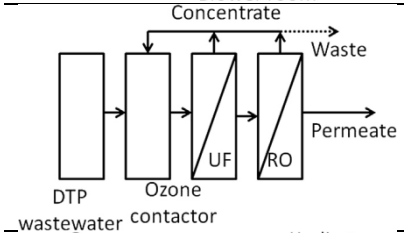
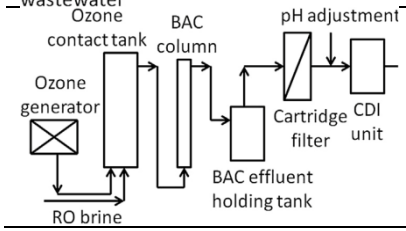
Çizelge 5.2. ABD'deki 240 membran tesisinin membran prosesleri ve tipik bertaraf yöntemleri (Chelme-Ayala vd., 2009).

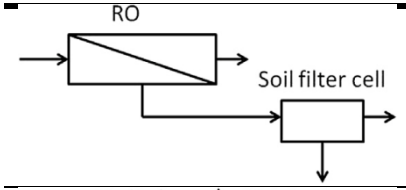
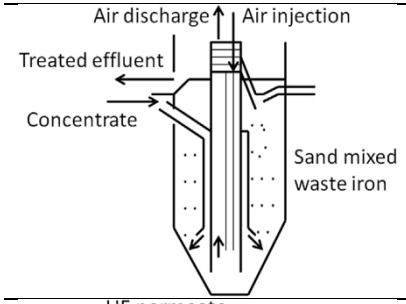
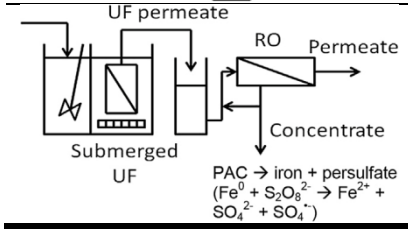
Membran prosesleri	Hedeflenen kirletici	Su kaynağı	Konsantre bertaraf yöntemi
MF	Bulanıklık, protozoa ve bakteri giderimi	Yüzeysel su	Kanalizasyon ve arazi uygulamaları (sulama, sızma, çamur havuzları)
UF	Bulanıklık, organik maddeler, demir-mangan	Yeraltı suyu	Arazi uygulamaları ve kanalizasyona deşarj
NF	Sertlik, çözünmüş katılar, organik maddeler	Yeraltı suyu	Derin-kuyu enjeksiyonu, kanalizasyona deşarj

Membran proseslerinin optimizasyonundaki stratejilerinden birisi konsantrenin arıtılması ve miktarının azaltılmasıdır. Konsantre miktarının azaltılması için geliştirilecek stratejilerden birisi de entegre su arıtma sistemlerinin uygulanmasıdır. Bu sistemler içerisinde; MBR/RO, Ozon/UF(/MF)/RO, MF/RO/İOP, ön arıtma/UF(/MF)/RO ve ön arıtma(/İOP)/RO gibi hibrit ve ileri oksidasyon prosesleri (İOP) yer almaktadır (Sung Hee Joo ve Tansel 2015). Literatürde yer alan konsantre miktarının azaltılması için uygulanan hibrit arıtma sistemlerinin özellikleri ve avantaj/dezavantajları Çizelge 5.3'de sunulmuştur.

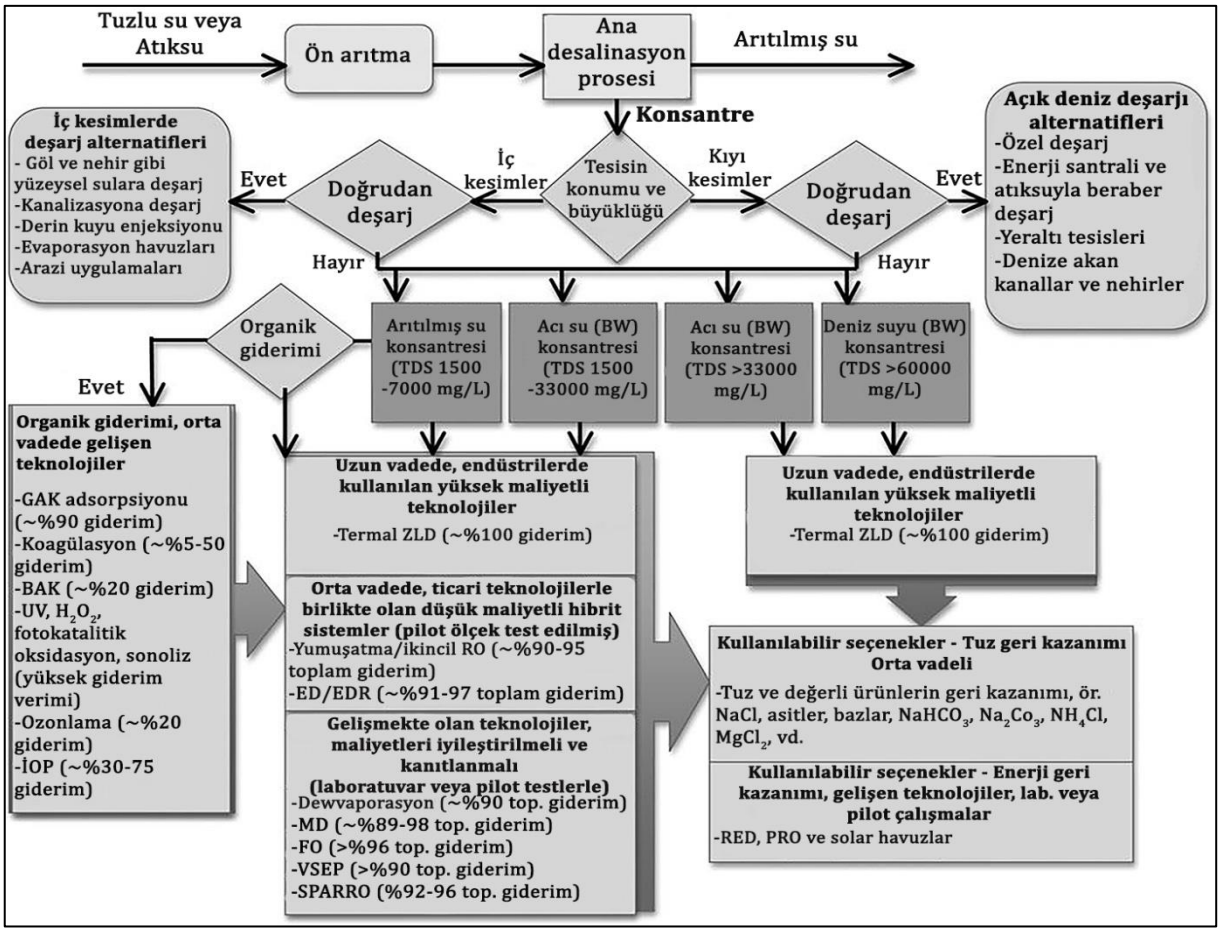
Çizelge 5.3. Konsantre miktarının azaltılması için uygulanan entegre arıtma sistemlerinin karşılaştırılması (Sung Hee Joo ve Tansel 2015).

Proses Şeması	Açıklama: faydaları ve kısıtlamaları	Besleme suyu	Ref.
	Entegre MBR+RO prosesi: Mükemmel farmasötik giderimi (>%99), EOC'lere değinilmemiştir.	Kentsel atıksu	(Dolar D., vd., 2012)
	MBR; klor+RO ile birleştirilmiştir: tamamen giderim olmamasından dolayı THM oluşumu gerçekleşmiştir, konsantre RO girişine devirdaim edilmektedir ve geri kazanım oranı artmıştır.	Kentsel atıksu	(Comerton A.M., vd., 2008)
	MBR çıkışının pH'sı CO_2'le düşürülerek RO'a beslenmektedir. RO konsantresi ozonlanarak biyolojik tanka geri döndürülmekte: konsantre miktarı ciddi ölçülerde azalmakta ve ozonlamayla/ozonlamasız yeterli arıtım sağlanmaktadır.	Kentsel atıksu	(Joss A., vd., 2011)
	Karşıt akımlı iki-aşamalı toplamorganik karbon (TOK) adsorpsiyonu ve MF: UF'ten gelen konsantre, PAC+MF, ikincil yüksek geri kazanımlı (%91) RO'yla tasfiye arıtılmakta, böylece petrokimya konsantresindeki çözünmüş organiklerde yüksek giderim.	Kentsel atıksu	(Zhao C., vd., 2013)

Proses Şeması	Açıklama: faydaları ve kısıtlamaları	Besleme suyu	Ref.
	MBR-RO-sabit yataklı kolon sisteminin kombinasyonu: konsantre, sabit yataklı kolonda zeolitle arıtılmaktadır, konsantrede kısmi organik madde gidierimi, Cu, Fe, Ni, Cr ve Pb'nin (RO'dan) tamamen giderimi;> %90 metal giderimi (MBR-RO'dan)	Kentsel atıksu	(Malamis vd., 2012)
	MF, adsorpsiyon ve ultrasonik banyo simültane sistem: >%99 EOC giderimi (seçilmiş farmasötikler), ultrasonik radyasyon frekansının azalması daha yüksek performans sağlamakta.	Endüstriyel atıksu	(Secondes, vd., 2014)
	Ozon-biyolojik havalandırmalı filtreyle (BAF) yukarı akışlı BAF kombinasyonu, UF sonrası RO membran sisteminde ön arıtma olarak kullanılmış: sistemlerin entegrasyonu, sistemlerin tek başına yaptıklarından daha yüksek KOI ve renk giderimi sağlamış. Konsantre, tekstil endüstrisinin deşarj standartlarını sağlamıştır.	Endüstriyel atıksu (tekstil)	(Qi L., vd., 2011)
	Entegre ozon-UF-RO prosesi: Tekstil atıksularının ön ozonlaması sonrasında UF ve RO, %83 KOI, %81 renk giderimi sağlamış; UF ve RO'dan çıkan konsantre ozon tankına geri çevrillmektedir.	Endüstriyel atıksu (tekstil)	(Chang vd., 2009)
	Ozon-biyolojik aktif karbon (BAK)-kapasitif deiyonizasyon (CDI) sistemi kombinasyonu: CDI prosesi %80'in üzerinde anyon ve katyon giderimi sağlamakta.	Evsel atıksu	(Lee vd., 2009)

Proses Şeması	Açıklama: faydaları ve kısıtlamaları	Besleme suyu	Ref.
	Entegre RO-kum filtrasyonu sistemi: MF-RO-kum/demir-kaplı aktif karbonla doldurulan sabit yataklı kolon sistemi, TOK'u 1 saat içinde tamamen gidermektedir.	Evsel atıksu	(Joo, 2014a)
	MF-RO-atık demirle dolu DynaSand sistemlerinin entegrasyonu: giderim oranları KOI %40, TP %80 ve TN %20.	Evsel atıksu	(Joo, 2014a)
	RO konsantresi; ardışık PAC adsorpsiyonu ve demir-aktive persülfat oksidasyonu sistemiyle arıtılmaktadır.	Evsel atıksu	(Joo, 2014b)

Membran proseslerini uygulayan tesislerinin sayısı arttıkça oluşacak konsantre akımları artmaktadır. Ancak konsantrenin sınırlı bertaraf yöntemlerinin bulunması ve çevresel etkileri nedeniyle konsantre yönetimi konusu büyük önem kazanmıştır. Sıkı deşarj mevzuatlarının bulunması, çevresel etkilerinden dolayı halkın dikkatini çekmesi ve aynı zamanda bertarafının zor olması nedeniyle konsantre miktarının azaltılması gerekmektedir. Bu bağlamda konsantre yönetimi stratejilerinin seçiminde rehber oluşturacak akım diyagramı Şekil 5.2'de gösterilmiştir.



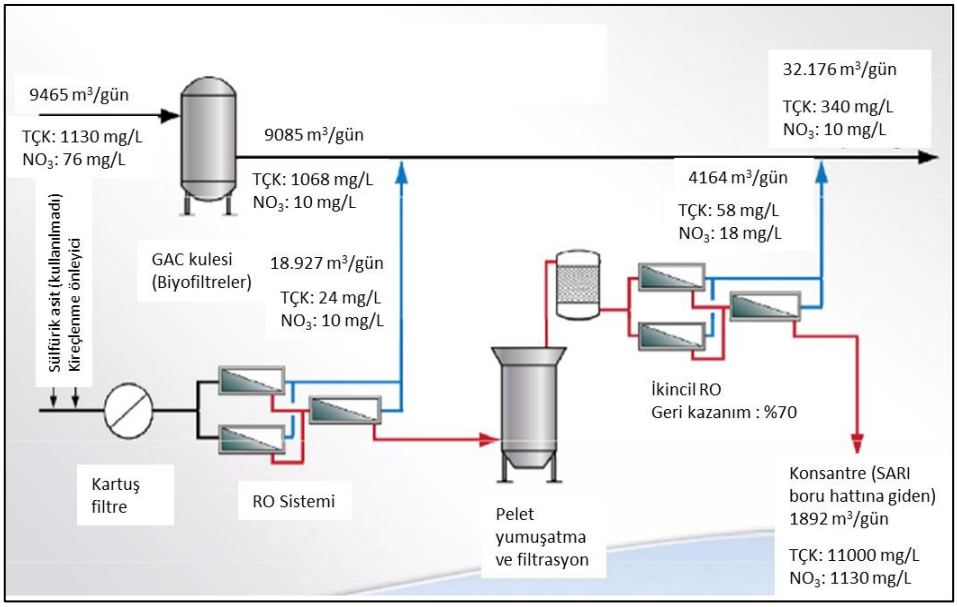
Şekil 5.2. Konsantre yönetimi stratejilerine karar verme diyagramı BAK: biyolojik aktif karbon, ED: elektrodiyaliz, EDR: elektrodiyaliz polarizasyonu, FO: ileri osmoz, GAK: granül aktif karbon, İOP: İleri oksidasyon proseleri, MD: membran distilasyonu, PTO: basınç geciktirmeli osmoz, RED: ters elektrodiyaliz, RO: Ters osmoz, SPARTO: çamur koagülasyonu ve geri kazanılan RO, TDS: Toplam çözünmüş katılar, ZLD: sıfır sıvı deşarjı (Xu vd., 2013).

5.2. Konsantre Arıtımı ve Hacim Azaltımı Uygulama Örnekleri

5.2.1. İkincil RO öncesi ön arıtım yapan pilot ve gerçek ölçekli tesisler (ara kimyasal yumuşatma, pellet yumuşatma prosesi, biyolojik yöntemler)

5.2.1.1. Pellet yumuşatma tesisi (Riverside, Kaliforniya)

1990 yılından beri faaliyette olan Arlington Desalter tesisi Riverside şehirinin güneybatısında yer alan Plan Area'nın yeraltı sularını arıtmaktadır. Tesis 22.712 m^3/gün deiyonize su üretmek için ters ozmos membranları kullanmaktadır. Sisteme ait akım şeması Şekil 5.3'de, tesise ait fotoğraflar ise Şekil 5.4'de gösterilmiştir. Birincil RO membran ürünü 18.927 m^3/gün, ikincil RO ürünü 4.164 m^3/gün iken sistemin konsantre üretimi 1.892 m^3/gün'dür. Ayrıca sistemin toplam su geri kazanımı %94'dür (Seacord, 2010). Konsantre geri kazanımı için yapılan yatırım maliyeti $16,9-mil, işletme maliyeti $698/AF ($2,14/kgal)'dır. Tüm tesisin toplam enerji ihtiyacı 1869kW-hr/AF (5,73 kW-hr/kgal)'dır (Seacord, 2010).

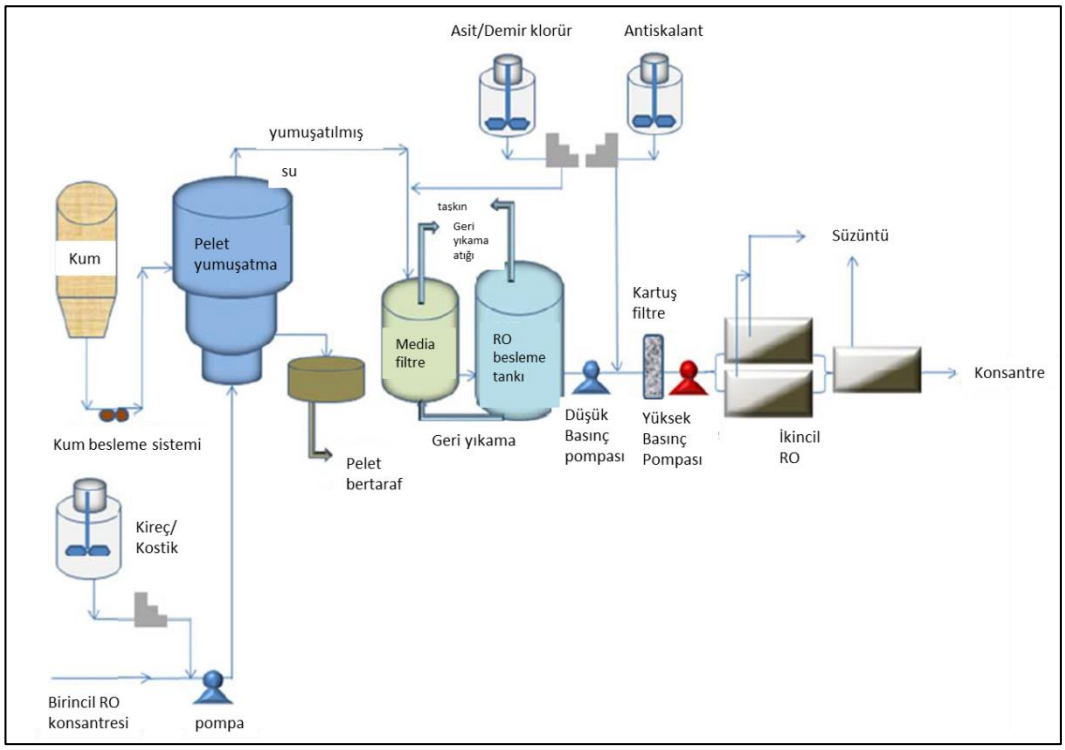


Şekil 5.3. Kaliforniya'da faaliyette olan ve ikincil RO öncesi pellet yumuşatma yapan tesisin akım şeması. SARI (Santa Ana River Interceptor): Kaliforniya'da bulunan 23 mil uzunluktaki atıksu boru hattı (Seacord, 2010)

Şekil 5.4. Tesisin RO membran sistemleri ve pellet reaktöre ait fotoğraflar (Seacord, 2010)

5.2.1.2. Pellet yumuşatma prosesi pilot tesisi

Bond ve Veerapaneni, (2008)'in yaptıkları bir çalışmada kuyu suyu arıtımı sonucu oluşan RO konsantrelerinin pellet reaktör ile arıtımını enerji tasarrufu ve maliyetler açısından incelemiştir. Elde edilen sonuçlara göre konsantrenin pellet reaktör ile arıtımının direkt olarak evaporasyon havuzuna yollanmasına nazaran enerji tasarrufu ve maliyetlerin %50 daha düşük olduğu gözlenmiştir. Çalışmaya ait akım şeması Şekil 5.5'de gösterilmiştir. Bu çalışmada, birincil RO %85 geri kazanım oranında çalıştırılmıştır. Birincil RO membrandan gelen konsantre pellet reaktöre alınmış ve reaktörün altından NaOH ve $Na_2Al_2O_4$ eklenmiştir. 400-500 mm yatak yüksekliğini sabitlemek için reaktör kuvars ya da garnet kum ile yüklenmiştir. Pellet reaktör birincil RO membran konsantresinden gelen kalsiyum ve silikayı gidermek için kullanılmıştır. Reaktördeki pelletler $CaCO_3$ kristallerinin büyümesi için çekirdeklenme olarak kullanılmıştır. Kristallerin yeteri kadar büyümesi ile pellet boyutu artınca, artık pelletler dipten alınmış ve taze kum reaktörün üstünden eklenmiştir. Pellet reaktör günlük olarak geri yıkanmıştır. Reaktörden çıkan atıksu ikincil RO membrana yollanmıştır. Enerji ve maliyet hesapları ikincil RO membran konsantresinin konsantre yoğunlaştırıcı sonrası evaporasyon havuzuna yollanacağı göz önünde tutularak gerçekleştirilmiştir. Çalışmadan elde edilen sonuçlar göstermiştir ki; desalinasyon maliyetleri ve sıfır sıvı deşarjını sağlamak için enerji tüketimi, konsantre arıtımında ikincil RO kullanımı ile önemli ölçüde azaltılabilmiştir. Geleneksel termal sıfır sıvı deşarj yaklaşımlarına göre maliyetler %50-70, enerji tüketimleri ise %60-75 arasında azaltılabilmiştir (Bond ve Veerapaneni, 2008).



Şekil 5.5. Pellet yumuşatma ve ikincil RO prosesi kullanılarak oluşturulan konsantre hacim azaltma prosesinin akım şeması (Bond ve Veerapaneni, 2008)

5.2.1.3. Yumuşatma ve biyolojik arıtma sonrası RO tesisi (Western Municipal Water District, Riverside, Kaliforniya)

Tesis 1989 yılından bu yana yüksek nitrat, TDS ve sertlik değerlerine sahip bozulmuş yer altı suyu arıtımı için işletilmektedir (Carollo Company). Tesise ait fotoğraflar Şekil 5.6'de verilmiştir. Tesisin gelişmesinde kıstılayıcı olan bazı tipik konular:

- Yeraltı suyuna erişim
- Paçallama hacmi
- Konsantre bertaraf hacmi

RO prosesinden elde edilen konsantre mevcut durumda Santa Ana Regional Interceptor boru hattı ile bertaraf edilmektedir. Bertaraf kapasitesi sınırlı ve pahalıdır. Bu nedenlerden dolayı tesis, kapasitesini 22.712 m^3/gün'den 37.854 m^3/gün'e arttırmak için Carollo firmasına başvurmuştur. Carollo firması bu istek doğrultusunda aşağıdaki alternatifleri geliştirmiştir:

- Yeraltı suyu bypass hattındaki nitrat konsantrasyonunu azaltmak için iyon değiştirici ile arıtım: 3.785 m^3/gün daha paçallama olanağı ve ilave günlük 1.136 m^3/gün kosantre debisi.
- Yeraltı suyu bypass hatındaki nitrat konsantrasyonu azaltmak için biyolojik arıtma: ilave konsantre oluşmadan 3.785 m^3/gün daha paçallama hacmi imkanı.
- Mevcut RO arıtma tesisine dördüncü bir RO hattı ilave etmek ve bypass biyolojik nitrat giderimi: ilave 15.141 m^3/gün daha kapasite, ancak ilave ham su ihtiyacı ve 3.028 m^3/gün daha konsantre üretimi.
- Mevcut RO tesisini genişletmek, bypass nitart giderimi, ilave RO arıtımı sonrası konsantre yumuşatma: ilave 15.141 m^3/gün daha kapasite, konsantre miktarını azaltma, ilave yeraltı suyuna ihtiyaç olmaması.

Çalışma sonunda konsantre yumuşatma ve biyolojik nitrat sonrası RO arıtmı en iyi alternatif olarak belirlenmiştir (Carollo Company). Çalışma ile ilgili bilgiler mühendislik firması tarafından paylaşılmış olup konsantre bertarafı ile ilgili detaylı bilgiye ulaşılamamıştır.

Şekil 5.6. Konsantre yumuşatma ve biyolojik arıtımla nitrat giderimi yapan pilot tesisi, Arlington Desalter tesisi, Riverside, Kaliforniya (Carollo Company)

5.2.1.4. Desalinasyon tesisi konsantre yönetimi ve pilot çalışma (Güney Florida Su Araştırma Bölgesi, West Palm Beach, Florida)

Güney Florida Su Araştırma Bölgesi, konsantre arıtımı ve minimizasyonu ile desalinasyon verimini arttırma amacıyla alternatif çözümler geliştirmesi için Carollo firmasına başvurmuştur. Eyalet çapında bir çok tesis RO verilerini ve işletme bilgilerini firma ile paylaşarak Florida'nın gelecek konsantre yönetim stratejisinin geliştirilmesine yardımda bulunmuşlardır (Carollo Company).

Firma Kuzey Miami Beach Su Arıtma Tesisi'nde saha çalışmaları gerçekleştirerek Florida'da 14 adet RO tesisinin konsantre arıtımının maliyeti ve fizibilitesinin öndeğerlendirilmesi gerçekleştirmiştir. Projenin başarıya ulaşması için aşağıdaki görevler dikkate alınmıştır (Carollo Company):

- 14 RO tesisinin tuz giderim limitlerinin ve su kaynaklarının belirlenmesi için izlenmesi ve modellenmesi
- Gelecek vaat eden konsantre arıtım teknolojilerinin ve konfigürasyonlarının değerlendirilmesi.
  - Ara kimyasal çöktürme ile ikincil RO sistemi
  - Yoğunlaştırıcı sonrası kristalizatör
  - Yoğunlaştırıcı sonrası evaporasyon havuzu
  - Tuz geri kazanım ve ekstraksiyon
  - Sahaya özgü yatırım ve işletme maliyetleri ve fayda gelişimi
- Teknik, izin verme, uygulama ve diğer maliyet faktörü olmayan faktörleri dikkate alarak alternatif değerlendirmeler

Kuzey Miami Beach Su Arıtma Tesisi'nde gerçekleştirilen laboratuvar ve pilot denemeler sonucu, kimyasal yumuşatma, media filtrasyonu ve ikincil RO kombinasyonun konsantre hacmini %50 azalttığı ve toplam geri kazanımı %75'ten %80'e çıkardığı belirlenmiştir (Carollo Company). Tesise ait fotoğraflar Şekil 5.7'de verilmiştir. Çalışma ile ilgili bilgiler mühendislik firması tarafından paylaşılmış olup konsantre bertarafı ile ilgili detaylı bilgiye ulaşılamamıştır.

Şekil 5.7. Carolla firmasının pahalı/sınırlı bertaraf alanlarında desalinasyon fizibilitesi için pilot konsantre arıtma tesisi (Carollo Company)

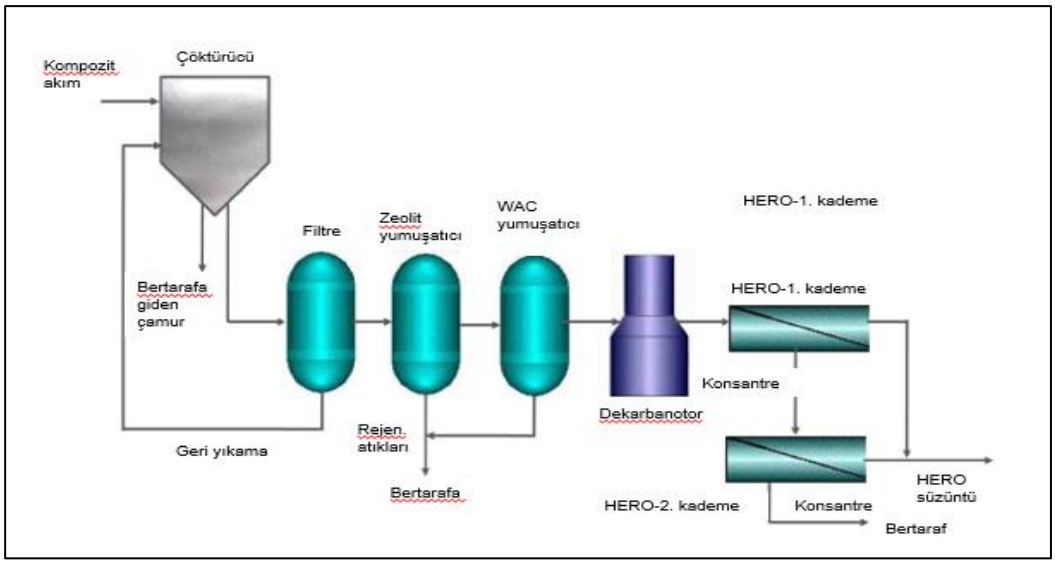
5.2.2. HERO® Pilot ve gerçek ölçekli tesisler (High Efficiency Reverse Osmosis)

5.2.2.1 Reliance industry, Hindistan

Reliance İndustries şirketi Hindistan'ın en büyük özel sektör şirketlerinden biri olup birçok segmentte faaliyet göstermektedir. Jamnagar da yeni kurulan 580.000 varil/gün kapasiteli rafineri tesisi dünya sıralamasında ilk onda yer almaktadır. Bu tesisin tamamlanmasıyla 1,24 milyon varil/gün kapasitesi ile dünyada tek lokasyonda yer alan dünyanın rafineri merkezi olarak belirlenmiştir. Tesisten çıkan arıtılmış atıksuyun yağ ve gres içeriği 5-10 mg/L'dir. RO membranına giren arıtılmış atıksuyun BOİ, KOİ, Yağ ve Gres değerlerinin yüksek olması organik ve biyolojik bileşikler nedeniyle RO membranının sık kirlenmesine, süzüntü kalitesinin ve miktarının kötüye gitmesine ve üretim zamanının ve membran ömrünün kısalmasına neden olmaktadır. Aquatech firması bu soruna çözüm olarak HERO^{TM} tabanlı bir sistem tasarlamıştır. HERO^{TM} sistemi biyolojik büyümeyi tamamen elemine etmesinin yanında membranda organik bileşiklerden ve yağ gresten kaynaklanan tıkanmaları karşıda dirençlidir. Membran geri kazanım oranı da %90 ve üzerindedir (Aquatech International Corporation).

Tesise ait fotoğraflar Şekil 5.8'de, sisteme ait akım şeması ise Şekil 5.9'da gösterilmektedir. Kompozit numunenin baz alındığı tasarım parametreleri de Çizelge 5.4'de verilmiştir. Arıtılmış su bir dengeleme tankında toplanmaktadır. Klor dozajı ile dezenfeksiyon yapıldıktan sonra askıda katı maddelerin giderilmesi için çöktürme ve filtrasyon sistemine beslenmektedir. İki kademeli HERO^{TM} öncesi yumuşatma sistemi uygulanmaktadır. Birinci HERO^{TM} konsantresi ikinci HERO^{TM} sistemine beslenerek toplam geri kazanım arttırılmaktadır (Aquatech International Corporation). Çalışma ile ilgili bilgiler mühendislik firması tarafından paylaşılmış olup konsantre bertarafı ile ilgili detaylı bilgiye ulaşılamamıştır.

Şekil 5.8. Reliance Industry membran tesisine ait fotoğraflar



Şekil 5.9. Reliance Industry firmasına ait rafineri tesisinde kurulu HERO prosesinin akım şeması

Çizelge 5.4. HERO^{TM} tasarım parametreleri

Parametre	Birim	Değer
Debi	m^3/saat	600
Sıcaklık	^oC	25-37
pH	-	6-9
TÇK	mg/L	2.500
TAK	mg/L	200
Bulanıklık	NTU	150
TOK	mg/L	240
Yağ ve gres	mg/L	<18
Fe	mg/L	<1,5
Al	mg/L	<0,2
Ba	mg/L	<1,2
Sr	mg/L	<0,2
Kolloidal silika	mg/L	0,5
Amonyum azotu	mg/L	32

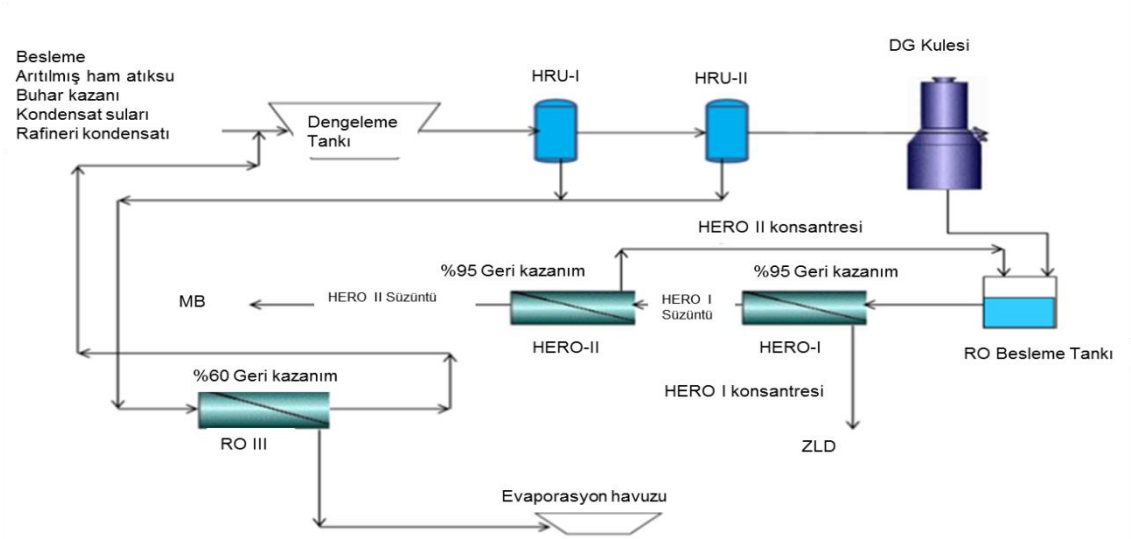
5.2.2.2. HMEL (HPCL-mittal energy ltd) rafinery, Hindistan

HMEL şirketi Hindistan'da faaliyet gösteren ve Hindistan Petroleum Corporation Limited ve Mittal Energy Investment PTE Ltd. ortak iştiraki olan ve Punjab'da petrol ürünleri üreten bir şirkettir. Rafinerinin kurulu olduğu bölge deniz ve herhangi bir su kaynağına uzak mesafededir. Tesisin kurulu olduğu alan gereği hem sınırlı kullanılabilir su erişimi hem de atıksu deşarjına imkân olmaması, atıksudan maksimum su geri kazanımını zorunlu kılmıştır. Tesiste birden fazla kaynaktan atıksu oluşmaktadır. Tasarım kriterleri arasında KOİ, TOK ve özellikle membran proses uygulamalarında büyük bir problem olan yüksek silika konsantrasyonu dikkate alınmıştır. Sistem tasarım parametreleri Çizelge 5.5'de verilmiştir. Tüm bu nedenlerden dolayı tesiste yüksek geri kazanım oranlarında membran sistemlerinin işletilmesi ve ZLD'ye giden akımın azaltılması gerekliliği ortaya çıkmıştır. Bu amaçla hem organik ve inorganik içeriği yüksek atıksuların uygulanmasına uygun hem yağ gres gibi membran ömrünü kısaltan kirleticilere dirençli hem de yüksek geri kazanım oranlarına sahip HERO^{TM} sistemi tercih edilmiştir (Aquatech International

Corporation). Tesise ait fotoğraflar Şekil 5.10'da sisteme ait akım şeması da Şekil 5.11'de verilmiştir.

Şekil 5.10. Geri kazanım tesisine ait fotoğraflar

Buhar kazanı çıkışı, arıtılmış su, kondensat suyu gibi farklı atıksulardan oluşan akım öncelikle dengeleme tankında toplanmaktadır. Buradan atıksu öncelikle peş peşe iki ısı geri kazanım ünitesinden geçmekte ve ön arıtım olarak gaz giderici kuleye beslenmektedir. Daha sonra ön arıtılmış atıksu sırasıyla HERO 1 ve HERO 2 sistemleriyle arıtılmış ve her geçiş %95 geri kazanım oranında işletilmektedir. Bu durumda suyun yalnızca %5'i ZLD tesisine yollanmaktadır.



Şekil 5.11. Geri kazanım tesisi akım şeması (Aquatech International Corporation)

Çizelge 5.5. Sistem tasarım parametreleri (Aquatech International Corporation)

Parametre	Birim	Besleme	HERO II Süzüntü	
Tasarım debisi	m^3/saat	1.020	865	Toplam Besleme
TAK	mg/L	2	-	Debi: 1.020 m^3/saat
TÇK	mg/L	1.609	5	TÇK: 1.609 mg/L
Yağ ve gres	mg/L	5 (max)	-	RO II rejeksiyon (ZLD ye giden)
BOİ	mg/L	5 (max)	-	Debi: 49 m^3/saat
KOİ	mg/L	20 (max)	-	TÇK: 32.000 mg/L
Alkalinite	mg/L	112	0	RO III rejeksiyon (Evaporasyon havuzuna giden)
Ca Sertlik	mg/L	240	0	Debi: 12 m^3/saat
Mg Sertlik	mg/L	213,2	0	TÇK: 99.473,48 mg/L
Na+K	mg/L	365	0,84	
Klorür	mg/L	549	0,74	
Toplam silika	mg/L	47	<0,1	
pH	mg/L	6-8,5	8-10	

5.2.3. VSEP® Pilot ve gerçek ölçekli tesisler (Vibratory Shear Enhanced Process)

Titreşimli kesme ile geliştirilmiş proses, New Logic Research, Inc. (Emeryville, CA) tarafından üretilmekte olan titreşimli bir membrandır. Bu sistemin tek özelliği, membran yüzeyinde tipik çapraz akışlı membran sistemlerinden 10 kat daha fazla kesme kuvveti ürettiği düşünülen burulma titretişimi (≈50 Hz) uygulamasıdır (New Logic Research 2011). Sonuçlar; membrandan geçemeyen malzemelerin neden olduğu kolloidal kirlenmeyi ve polarizasyonun önemli ölçüde azaltıldığını göstermektedir. VSEP sisteminin ana bileşenleri sürücü sistem, membran modülü, burulma yayı ve titreşim kontrol sistemidir. Sistem MF, UF, NF ve RO gibi farklı tipteki membranlara uyum göstermektedir.

5.2.3.1. VSEP pilot tesisi (big bear area regional agency, Big Bear Valley, CA)

Big Bear Valley, CA'da kurulmuş olan Big Bear Area Regional Wastewater Agency (BBARWA)'da RO kullanılan 4.542 m^3/gün kapasiteli atıksu arıtma tesisinden kaynaklanan konsantre hacmini azaltmak için farklı konsantre arıtma teknolojilerinin (VSEP dahil) gerçekleştirildiği bir çalışma yapılmıştır (Lozier vd., 2006). Bu çalışma kısa süreli iki kademeli VSEP prosesini de içermektedir ve araştırmacılar besleme TÇK konsantrasyonunun 2.800 mg/L olduğunu ve %85 geri kazanımda haftada iki kez temizleme yapılarak işletildiğini bildirmişlerdir. Bu testlerin akıları rapor edilmemiştir. Çalışma, VSEP prosesinin %93 TÇK, %99 sülfat, %83 TN, %91 TOK ve %56 Bor giderimi sağladığını göstermiştir. İlgili çalışma pilot çalışma olduğundan konsantre bertarafı ile ilgili detaylı bilgiye ulaşılamamıştır.

5.2.3.2. VSEP pilot tesisi (Güney Kaliforniya)

Güney Kaliforniya'da kurulu olan bir membran sisteminin konsantrelerinin arıtımı için Şekil 5.12'de gösterilen pilot ölçekli VSEP prosesi New Logic firması tarafından kurulmuştur (Johnson vd., 2006). Daha önce bu konsantrelerin arıtımı için ultrafiltrasyon membranları denenmiş ancak elde edilen hem akı hem de geri kazanım değerleri oldukça yetersiz bulunmuştur. Bu nedenle bu

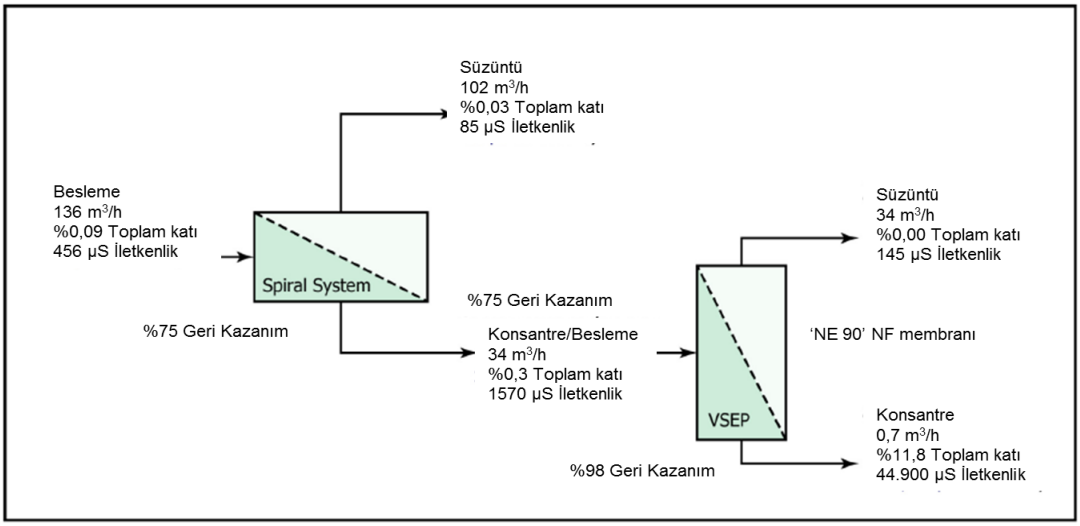
çalışmada konvansiyonel UF prosesine nazaran VSEP prosesinin bu konsantrelerde nasıl sonuçlar vereceği araştırılmıştır.

Şekil 5.12. Kaliforniya'da sahada işletilen pilot ölçekli VESP tesis (Johnson vd., 2006)

Çalışmalarda birçok NF membranı denemiş ve sonunda %90 NaCl giderimine sahip olan NF membranı seçilmiştir. Çalışma sonucunda VSEP prosesinin ortalama 111 L/m^{2}sa akı değerinde %98,8 geri kazanım değerine ulaştığı görülmüştür. İşletme süresinde gözlenen akı değerleri ve konsantrenin katı içerikleri Çizelge 5.6'da verilmiştir. Çizelge 5.7 'de ise çalışma sonucu elde edilen sonuçlar yer almaktadır. Sisteme ait akım şeması Şekil 5.13'de verilmiştir. İlgili çalışma pilot çalışma olduğundan konsantre bertarafı ile ilgili detaylı bilgiye ulaşılamamıştır.

Çizelge 5.6. VESP prosesine ait akı ve işletme değerleri

Ortalama akı	**Giriş akısı**	**Son akı**	**Basınç**	**Giriş katı içeriği**	**Nihai katı içeriği**	**% Geri kazanım**
111 L/m^{2}sa	246 L/m^{2}sa	19,5 L/m^{2}sa	450 psi	%0,3	%11,8	%98,8



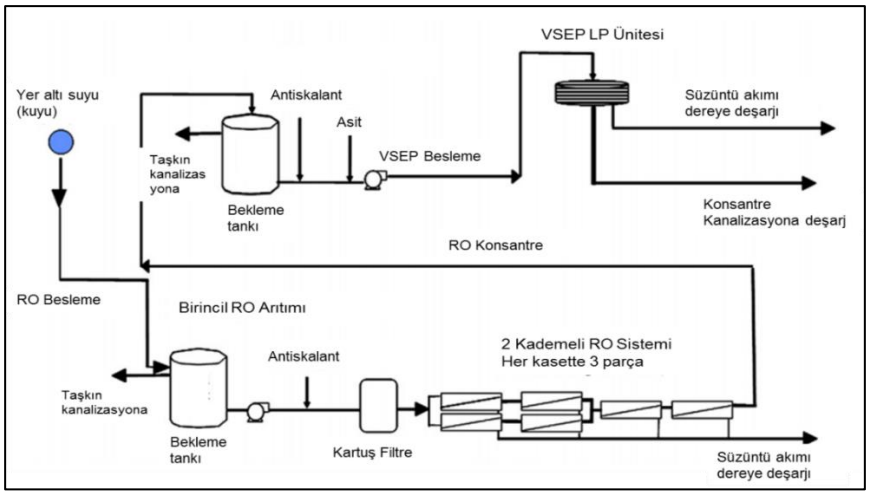
Şekil 5.13. VSEP prosesi akım şeması (Johnson vd., 2006)

Çizelge 5.7. Çalışma sonrası elde edilen sonuçlar

Membran	Toplam Katılar (%)	İletkenlik (µS)	pH	Hacim (%)
Giriş Besleme	0,3	1.570	8,68	100
Süzüntü	0,0	145,4	8,98	98,8
Konsantre	11,8	44.900	9,35	1,2

5.2.3.3. VSEP pilot tesisi (Escondido, Kaliforniya)

MWH firması tarafından gerçekleştirilen bir diğer VSEP pilot çalışmasında da birincil RO konsantrelerinin arıtımı gerçekleştirilmiştir (MWH, 2008). Sisteme ait akım şeması Şekil5.14'de verilmiştir. RO membranında arıtılan yeraltı suyunun TÇK değeri 1.200 mg/L'dir ve RO membranı %75 geri kazanım oranında işletilmektedir. VSEP prosesi de %75 geri kazanım oranında işletilmektedir ve RO+VSEP sistemin toplam geri kazanım oranı yaklaşık %94'tür. RO konsantresindeki yüksek silika konsantrasyonu nedeniyle, VSEP prosesi öncesi ön arıtım olarak asit ilavesi ile konsantrenin pH değeri ayarlanmaktadır. Çalışmada 51 L/m^{2}sa'den 102 L/m^{2}sa'e varan geniş başlangıç akılarında çalışmalar gerçekleştirilmiştir. VSEP membranında biriken baryum sülfat ve silika kolloidleri yüzünden membran akısı zamanla doğrusal olarak azalım göstermiştir. Kimyasal yıkama haftada üç ya da dört kez gerçekleştirilmiştir. Pilot ölçekli çalışmadan elde edilen veriler ışığında %85 geri kazanım ile çalışan RO membranın konsantresinin arıtımı için kullanılacak 608 m^3/gün kapasiteli VSEP prosesinin yatırım maliyeti 2.087.000 $ ve yıllık işletme maliyeti 279.000 $'dır. Daha düşük alan kaplaması ve yüksek akılar VSEP prosesinin avantajlarıyken, yüksek yatırım maliyeti ve sık kimyasal yıkama ihtiyacı sistemin dezavantajları olarak belirlenmiştir. İlgili çalışma pilot çalışma olduğundan konsantre bertarafı ile ilgili detaylı bilgiye ulaşılamamıştır.



Şekil 5.14. RO konsantrelerinin arıtımında kullanılan pilot ölçekli VSEP prosesinin akım şeması

5.2.3.4. Sunnyslope RO konsantre arıtımı VSEP (Hollister, Kaliforniya)

Bu çalışmanın amacı maksimum su geri kazanımına ulaşmak için tesisten kaynaklanan RO konsantrelerinin arıtımıdır. Bu amaçla RO konsantresinin üç kademeli VSEP prosesi ile arıtımı gerçekleştirilmiştir (Benjamin vd., 2010). Tasarlanan sisteme ait temel tasarım parametreleri Çizelge 5.8'de özetlenmiştir.

Çizelge 5.8. Sunnyslope RO Konsantre Arıtımı için tasarım parametreleri (Benjamin vd., 2010)

Parametre	Birim	Değer
Konsantre sıcaklığı	°C	25
Konsantre iletkenliği	µS/cm	5450
Membran	-	ESPA RO
Besleme basıncı	kPa	3.447 (tüm kademeler için)
Kademe sayısı	-	3
Kademe başıan geri kazanım	yüzde	80-50-84
Kademe başına gerçek akı	L/m^2sa	53-22-7
Güvenlik faktörü	yüzde	50
Kademe başına tasarım akısı	L/m^2sa	26-11-3,5
Kademe başına yıkama sıklığı	Gün başına	2
Yıkama protokolü	-	45°C'de su ile yıkama 50°C pH 2,1'de 1 saat kimyasal 50°C pH 10,9'de 2 saat kimyasal

Her bir kademe için proses debileri Çizelge 5.9.'da verilmiştir. Üçüncü kademe VSEP arıtımı sonunda toplam sistem geri kazanımı (konvansiyonel RO üniteside dahil) %99,6'ya yükselmiştir. Sistem boyunca pH değeri takip edilerek ve kimyasal ilavesi yapılarak pH 6,5'da tutulmuştur (Benjamin vd., 2010). Arıtma ünitesi sayısı ve kapladığı alan Çizelge 5.10'da verilmiştir. İlgili çalışma pilot çalışma olduğundan konsantre bertarafı ile ilgili detaylı bilgiye ulaşılamamıştır.

Çizelge 5.9. Sunnyslope RO Konsantre Arıtım geri kazanım oranları ve debiler (Benjamin vd., 2010)

Arıtma kademesi	Çıkış konsantre debisi (m^3/gün)	Kademe geri kazanım oranı (%)	Toplam geri kazanım (%)
Konvansiyonel RO	1.265	75	75
VSEP Kademe 1	255	80	95
VSEP Kademe 2	126	50	97,5
VSEP Kademe 3	20	84	99,6

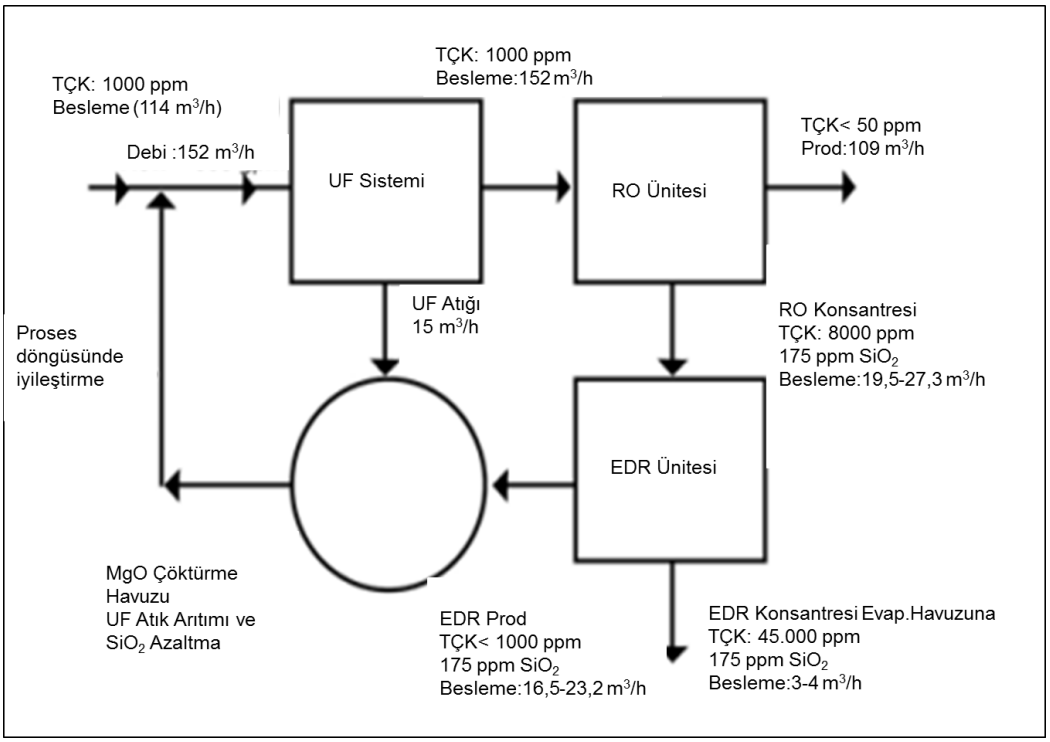
Çizelge 5.10. Sunnyslope RO Konsantre Arıtım üniteleri (Benjamin vd., 2010)

Arıtma kademesi	VSEP ünitesi sayısı	CIP sayısı	Toplam alan (m^2)
VSEP Kademe 1	15	2	279
VSEP Kademe 2	7	1	140
VSEP Kademe 3	12	2	260
Toplam	34	5	585

5.2.4. ED ve EDR pilot ve gerçek ölçekli tesisler

5.2.4.1. EDR pilot tesisi (Tucson, Arizona, ABD)

Tucson Arizona'da pilot ölçekli işletilen bir EDR prosesi ile toplam su geri kazanımının (RO+EDR) yaklaşık %97 değerlerine iyileştirilebilmesi için TÇK konsantrasyonu 8.000 mg/L olan RO konsantresinin arıtımı gerçekleştirilmektedir (Reahl, E. 2006). Prosese ait akım şeması Şekil 5.15'de gösterilmiştir. Besleme suyu UF sisteminden geçtikten sonra RO membranına gönderilmektedir. Toplam geri kazanım oranını yükseltebilmek için RO konsantresi EDR prosesinde arıtıma tabi tutulmaktadır. EDR ünitesinden 1.000 mg/L'nin altında TÇK değerine sahip olan su MgO ve SiO_2 bileşiklerinin giderilmesinin ardından tekrar besleme suyu ile karıştırılarak UF membranına beslenmektedir. Böylelikle sistemin toplam su geri kazanım değerleri yaklaşık %97'ye ulaşmaktadır. EDR prosesinden çıkan konsantre ise evaporasyon havuzuna yollanmaktadır (Reahl, E. 2006).



Şekil 5.15. %97 geri kazanım için RO konsantrelerinin EDR ile arıtımının yapıldığı akım sistemin akım şeması (Reahl, E. 2006)

5.2.4.2. EDR pilot tesisi (Aquasel^{TM}- Asian Coca-Cola Plant)

Coca-Cola Şirketi mevcut RO konsantrelerinin arıtımı için GE firmasından bir çözüm talep etmiş ve bu talep karşılığında GE firması tarafından geliştirilen AquaSel sistemi birincil RO konsantrelerinin arıtımı için kurulmuştur. AquaSel^{TM} yüksek su geri kazanımı için General Electric (GE) tarafından geliştirilen termal olmayan bir konsantre yoğunlaştırıcıdır. Desalinasyon ve konsantre yoğunlaştırıcının kombinasyonu olan sistem potansiyel olarak, inorganik kireçlenmeden kaynaklanan su geri kazanımının önündeki engeli kaldırabilmektedir. Desalinasyon prosesi %80 ve üzerinde TÇK giderim verimlerinde işletilmektedir (General Electric Company 2013).

Konsantrasyon ünitesi özel olarak tasarlanmış ve sistemin atık hacminin azaltmak için işletilmektedir. Prosesin kalbi, RO konsantrelerinin yoğunlaştırılması için spesifik yoğunlaştırıcılara adapte edilebilen EDR prosesidir. RO konsantreleri EDR prosesi ile tuzsuzlaştırıldıktan sonra, EDR çıkış suyu RO sisteme döndürülürken EDR konsantresi de katıların çökelmesi için tasarlanmış çökelme tankına deşarj edilir. Sonuç olarak çökelme tankında kuru tuz kekleri üretilmektedir. RO prosesinde yapılacak ufak iyileştirmelerle besleme suyunun yalnızca %1'i deşarj edilerek geri kazanım oranı arttırılabilmektedir. Aralık 2011'de bir Asya Coca-Cola firmasında devreye alınan pilot ölçekli AquaSel sistemine ait fotoğraf Şekil 5.16'de verilmiştir. AquaSel sistemi, 7 m^3/saat kapasiteye sahiptir. 1.000 saatin üstünde işletilen bu yeni proses, atık kısım olarak düşünülen 5.678 m^3 suyu, prosese gelen temiz su kalitesine eşdeğer seviyede yeniden kullanıma uygun su haline dönüştürebilmektedir. Böylelikle toplam su geri kazanım oranı %99'u aşan değerlerine ulaşırken, sistemden çıkan atık kısım besleme suyunun %1'inden daha az olmaktadır (General Electric Company 2013). Proses ait giderim verimleri Çizelge 5.11'de gösterilmiştir.

Çizelge 5.11. Arıtılmış su çıkış değerleri (General Electric Company 2013)

Parametre	Ham su	RO konsantresi	AquaSel çıkışı
Alkalinite ($mgCaCO_3/L$)	119	553	77
Na (mg/L)	3	29	36
SO_4 (mg/L)	38	498	46
Cl^- (mg/L)	12	71	15
TDS (mg/L)	207	838	230

Şekil 5.16. Coca-Cola tesisinde kurulu olan pilot ölçekli AquaSel sistemi (General Electric Company 2013)

5.2.4.3. EDR gerçek ölçek uygulamaları

Kuyu suyu arıtımından kaynaklanan RO konsantrelerinin arıtımı için kurulmuş olan birkaç adet gerçek ölçekli EDR tesisi mevcuttur. WERF, 2012 tarafından bu RO-EDR prosesleri şöyle tanımlanmıştır:

- İlki bir endüstriyel tesiste kurulmuştur. EDR prosesi, 0,38 m^3/dk RO konsantresi arıtımı için yatırım maliyeti, işletme ve bakım maliyetleri ve sistemin güvenilirliği baz alınarak seçilmiştir. EDR SiO_2 gidermediği için, EDR atıklarının çöktürme havuzuna yollanmadan önce birincil arıtımı ve devamında RO sistemine geri döndürülmesi için bir kireç çöktürme reaktörü kullanılmaktadır. EDR geri kazanımı %85, EDR besleme akımındaki antiskalant (Flocon) konsantrasyonu 15 mg/L olarak rapor edilmiştir ve planlanan besleme TÇK değeri yaklaşık 8.000 mg/L iken konsantre TÇK değeri de 45.000 mg/L'dir. EDR sistemi tarafından kullanılan enerji, günlük 0,095 m^3 HCl ile 3,8 m^3 arıtılmış konsantre başına 15kWs'dir. Konsantre bertarafı ile ilgili bilgiye ulaşılamamıştır.
- Bir diğer gerçek uygulamada, EDR sistemi, güneş havuzu öncesi 0,09 m^3/dk debili RO konsantresini (TÇK değeri 40.000 mg/L) arıtarak 0,02 m^3/dk debili ve TÇK değeri 130.000 mg/L olan akım haline dönüştürmektedir. Geri kazanılan su RO prosesinin başına döndürülmektedir. Konsantre bertarafı ile ilgili bilgiye ulaşılamamıştır.
- Bir diğer RO-EDR sistemi ise galyum arsenik çip üretim tesisinde geri kazanılan suyun soğutma kulesinde kullanımı için kurulmuştur ve EDR atıkları tam bertaraf şekli tarif edilmemekle birlikte saha dışına taşınmaktadır.

5.2.4.4. EDR pilot ölçekli tesis (Eastern Municipal Water District, Perris, Kaliforniya)

Eastern Municipal Water District 650.000 kişiden fazla nüfusa yeraltı suyundan içmesuyu temin eden bir tesistir. Yeraltı suyu, yaklaşık olarak 2.500 mg/L TÇK, 60 mg/L silika, 331 mg/L kalsiyum, 430 mg/L sülfat, 0,3 mg/L demir ve 0,13 mg/L barum içermektedir ve yüksek kireçlenme potansiyeline sahiptir. Yüksek silika değerleri nedeniyle asit ve kireçlenme önleyici ilaveleri gibi kimyasal ön arıtma yapılmasına rağmen yalnızca %70 geri kazanıma ulaşılabilmektedir. Proseste oluşan konsantre (beslemenin %30'u) nispeten yüksek maliyetlerle deşarj edilmektedir. Tesis tarafından üretilen 6.000 mg/L TÇK içeren RO konsantresi Pasifik Okyanusuna Santa Ana Regional Interceptor boru hattı ile transfer edilmektedir. Ancak boru hattı ile konsantre bertarafı oldukça maliyetli ve sınırlı kapasitede olmaktadır. Bu nedenle, tesis konsantre hacmini azaltma ve içme suyu geri kazanımını arttırma için Carolla firmasından kiraladığı anahtar teslim bir pilot proje (Şekil 5.17) çalışması gerçekleştirmiştir. Bu pilot tesis yumuşatma sonrası ikincil bir RO ve kısmi yumuşatma sonrası EDR prosesinden oluşmaktadır. Konsantre yumuşatma prosesi kalsiyum ve silika için optimize edilmiş ve iki aşamada gerçekleştirilmiştir. Birinci aşamada, kostik soda ilave edilerek 3.500 olan toplam sertlik değeri 1.300 mg/L $CaCO_3$ değerine düşürülürken, silika da 160 mg/L değerinden 50 mg/L değerine düşürülmüştür. İkinci aşamada konsantre yumuşatma için ise kireç ve soda külü eklenmiştir (Carollo Company).

Pilot çalışma, maksimum geri kazanım ve konsantre azaltımı için proses kombinasyonunu (yumuşatma+RO ve yumuşatma+EDR) teknik fizibilitesi göstermek için gerçekleştirilmiştir. Yumuşatma ve RO kombinasyonu kullanılarak yapılan çalışmalarda toplamda %93 geri kazanıma ulaşılmıştır. İkinci konfigürasyon olan yumuşatma ve EDR prosesinde ise %75-80 arası bir geri kazanım elde edilmiştir (Carollo Company). Çalışma ile ilgili bilgiler mühendislik firması tarafından paylaşılmış olup konsantre bertarafı ile ilgili detaylı bilgiye ulaşılamamıştır.

Şekil 5.17. Pilot ölçekli konsantre azaltımı tesisine ait fotoğraflar (Carollo Company)

5.2.5. Sıfır sıvı deşarjı pilot ve gerçek ölçekli tesisler (ZLD)

Birçok endüstri tesisi atıksu akımı üretirken, sıfır sıvı deşarjı (ZLD), herhangi bir sıvı deşarjı olmadan atıksuyun tamamının geri kazanımı ya da yeniden kullanılmasını amaçlamaktadır. Çevresel yasal düzenlemeler sıkılaştırıldığından, 200 milyon dolar değerinde olduğu tahmin edilen sıfır sıvı deşarjı (ZLD) marketi gittikçe büyümektedir. ZLD prosesinin ABD'de ortaya çıkışı 1970 yıllarına dayanmaktadır. Özellikle elektrik santrallerinin deşarjlarının Colorado nehrinin tuzluluk değerini arttırması, ZLD prosesine yöneltimine zorlayan yasal yönetmelikleri doğurmuştur. Daha sonra 40 yıl boyunca ZLD teknolojisi ABD'de ve tüm dünyada giderek önem kazanmış ve geliştirilmiştir.

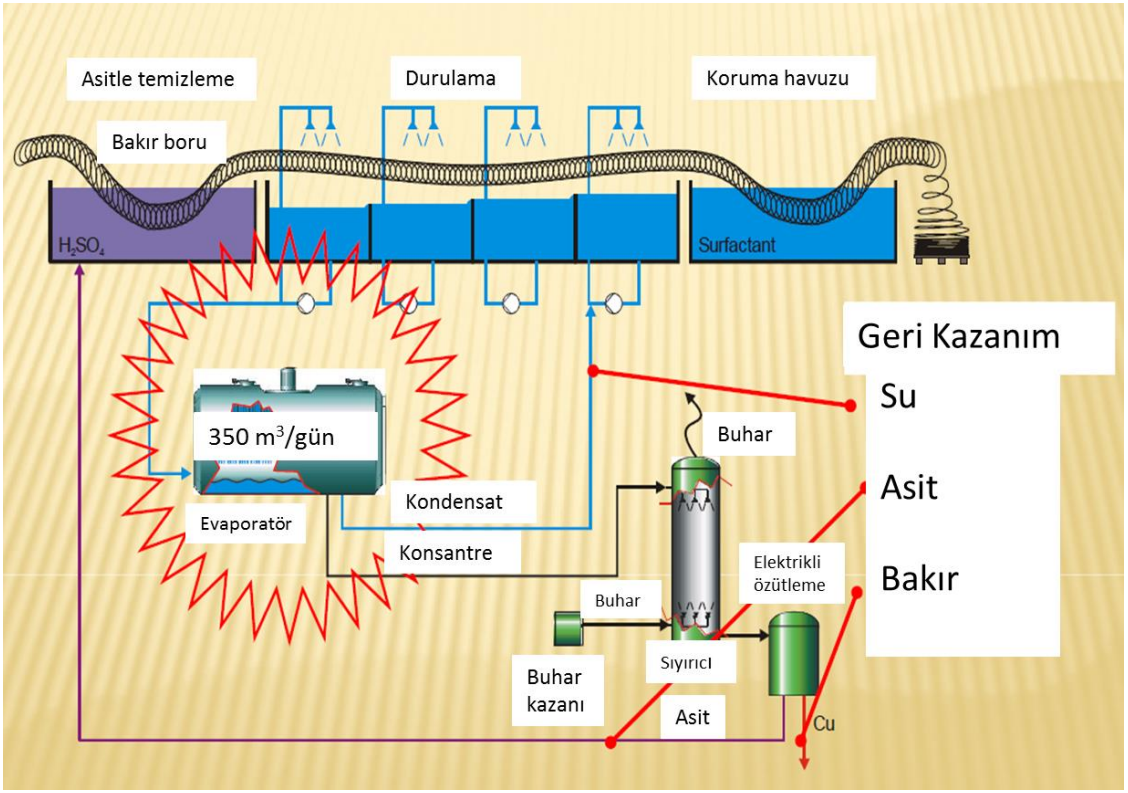
Günümüzde, birçok endüstride artan sayılarda Evaporatör/yoğunlaştırıcı sistemler kullanılmaktadır. Endüstri analistlerine göre, global ölçekte ZLD ekipmanlarının kurulumu için yıllık yapılan yatırım miktarı 100-200 milyon dolar civarındadır. ZLD prosesi, elektrik santralleri için daha çok batı ülkelerinde geliştirilmiştir. Ancak Orta Doğu gibi kuraklık sıkıntısı çeken bölgeler ve yüksek kirliliğe hassas çevrelerde de giderek yayılmaktadır. ZLD prosesi sıfır ya da sıfıra çok yakın sıvı deşarjını temsil etmektedir. ZLD'ye ulaşmak için değişen maliyetler ve proseslerle birçok yol mevcuttur.

ZLD örnek çalışmalarından bazıları:

- Bakır boru üretim endüstrisi, Kanada
- Kâğıt geri dönüşüm tesisi, Sudi Arabistan
- Kâğıt endüstrisi, İsveç
- Çöp sızıntı suyu arıtım tesisi, Finlandiya
- Alüminyum kromat prosesi, Finlandiya
- Tekstil boyama endüstrisi 1, Hindistan
- Tekstil boyama endüstrisi 2, Hindistan
- Şişe yıkama tesis, Hindistan

5.2.5.1. Bakır boru üretim endüstrisi, Kanada

Endüstride sülfürik asit ile bakır boruların yüzey temizleme işlemi gerçekleştirilmektedir. Yüzey temizlemesi yapılan borular su ile yıkanmaktadır. Tesiste elektroliz ile asit ve bakır geri kazanımı yapılmakta ve proseste tekrar kullanılmak üzere geri çevrilmektedir. Tesisteki yıkama suları da evaporatör kullanılarak geri kazanılmaktadır (Ramm-Schmidt, 2014). Sistemin akım şeması Şekil 5.18.'de, tesise ait fotoğraflar ise Şekil 5.19'da gösterilmektedir.



Şekil 5.18. Sisteme ait akım şeması (Ramm-Schmidt, 2014)

2000 yılından beri işletilmekte olan tesisin kapasitesi 350 m^3/gün'dür. Tesis işletme parametreleri ve elde edilen sonuçlar Çizelge 5.12'de verilmiştir. Tesiste su geri kazanım oranı %98 iken enerji tüketimi 12kWh/m^3'tür. Ayrıca Çizelge 5.13'de evaporasyon ünitesinin yararları verilmiştir (Ramm-Schmidt, L. 2014).

Çizelge 5.12. Tesis işletme parametreleri ve sonuçlar (Ramm-Schmidt, 2014)

Parametre	Birim	Besleme	Konsantre	Kondensat
İletkenlik	µS/cm			<100
pH		≈1,5	<1	>3,5
SO_4	mg/L	1.450	69.500	<14
Bakır	mg/L	600	29.400	<3
TÇK	mg/L	2.100	100.000	<50

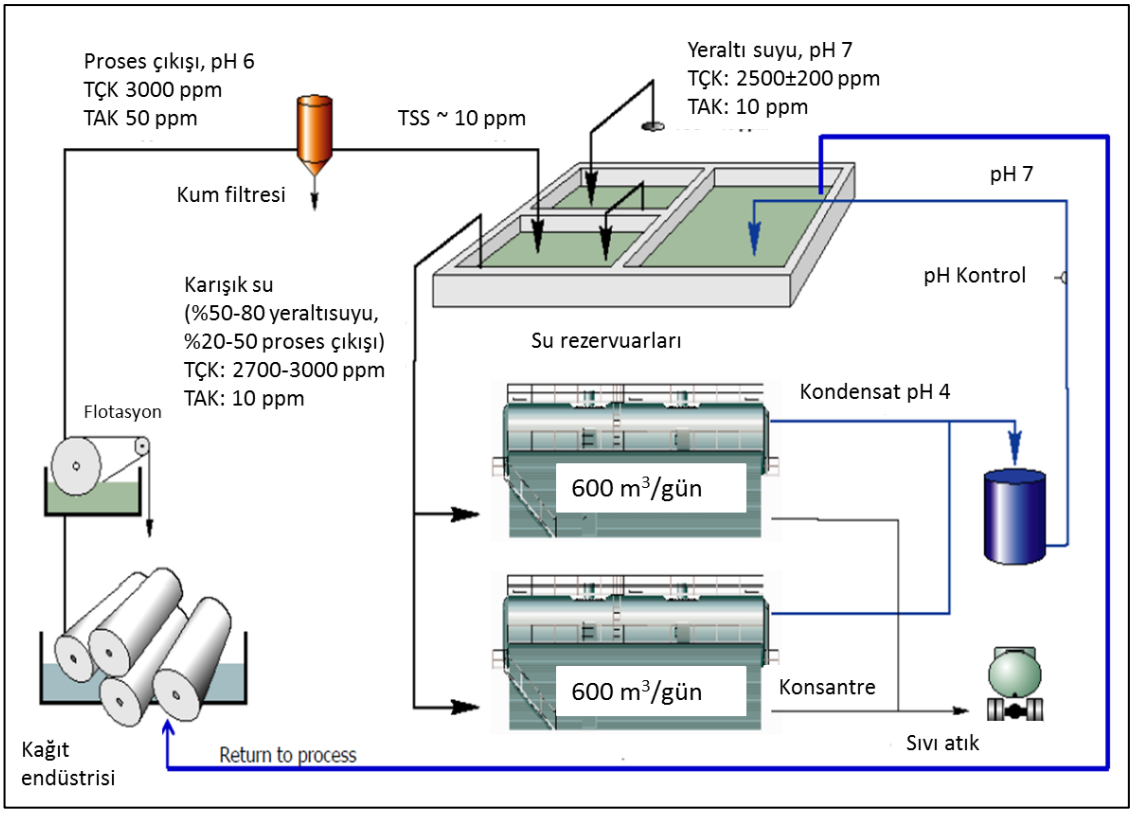
Şekil 5.19. Tesise ait fotoğraflar (Ramm-Schmidt, 2014)

Çizelge 5.13. Evaporasyon ünitesinin yararları (Ramm-Schmidt, 2014)

	Öncesinde	Evaporatör ile
Proses suyu	Yeraltı suyu +RO	Gerek yok
Reaktif bileşenler	Fiziksel-kimyasal arıtma	Gerek yok
Çökeltinin arıtımı	Filtre press	Gerek yok
Konsantre	Dekantör	Gerek yok
Bakır geri kazanımı	İmkansız	Elektroliz
Asit geri kazanımı	İmkansız	Yüzey temizleme banyosunda tekrar kullanım
Proses suyu geri kazanımı	İmkansız	Kondensat (%98)

5.2.5.2. Kâğıt geri dönüşüm endüstrisi su arıtma tesisi, Suudi Arabistan

Tesiste, ham atıksu fiber giderim için flotasyon işlemine tabi tutulmaktadır. Daha sonra flotasyon çıkışı kum filtresine beslenmektedir. Filtrasyon çıkışı su rezervuar havuzlarına alınmakta ve yeraltı suyu ile karıştırılarak evaporatöre beslenmektedir. Evaportörden çıkan kondensat pH kontrolü sonrası proseste tekrar kullanılmak üzere sisteme geri döndürülürken, konsantre kısmı solar kurutma havuzlarına taşınmak üzere kamyona yüklenmektedir. Proses suyuna ilave su olarak alınana yeraltı suyu da evaporasyon sistemi ile yumuşatılmaktadır. Tesis kapasitesi 2x600 m^3/gün, geri kazanım oranı %90 ve m^3 temiz subaşına enerji tüketimi 10 kWh'tir (Ramm-Schmidt, 2014). Sistemin akım şeması Şekil 5.20'de, tesise ait fotoğraflar ise Şekil 5.21'de gösterilmektedir.

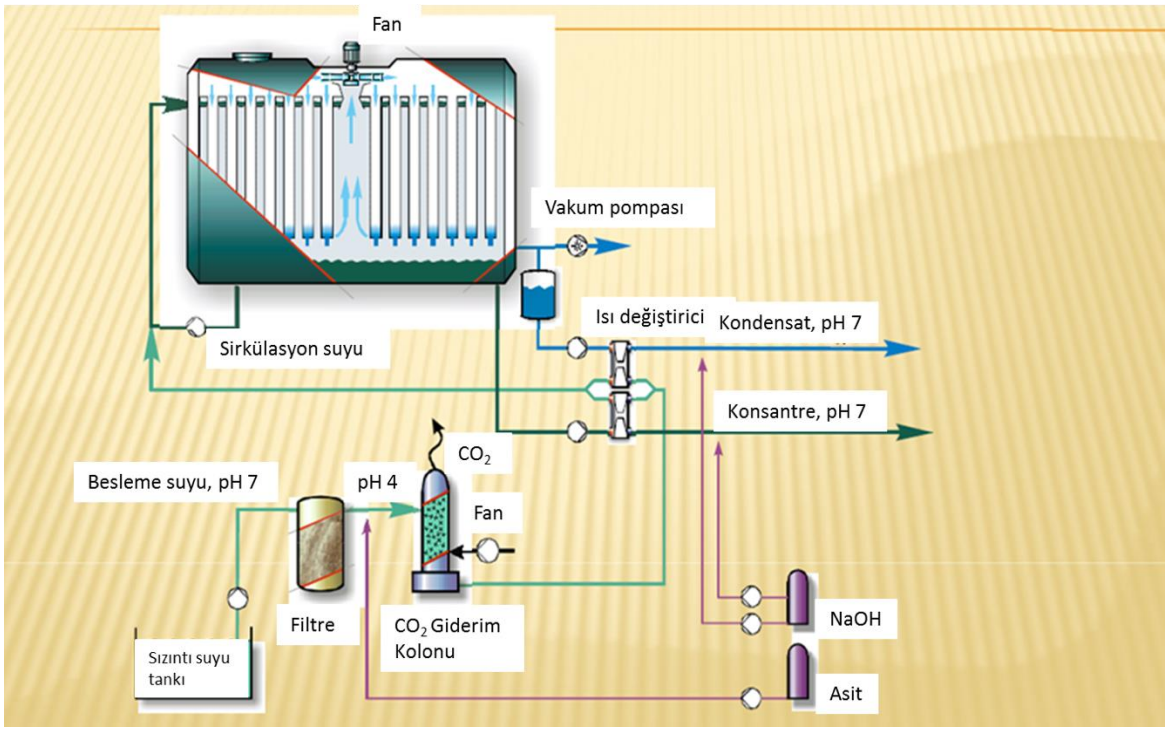


Şekil 5.20. Kâğıt geri dönüşüm endüstrisi su arıtıma tesisi akım şeması (Ramm-Schmidt, 2014)

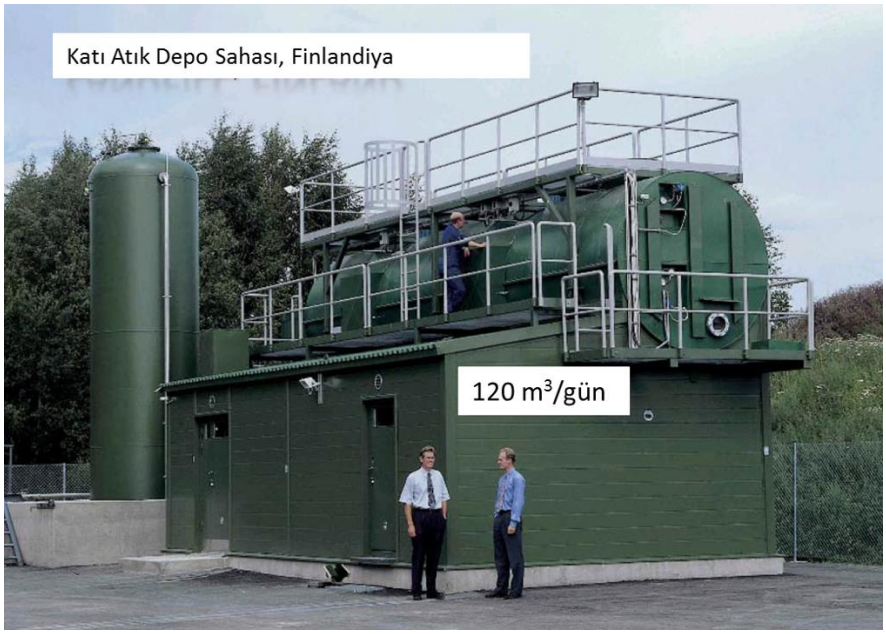
Şekil 5.21. Kâğıt geri dönüşüm endüstrisi su arıtıma tesisine ait fotoğraflar (Ramm-Schmidt, 2014)

5.2.5.3. Çöp sızıntı suyu arıtım tesisi, Finlandiya

Çöp depo sahasından toplanan çöp sızıntı suları pompa vasıtasıyla toplama tankına alınmaktadır. Çöp sızıntı suları öncelikle kum filtresinden geçirilmekte ve daha sonrasında asidifikasyon ile pH 4'e getirilerek CO_2 giderimi yapılmaktadır. CO_2 hava sıyırma ile giderildikten sonra evaporasyona beslenmektedir. Evaporasyon çıkışında kondensat ve konsantre pH 7'ye getirilmekte ve konsantre kısmı pompa vasıtasıyla sahaya geri devrettirilmektedir (Ramm-Schmidt, 2014). Tesis kapasitesi 120 m^3/gün olup, akım şeması Şekil 5.22'de, tesise ait fotoğraflar ise Şekil 5.23'de verilmiştir.



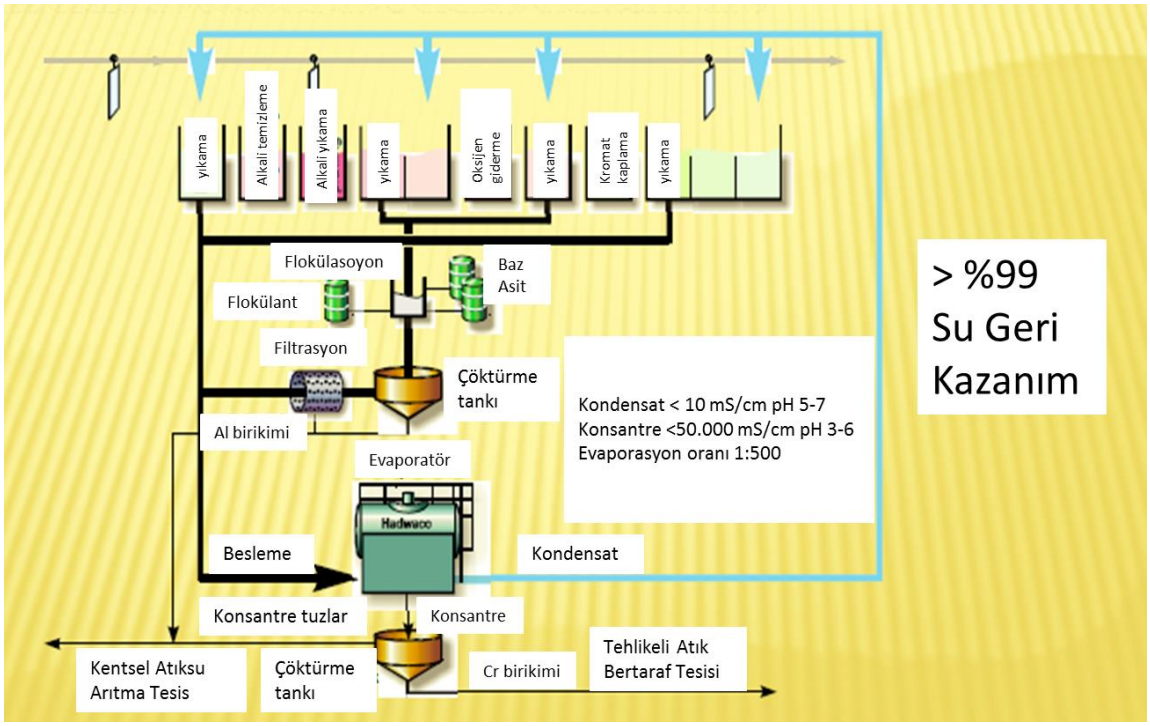
Şekil 5.22. Çöp sızıntı suyu arıtım tesisi akım şeması (Ramm-Schmidt, L. 2014)



Şekil 5.23. Çöp sızıntı suyu arıtım tesisi fotoğrafları (Ramm-Schmidt, 2014)

5.2.5.4. Alüminyum kromat profil prosesi arıtma tesisi, Finlandiya (kapalı su döngüsü konsepti)

Alüminyum profillerin yüzey temizlemesi ve kromatla kaplanması için kullanılan proseste, yıkama, yüzey temizleme ve kromat kaplama banyoları gibi kademelerden oluşan bir proses bulunmaktadır. Bu proses banyolarının kapalı döngü şeklinde sürdürülebilmesi için sıfır sıvı deşarjına yakın bir proses uygulanmaktadır. Bu prosese ait akım şeması Şekil 5.24'de görülmektedir. Yıkama banyolarına uygulanan arıtım sonrası evaporatör sistemi kullanılarak prosesteki suyun %99'u geri kazanılmakta ve aynı banyolarda kullanılmaktadır. Evaporasyon sonrası oluşan Cr içeren konsantre, tehlikeli atık bertaraf tesisine yollanırken, çöktürme tanklarından gelen konsantre tuzlar evsel atıksu arıtma tesisine gönderilmektedir (Ramm-Schmidt, 2014).



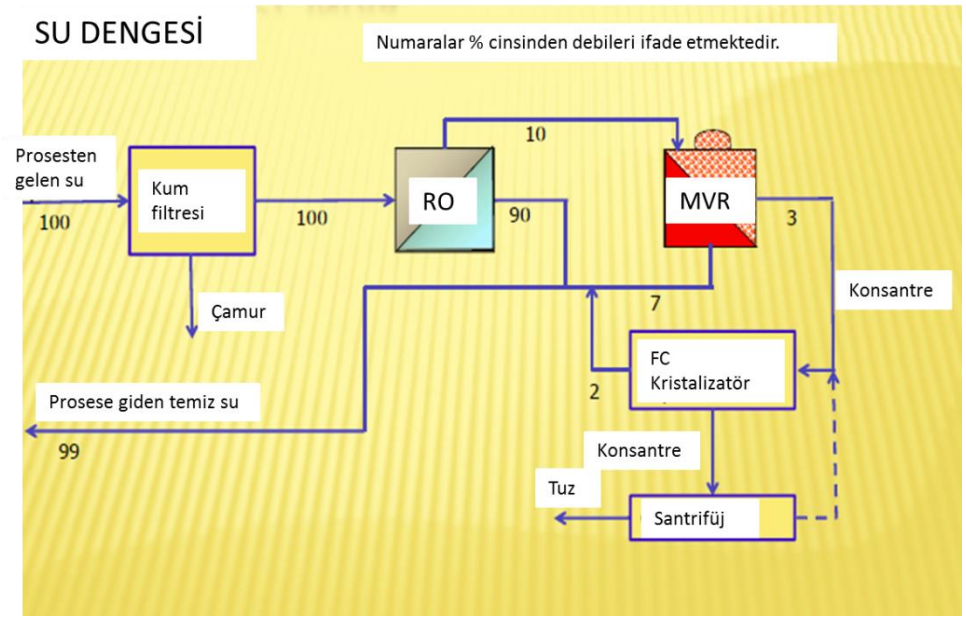
Şekil 5.24. Alüminyum profil üretim tesisinin ZLD yaklaşımlı arıtma sistemi akım şeması (Ramm-Schmidt, 2014)

5.2.5.5. Arvind santej tekstil boyama tesisi, Hindistan (kapalı su döngüsü konsepti)

Tekstil boyama tesisi ağartma, nötralizasyon, yıkama, birincil çöktürme, ikincil çöktürme, flokülatör, sabitleme ve yumuşatma prosedürlerini gerçekleştirmektedir. Tesisten gelen atıksu önce askıda katı maddeleri tutmak için kum filtresinden geçirilmektedir. Daha sonra RO membranına beslenen atıksuyun RO membran konsantresi evaporatöre beslenmektedir. Evaporatör konsantresi ise kristalizatöre beslenmektedir. Kristalizatör konsantresinden ise santrifüj sonrası tuz geri kazanımı yapılmaktadır. RO süzüntüsü ile %90, evaporatör prosesi ile de %70 geri kazanım gerçekleştirilmektedir. Tesise ait akım şeması Şekil 5.25'de, kristalizatöre ait fotoğraflar Şekil 5.26'da tesiste takip edilen parametreler ise Çizelge 5.14'de gösterilmektedir. Tesis 2001 yılından beri işletilmekte olup tesis kapasitesi 600 m^3/gün'dür (Ramm-Schmidt, 2014).

Çizelge 5.14. Arvind Santej Tekstil boyama tesisi sistem performans parametrelerinin analiz sonuçları (Ramm-Schmidt, 2014)

Parametre	Birim	RO besleme	Evaporatör besleme	Kondensat	Konsantre
pH		6-10	6-7	6-7	7-7,5
Sıcaklık	°C	35-45	35-45	45-55	50-55
TÇK	mg/L	3.000-4.000	30.000-40.000	<150	90.000-120.000
BOİ	mg/L	300-500			
KOİ	mg/L	1.000-1.500			
Toplam sertlik	mg/L		500		

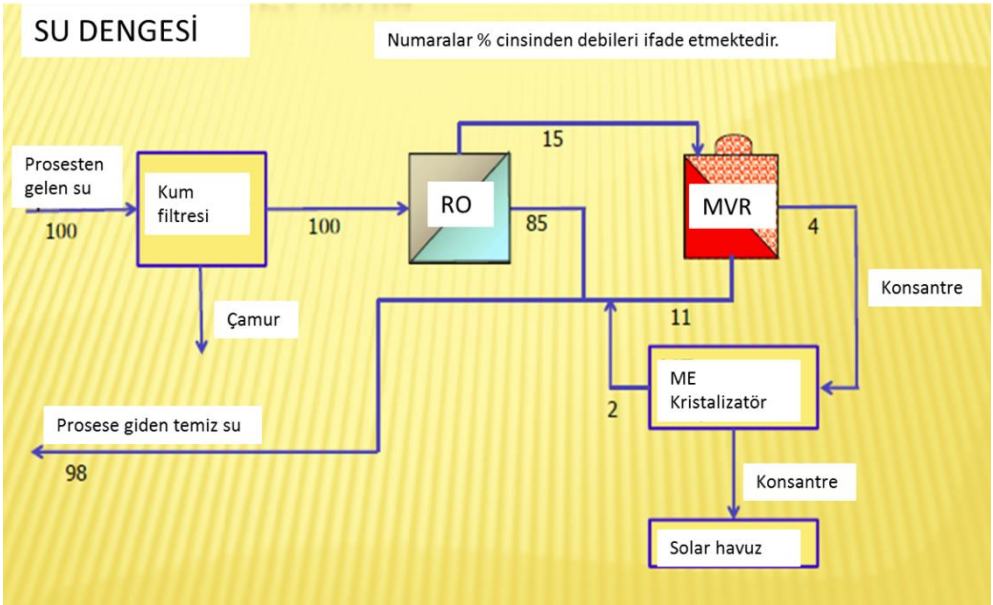


Şekil 5.25. Tekstil boyama tesisi atıksu geri kazanım prosesi akım şeması (Ramm-Schmidt, 2014)

Şekil 5.26. Tesiste kurulu yoğunlaştırıcı/kristalizatör (Ramm-Schmidt, 2014)

5.2.5.6. Bombay Rayon Tekstil boyama tesisi, Hindistan (kapalı su döngüsü konsepti)

Tekstil boyama tesisi ağartma, nötralizasyon, yıkama, boyama, asit yıkama, yıkama, sabunlama, sıcak yıkama sabitleme ve yumuşatma prosedürlerini gerçekleştirmektedir. Prosesten gelen atıksu öncelikle askıda katı maddelerden kurtulmak için kum filtresinden geçirilmektedir. Daha sonra RO membran sistemine beslenen atısku ile %85 su geri kazanımı yapılmaktadır. RO membran konsantresi ise MVR evaporatöre beslenmekte ve bu proses ile de %75 su geri kazanımı yapılmaktadır. MVR evaporatör sisteminin konsantresi de ME evaporatöre beslenmektedir ve ME evaporatör konsantresi solar havuzda bertaraf edilmektedir. Sistemin proseste tekrar kullanılmak üzere gerçekleştirdiği toplam su geri kazanımı oranı %98'e ulaşmaktadır. Sisteme ait akım şeması Şekil 5.27'de numunelerin ve evaporatörlerin fotoğrafları da Şekil 2.28'de gösterilmiştir. Tesis 2006 yılından beri işletilmekte olup toplam kapasitesi 1.500 m^3/gün'dür (Ramm-Schmidt, 2014). Sistem performans parametrelerinin analiz sonuçları da Çizelge 5.15'de verilmiştir.



Şekil 5.27. Su geri kazanım tesisi akım şeması ve su dengesi (Ramm-Schmidt, 2014)

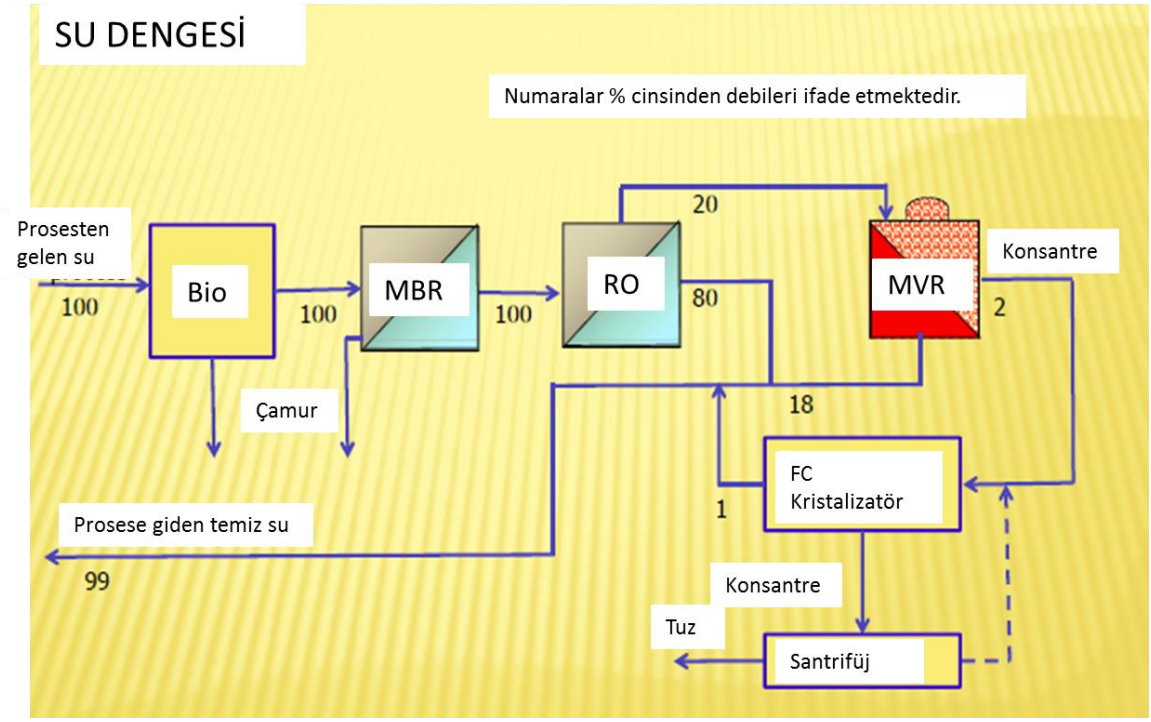
Şekil 5.28. Evaparotör ve giriş-çıkış-konsantre numunelerin fotoğrafları (Ramm-Schmidt, 2014)

Çizelge 5.15. Bombay Rayon Tekstil boyama tesisi sistem performans parametrelerinin analiz sonuçları (Ramm-Schmidt, 2014)

Parametre	Birim	RO besleme	Evaporatör besleme	Kondensat	Konsantre
pH		6-10	6-7	6-7	7-7,5
Sıcaklık	°C	35-45	35-45	45-55	50-55
TÇK	mg/L	3.000-4.000	25.000-30.000	<125	100.000-120.000
BOİ	mg/L	300-500			
KOİ	mg/L	1.000-1.500			
Toplam sertlik	mg/L		200		

5.2.5.7. Hindistan Coca Cola şişe yıkama tesisi, Hindistan (kapalı su döngüsü konsepti)

Tesiste şişe yıkama amacıyla birkaç kademeden oluşan prosesler uygulanmaktadır. Prosesten gelen atıksular farklı arıtma proseslerinin peş peşe uygulanması yoluyla su geri kazanımına tabi tutulmaktadır. Sistem ait akım şeması Şekil 5.29'da verilmiştir.



Şekil 5.29. Hindistan Coca Cola Şişe Yıkama Tesisi atıksu arıtma tesis akım şeması ve su balansı

Atıksu arıtma tesisi ilk kademe olarak anaerobik biyolojik arıtma, çöktürme ve çamur arıtım kısmından oluşmaktadır. Anaerobik arıtmadan çıkan su MBR sistemine beslenmektedir. MBR çıkısı su RO membranı ile filtrasyona tabi tutulmaktadır ve RO süzüntüsü proseste kullanılmak üzere sisteme geri devrettirilirken RO konsantresi MVR evaporatöre beslenmektedir. Evaporatör sistemine ait analiz sonuçları Çizelge 5.16'da özetlenmiştir. Evaporatör konsantresi de kristalizatöre beslenerek tuz geri kazanımı yapılmaktadır. 2012 yılından beri işletilen tesisin kapasitesi 150 m^3/gün'dür. Evaporatörün geri kazanım oranı %90 iken sistemin toplam su geri kazanım oranı %99'dur (Ramm-Schmidt, 2014).

Çizelge 5.16. Evaporatör sistem parametreleri (Ramm-Schmidt, 2014)

Parametre	Birim	Evaporatör besleme	Kondensat	Konsantre
pH		6,5-7	6-7,5	7-7,5
Sıcaklık	°C	35-45	50-55	50-55
TÇK	mg/L	10.000-12.000	<150	100.000-120.000
BOİ	mg/L			
KOİ	mg/L			
Toplam sertlik	mg/L	200		

5.3. Konsantre Bertaraf Uygulama Örnekleri

5.3.1. Western Corridor su geri kazanım projesi (Avusturalya, Brisbane)

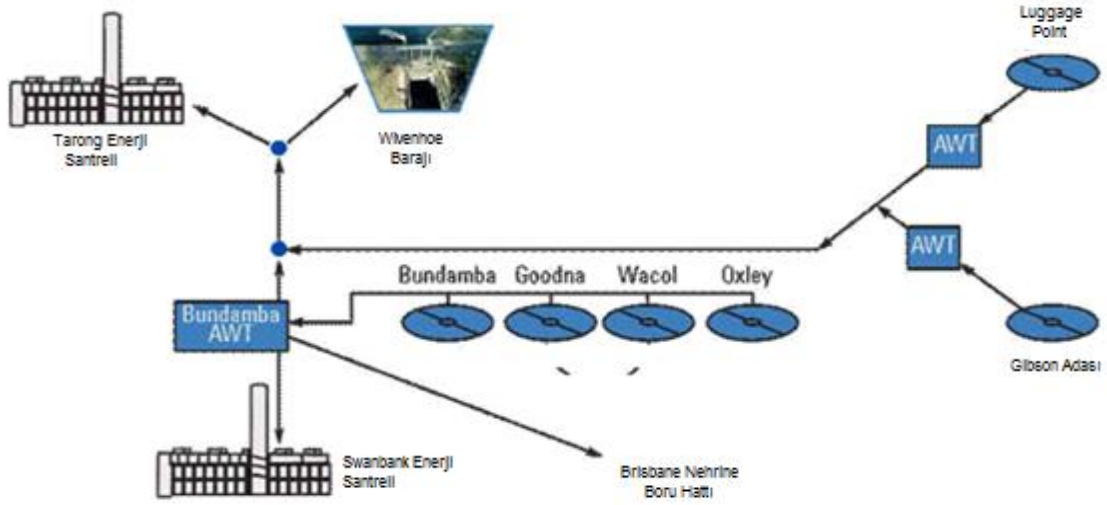
Avustralya genelinde ciddi bir su sıkıntısının yaşanması eyalet hükümetlerinin bölgelerinde su kaynaklarını temin etmek için yeni stratejiler geliştirmelerini sağlamıştır. Queesnsland büyük bir şehir olan Brisbane'yi de içeren Avustralya'nın doğu yakasında bulunan bir eyalettir. Eyalet hükümeti ve bölgesel yetkililer, bölgedeki artan su sıkıntısı nedeniyle çeşitli programlar uygulamaktadırlar. Queensland'daki mevcut su sıkıntısının arkasında iki neden vardır: (1) devam eden kuraklık ve (2) bölge nüfusundaki dramatik artış. Brisbane ve çevresi için içme suyunun yaklaşık %70'i Mt. Crosby Su Arıtma Tesisi'nden (WTP) elde edilmektedir. Mt. Crosby Su Arıtma Tesisi'nin su alım yeri Brisbane nehridir ve nehir Wivenhoe Barajı'ndan çıkan su ile beslenmektedir. Wivenhoe Barajı, tüm zamanların en düşük seviyesi olan %15'e kadar düşmüştür. Havzadaki son yağış, su seviyesinde yaklaşık %25'lik bir artışa neden olmuş ancak bu artış bile geçmişteki su seviyelerinin üstüne çıkmasını başaramamıştır.

Queensland'ın en önemli projelerinden biri olan Western Corridor Su Geri Kazanım Projesi'nin (WCRWP) temel amacı endüstri kullanıcılarının temiz su taleplerinin azaltılmasıdır. Bu amaçla, projede kentsel atıksulardan geri kazanılmış suların yeniden kullanımının sağlanması ve kaynak suyunun beslenmesi amaçlanmıştır. Proje kapsamında geri kazanılan suyun bölgedeki iki enerji santralinde soğutma suyu olarak kullanılması hedeflenmiştir. Böylece soğutma suyu olarak içilebilir temiz suların kullanımı sınırlandırılmış olacaktır. Bu proje kapsamında ayrıca rezervuarın yeniden beslenmesi ve sulama için geri kazanılmış suların kullanımı hedeflenmiştir.

WCRWP, güney yarımküredeki en büyük ve dünyadaki üçüncü en büyük su geri kazanım projesidir. Proje kapsamında 3 yeni ileri su arıtma tesisi (AWTP) kurulmuştur. Bu AWTP'ler için ayrıntılı bilgi Çizelge 5.17'de verilmektedir. Bunların dışında proje kapsamında altı atıksu arıtma tesisinden gelen atıksular geri kazanılmıştır. İleri arıtma tesisi sonunda temiz çıkış suyu 200 km uzunluğunda boru ağıyla kullanıcılara dağıtılmaktadır (Şekil 5.30). Projenin başlangıç safhası olan Bundamba-A AWTP, Ağustos 2007'de işletime alınmıştır. Bu tesis, 10 aylık bir periyotta tasarlanmış, inşa edilmiş ve faaliyete geçmiştir. Projenin ikinci aşamasında ise Bundamba-B 2008'in ortalarında işletime alınmıştır.

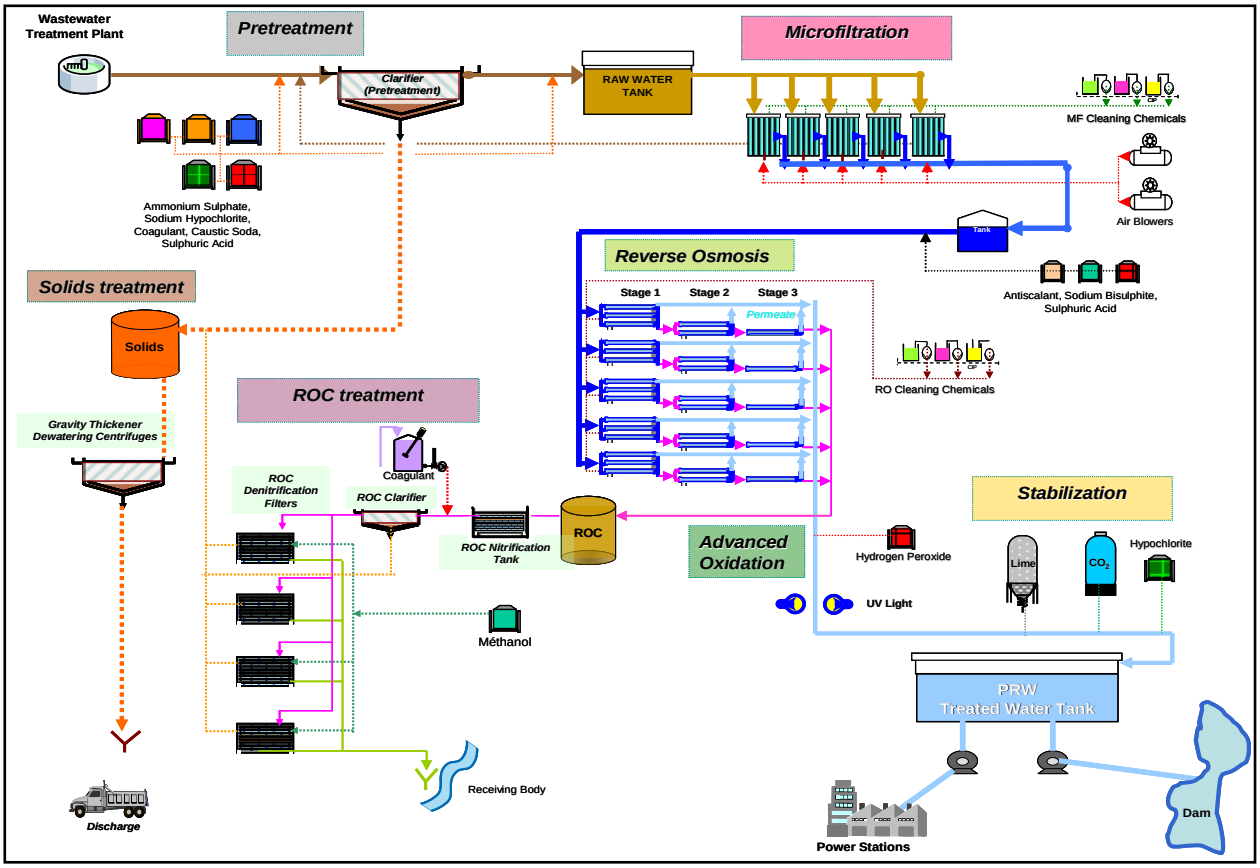
Çizelge 5.17. Proje kapsamında inşa edilen AWTP'ler için ayrıntılı bilgiler

AWTP	Bundamba Aşama 1A	Bundamba Final	Gibson Island Aşama 1A	Gibson Island Aşama 1A	Luggage Point
Kapasite ML/gün (m^3/gün)	20 (20.062)	60 (60.566)	50 (49.967)	100 (99.934)	70 (70.030)
Proje Başlangıcı	Eylül 2006	Kasım 2006	Kasım 2006	Ocak 2008	Kasım 2006
Tesis Çalışma Tarihi	Ağustos 2007	Temmuz 2008	Aralık 2008	2009 Başı	Aralık 2008
RO Membran	Koch Memran Sistemleri		Ge Water		Doosan Hydro
MF-UF Önarıtım	Simens Memcor		Simens Memcor		Pall
İş Ortağı	Black&Veatch, Theiss		MWH, Burns&Roe Worley, United Group, Baulderstone		CH2M Hill LaingO'Rouke
Çalışma Ekibi	Veolia Su, Seperations Process Inc (SPI)				



Şekil 5.30. Batı Koridoru Su Geri Kazanım Projesi (WCRWP) şeması

Bundamba AWTP, dört atıksu arıtma tesisinden (Bundamba WWTP, Goodna WWTP, Wacol WWTP ve Oxley WWTP) gelen ikincil arıtma çıkış sularını arıtacaktır. Her bir atıksu arıtma tesisi farklı konfigurasyonlara sahip olup çıkış suyu kalitesi de değişkenlik göstermektedir. Bu dört tesisten çıkan sular birleşerek Bundamba AWTP'ne gelmektedir. Bundamba-A için tanımlanan akım diyagramı Şekil 5.31'de verilmiştir.



Şekil 5.31. Bundamba proses akım şeması

Bu projede ayrıca RO konsantrelerinin (TOK) arıtılması da hedeflenmiştir. Arıtılmış RO konsantresi Brisbane Nehri'ne deşarj edilecek olup Brisbane Nehri deşarj boru hattı devreye girene kadar Bremer Nehri'ne deşarj edilmesi kararlaştırılmıştır.

RO konsantre arıtım sistemi, mevcut dört atıksu arıtma tesisinden gelen ve Brisbane Nehri'ne deşarj edilen azot ve fosfor miktarını azaltmak için geliştirilmiştir. Bu işlem için makul ve uygun maliyetli arıtma teknolojileri kullanılmıştır. Arıtılmış RO konsantresi için belirlenen deşarj limitleri Çizelge 5.18'de gösterilmektedir.

RO konsantresinden besin maddelerini gidermek için geliştirilen ve tasarlanan arıtma stratejisi çeşitli prosesleri içermektedir. Bir dengeleme tankı, fosfor giderimi için kimyasal/fiziksel arıtım öncesi TOK'un dengelenmesini sağlayacaktır. Deklorinasyon için bisülfit, alkalinite ve pH kontrolü için kostik ve son olarak fosforun koagülasyon ve kimyasal çöktürülmesi için ferrik klorür ve polimer eklenir. Denitrifikasyon filtreleri ile nitrat giderimi sağlanacaktır. Burada karbon kaynağı olarak metanol kullanılmaktadır.

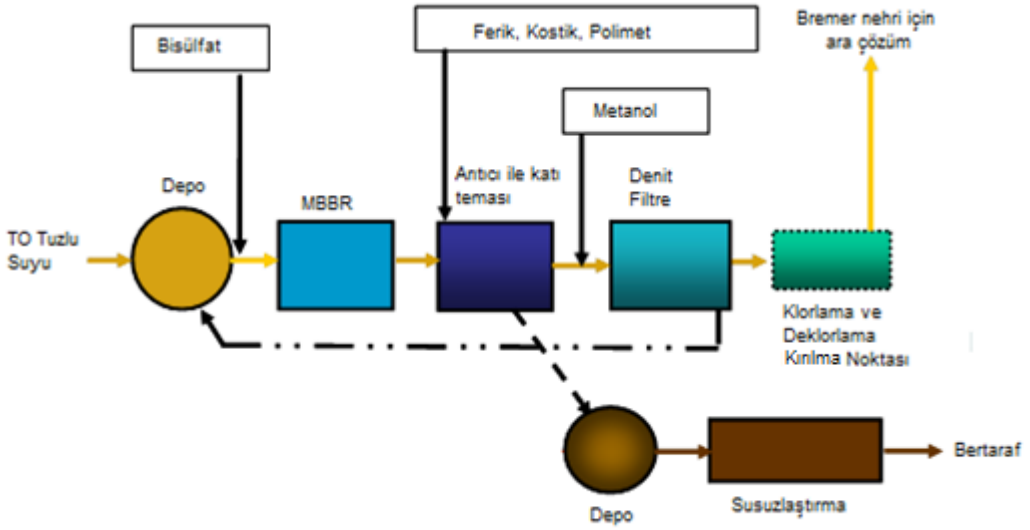
Çizelge 5.18. Ters Osmoz Konsantre Deşarj Limitleri (bu değerler alıcı ortam bazlı proje spesifik verilerdir)

Parametre	Su Kalite Standartı	
	Giriş İzni	**Revize Edilen İzin**
Toplam Azot, mg/L Uzun Dönem 50th percentile Kısa Dönem 50th percentile Günlük Maksimum	 - - -	 45 30 90
Nitrat, mg/L (50th percentile)	1	-
Amonyak, mg/L (Günlük Maks.)	-	0,90
Toplam Fosfor, mg/L (50th percentile)	4	4
Toplam Askıda Katı, AKM, mg/L (50th percentile)	10	10

Ayrıca TOK için hareketli yataklı biyoreaktörler (MBBR), dalgıç havalandırmalı filtreler (SAF), zeolit adsorpsiyonu ve kırılma noktası klorlaması da dahil olmak üzere amonyak giderimi için bir dizi arıtım teknolojisi düşünülmüştür. MBBR ve SAF teknolojileri, nitrifikasyonun gerçekleşebildiği kanıtlanmış biyolojik proseslerdendir. Herhangi bir biyolojik proseste olduğu gibi bu teknolojiler de oldukça hassastır.

Kırılma noktası klorlaması, proses güvenilirliği açısından tercih edilen bir teknolojidir. Ancak bu alternatif, yüksek kimyasal maliyeti ve dezenfeksiyon yan ürünleri oluşumu nedeniyle birtakım dezavantajlara sahiptir. Doğal zeolitler Avustralya'da kolayca çıkarıldığından, zeolit adsorpsiyonu bu uygulama için bir seçenek olarak düşünülmüştür. Ancak zeolit adsorpsiyonu ile ilgili bir dizi soru işareti vardır. Bunlar; yüksek tuzluluğun zeolit adsorpsiyon kapasitesi üzerine etkileri, rejenerasyon gereksinimleri ve atık zeolitin gübre olarak kullanılmasına yönelik potansiyel pazar üzerindeki etkileridir.

Kırılma noktası klorlaması başlangıç çözümü olarak seçilmiştir. Ancak uzun vadeli çözüm, bir MBBR ünitesinin uygulanmasıdır. Amonyak giderme işlemini içeren revize edilmiş RO konsantre arıtım stratejisi Şekil 5.32'de gösterilmektedir.



Şekil 5.32. RO konsantre artım stratejisi

Bundamba AWTP'nin 1A fazından çıkan su, 27 Ağustos 2007'de Swanbank Enerji Santraline verilmiştir. Şu anda Bundamba AWTP'den deşarj edilen suyun tamamı Swanbank Enerji Santrali tarafından kullanılmaktadır. Wivenhoe Barajı için boru hattının şu anda mevcut olmaması aynı zamanda bir sınırlayıcı etkendir. Daha önce belirtildiği gibi, TOK Bremer Nehri'ne deşarj edilmektedir, çünkü Brisbane Nehri boru hattı tamamlanmamıştır. Bundamba AWTP ürün suyu ve TOK için hedef değerleri ve performans değerlerinin özeti Çizelge 5.19'da verilmiştir.

Çizelge 5.19. Bundamba AWTP Su Kalitesi, Eylül 2007 - Şubat 2008

Parametre	Ürün Suyu		TOK	
	Hedef Değer	Performans	Hedef Değer	Performans
Total Azot, mg/L (50^{th} percentile)	0,81	0,46	30	23
Amonyak, mg/L (Daily Max)	-	0,09	0,9	0,97[1]
Nitrat, mg/L (50^{th} percentile)	-	0,21	-	12,7[1]
Total Fosfor, mg/L (50^{th} percentile)	0,13	0,02	21	9,4
AKM, mg/L (50^{th} percentile)	-	-	20	0
BOİ, mg/L (50^{th} percentile)	-	-	10	8
Nanokirletici, ng/L NDMA, Estron (E1) 17-Beta Estradiol (E2) Nonilfenol (NP)	 10 3 1 7	 <5[2] <5[2] <5[2] <13.5[3]	-	-

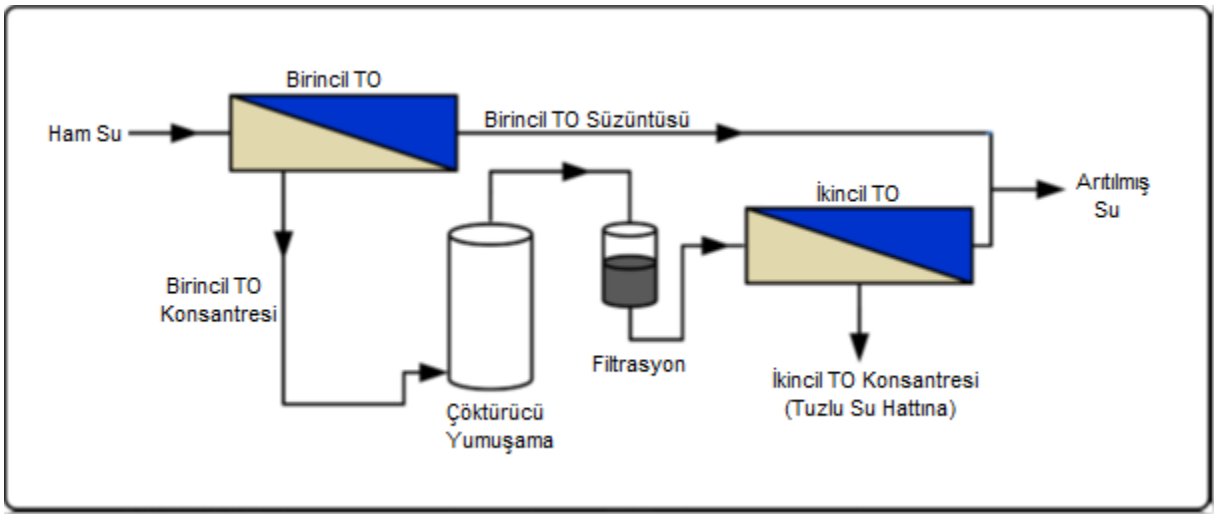
Brisbane/Avustralya'da öngörülen su sıkıntısı, önümüzdeki 16 ay içinde mevcut su kaynaklarının tükeneceğini göstermektedir. Western Corridor Su Geri Kazanım Projesi Queensland Eyalet Hükümeti tarafından Brisbane Şehri'ndeki su ihtiyacını karşılamak için atılan ilerici ve yenilikçi

bir adımdır. Proje, atıksu arıtma tesislerinden temin edilebilen sudan yararlanmak ve içme suyu arzında su taleplerini dengelemek için bütüncül bir yaklaşım benimsemektedir. Uzun vadeli hedefler, arıtılmış suyun Wivenhoe Barajı'na verilmesiyle kaynak suyunun yenilenmesi için olanakları içermektedir (Wallis-Lage, vd., 2008).

5.3.2. Chıno II RO konsantre arıtım ve geri kazanım projesi

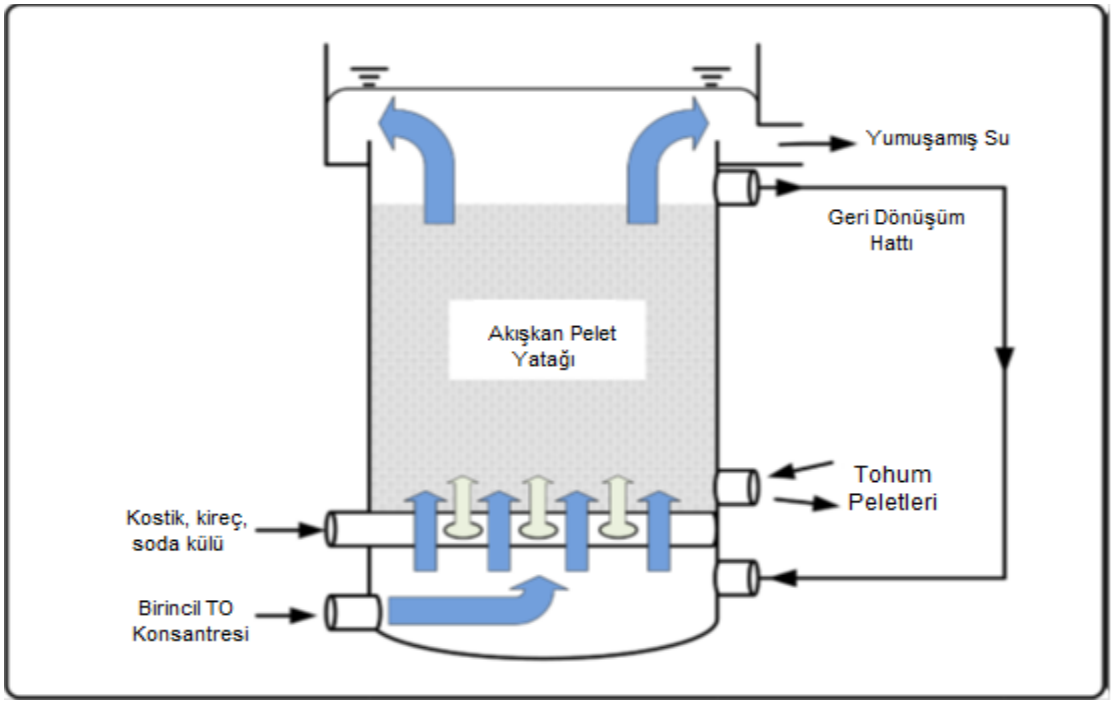
Chino II Desalter, Jurupa Vadisi California'da bulunan bir yer altı suyu arıtma tesisidir. Bu tesis bir iyon değiştirici (IX) ve günde 77.600 m^3/gün arıtma kapasitesi olan ters osmoz (RO) prosesinin birleşiminden meydana gelmektedir. Tesis, Chino Havzası Desalter Kurumu (CDA) (Şekil 5.33) tarafından yönetilen ve işletilen iki tesisten biridir. Hem IX hem de RO arıtım dizileri, yüksek nitrat konsantrasyonlarına sahip sekiz kuyudan alınan tuzlu yeraltı suyunun arıtımında kullanılır. Chino II RO tesisi arıtma kapasitesinde 24.600 m^3/gün'lük bir genişletme yapılmıştır. Ancak tuzlu konsantre su bertarafının yüksek maliyetlerinden dolayı CDA, bertaraf maliyetlerini azaltmak ve süzüntü miktarını arttırmak için RO sisteminin verimliliğini arttıracak araçları değerlendirmektedir. RO proses verimliliği, genellikle konsantrasyon faktörü ile sınırlıdır. Bu kosantrasyon faktörü ham suda bulunan spesifik minerallerin membran konsantresi tarafında çökelmeye başlamasından kaynaklanır. Chino II RO tesisi geri kazanım oranı yaklaşık %82'dir. Geriye kalan %18, RO konsantresi olarak Inland Empire Tuzlu Konsantre Su Hattına (IEBL) deşarj edilir. Değerlendirilen konsantre azaltma stratejisi, RO konsantresinden gelen kirleticileri (özellikle silika ve kalsiyum) uzaklaştırmak için yumuşatmanın kullanımını kapsar. Ardından yumuşatılmış su ikincil bir RO'dan (STO) geçirilir ve birincil RO süzüntüsüyle harmanlanır. RO konsantre arıtımı akım şeması Şekil5.34'de gösterilmektedir. STO konsantresi IEBL'ye deşarj edilir. Bu sistem ile toplam su geri kazanımı %95'e kadar yükselecektir. Böylece süzüntü suyu üretimi artarken IEBL'ye deşarj edilen konsantre hacmi de büyük ölçüde azalacaktır.

Şekil 5.33. Chino Havzası Desalter Kurumu (Paxton, 2014)



Şekil 5.34. Yumuşatma ve ikincil RO kullanılarak konsantre azaltma stratejisi

Birincil RO konsantresinin arıtımı için düşünülen yumuşatma teknolojisi, pellet yumuşatma prosesidir. Pellet yumuşatma prosesi, reaktörün altında granüler bir materyal eklenmiş yukarı akışlı bir reaktörden oluşmaktadır. Bu reaktör, üzerine kalsiyum karbonat ($CaCO_3$), silika (SiO_2) ve diğer minerallerin çökelebildiği bir çekirdek yapı gibi hareket etmektedir. Şekil 5.35, yukarı akışlı pellet yumuşatma prosesinin şematik diyagramıdır. pH'yı arttırmak ve çöktürmeyi desteklemek için besleme suyuna soda külü (Na_2CO_3) içeren veya içermeyen kostik soda (NaOH) ve/veya kireç ($Ca(OH)_2$) ilave edilir.



Şekil 5.35. Pellet yumuşatma prosesi akım şeması

Konsantre arıtım ve geri kazanım tesisinin tasarımından önce pilot ölçekli test Mart 2011 ile Mart 2012 arasında Chino II Desalter tesislerinde gerçekleştirilmiştir.

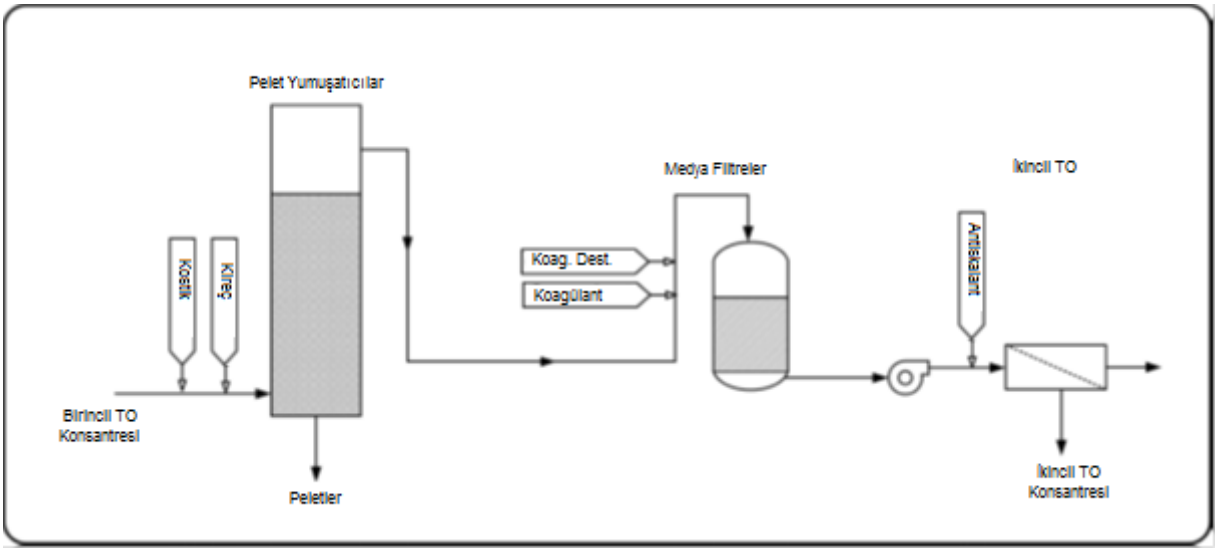
Pilot ölçekli test projesinin hedefleri şunlardır:

1. Planlanan arıtım prosesi dizisinin, arıtılmış su hedeflerine ulaşıp ulaşamayacağını veya bunun için değişiklikler yapılması gerekip gerekmediğini belirlemek.

2. Tam ölçekli tesis için tasarım ve işletme verilerini geliştirmek
3. Chino II Desalter'de konsantre arıtım tesisinin uygulanmasına ilişkin yatırım, işletme ve bakım (O & M) maliyetlerini belirlemek veya revize etmek.

Pilot çalışma iki aşamalı olarak gerçekleştirilmiştir. 1. Aşama, Haziran ile Kasım 2011 arasında gerçekleştirilmiştir. 1. Aşamada, başlangıçta planlanan yumuşatma-filtrasyon-STO arıtım dizisi değerlendirilmiştir. Bu arıtım dizisi, su kalitesi ve operasyonel hedefleri karşılamayı başaramamıştır. Bunun sebebi pellet yumuşatma prosesinden kaynaklanan bulanıklığı gidermek için filtrasyon işleminin başarısızlığından kaynaklanmaktadır. Pilot çalışma daha sonra, 2. Aşama etkinlikleri eklenerek Ocak-Mart 2012 arasında yenilenmiştir. 2. Aşamada arıtım dizisi, yumuşatma ve filtrasyon işlemleri arasında bir durulama adımı içerecek şekilde değiştirilmiştir. 2. Aşama, yumuşatma, tezgahüstü ölçekli durulama ve filtrasyon ile birlikte gerçekleştirilmiştir.

1. Aşama testleri, Haziran 2011'in başında pellet yumuşatıcının, tam ölçekli Chino II Desalter tesislerinden gelen birincil RO konsantresini kullanmasıyla başlamıştır. Şekil 5.36, 1. Aşama arıtma dizisinin akım şemasını göstermektedir. Bu arıtma dizisi pellet yumuşatma, medya filtrasyonu ve ikincil RO içermektedir.

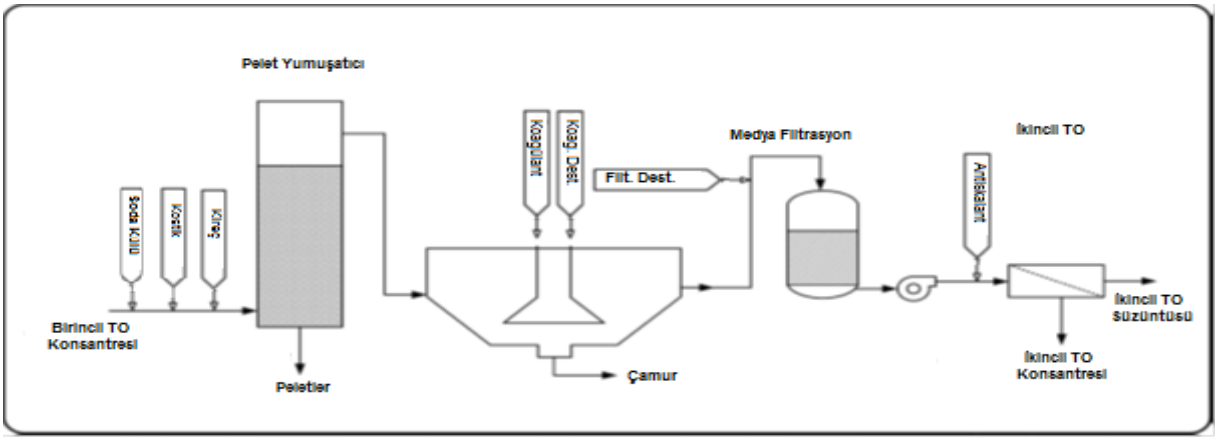


Şekil 5.36. 1. Aşama pilot tesis akım şeması

Pilot ölçekli pellet yumuşatıcı, kostik soda/kireç kombinasyonu ve sadece kostik soda kullanılarak çalıştırılmıştır. Medya filtrasyonu, STO için istenilen su kalitesini ve su üretimini karşılayamadığından medya filtrasyon prosesi ultrafiltrasyon (UF) membranlar ile değiştirilmiştir. Ancak UF pilot sisteminin kapsamlı testi sonucunda, UF sisteminin de istenilen su kalite hedeflerini karşılayamadığı görülmüştür.

Yumuşatma prosesinin birincil hedefi, STO prosesi boyunca yaklaşık %66 oranında su geri kazanımı sağlamak için birincil RO konsantresindeki kalsiyum ve silika konsantrasyonunu azaltmaktır. STO prosesinin yüksek bir pH'da (9,5) çalışmasıyla, proses boyunca %66'lık bir geri kazanım sağlanmıştır. Bunun için STO prosesi giriş suyundaki silika konsantrasyonunun 80 mg/L'yi aşmaması gereklidir. Bu nedenle pellet yumuşatma ve filtrasyon arıtma proses dizisinin, silika konsantrasyonunu 180 mg/L'den 80 mg/L'nin altına indirmesi gerekir. Aynı zamanda, kalsiyumun birincil RO konsantresinden uzaklaştırılması gerekmektedir. Bunun amacı STO 'nun, kalsiyum karbonat çökeltisinden etkilenmeksizin 9,5 veya daha yüksek bir pH değerinde çalışabilmesini sağlamaktır.

Sonuç olarak 1. Aşama arıtım dizileri su kalitesini ve performans hedeflerini karşılayamamıştır. Bunun nedeni, silika konsantrasyonunun <80 mg/L olması için pellet yumuşatıcılarının 11-12 arasında bir pH'da çalıştırılması gerekmektedir. Bu pH aralığında, pellet yumuşatıcıların çıkış suyu >200 NTU bulanıklık içermiştir ve bu da filtrasyon prosesi ile yeterince giderilememiştir. Bu nedenle 2. aşamada, suyun filtrasyona tabi tutulmasından önce süspansiyon halindeki kirleticilerin büyük bir kısmını uzaklaştırmak için yumuşatma ve filtrasyon prosesleri arasına bir durulama prosesinin eklenmesine odaklanılmıştır. Modifiye edilmiş arıtım dizisinin şematik diyagramı Şelkil 5.37'de gösterilmektedir.



Şekil 5.37. Modifiye Edilmiş Arıtım Dizisinin Akım Diyagramı

2. Aşama, durulama tasarımı için gerekli bilgilerin elde edilmesinde tezgahüstü ve pilot ölçekli testlerin her ikisini de içermektedir. 2. Aşama'daki pilot ölçekte çalıştırılan tek proses, pellet yumuşatıcısıdır. Bu pellet yumuşatıcı, tezgahüstü ölçekli testler için yumuşatılmış su toplamayı amaçlar. STO prosesi 2. Aşama'da pilot olarak denenmiştir (Chino Desalter Basin, 2012).

5.3.3. Deniz suyu konsantre yönetim uygulamaları

5.3.3.1. Colorado (ABD)

Colorado'nun kuzeyi eyaletin en kalabalık bölgesidir ve Denver, Aurora, Boulder ve Fort Collins gibi büyük şehirleri içerir. Tarihten bu yana, dağdan akan erimiş kar suları birçok şehrin birincil su kaynağı olmuştur. Rockies merkez bölgelerindeki son kuraklık koşulları, pek çok kamu hizmet sağlayıcısına alternatif uzun vadeli su kaynakları aramayı zorunda kılmıştır. Örneğin Thornton Şehri, yüksek TÇK içeren 37.850 m^3/gün kapasiteli RO tesisini devreye almışlardır. Bu tesis için en uygun RO konsantre bertaraf yöntemi olarak Güney Platte Nehrine yüzeysel deşarj tercih edilmiştir.

Ancak yüksek düzeyde TÇK ve diğer kirleticiler nedeniyle nehir deşarjına izin verilmemiştir. Bu nedenle RO arıtımının daha fazla sürdürülmesinden vazgeçilmiştir. Alternatif olarak, Denver bölgesindeki Doğu Cherry Creek Vadisi Su ve Sanitasyon Bölgesi, 30.280 m^3/gün kapasiteli RO tesisi kurmuştur. Ancak yüzey suyu deşarjından kaçınmak için RO konsantresini 2.000 PSI'yi aşan basınçlarda derin kuyu enjeksiyonu ile deşarj etmiştir. Çizelge 5.20, Colorado'da inşa edilmiş çoğu RO tesisinin kapasitesini ve bunların işletmeyle ilgili karşılaşılan zorlukları göstermektedir (CH2M, 2015).

Çizelge 5.20. Colorado'da inşa edilmiş RO tesisi örnekleri

Tesis Lokasyonu	Tesis Kapasitesi (m^3/gün)	Notlar
Sterling	36.310	RO konsantresi 2 derin kuyu enjeksiyonu ile bertaraf edilmektedir. (yerin 6.000-7.000 feet altına)
Joint Su Arıtma Tesisi	34.070	RO konsantre bertarafıyla ilgili problem yüksek selenyum içeriğinden kaynaklanmaktadır
Brighton	15.140	RO konsantre bertarafıyla ilgili problem yüksek miktarda toplam inorganik azottan kaynaklanmaktadır
Doğu Cherry Creek Valley	30.280	RO konsantresi ilave bir RO aşamasıyla arıtılmıştır ve daha sonra derin kuyu enjeksiyonu yapılmıştır
Milliken	2.650	RO konsantre bertarafıyla ilgili problem yüksek selenyum içeriğinden kaynaklanmaktadır

5.3.3.2. Illinois (ABD)

11 şehir bulunan kuzeydoğu Illinois'de nüfusunun büyük bir kısmı Michigan göl su kaynağını kullanmaktadır. Böylece radyum ve TÇK giderimi için yeraltı sularının RO arıtımına olan ihtiyaç ortadan kalkmıştır. Nüfus artışı, azalmakta olan yeraltı suyu seviyeleri ve daha sıkı içme suyu düzenlemeleri, birçok şehri kendi kaynaklarını arıtmak yerine arıtılmış su satın almaya yöneltmiştir. Yeraltı suyu kuyularının birçoğundan vazgeçilmiştir veya yer altı suyu sadece acil su kaynağı olarak yerinde kalmaya devam etmiştir.

Illinois eyaleti genelinde, 10'un üzerinde RO tesisi bulunmaktadır. Bu sistemlerin kapasitesi küçüktür ve 0,38 m^3/gün 3.000-10.000 m^3/gün arasında değişmektedir. Illinois EPA, RO konsantrelerinin belirli koşullar altında kanalizasyon sistemine deşarjına izin vermiştir. Tipik olarak, RO konsantresi bir bekletme tankında saklanır ve TÇK sorunlarını en aza indirmek için yavaş yavaş kanalizasyon sistemine deşarj edilir. Tesisin bir kanalizasyon sistemine erişimi yoksa Illinois EPA deşarj iznini reddeder (CH2M, 2015).

5.3.3.3. İspanya desalinasyon tesislerinin konsantre deşarj konfigürasyonlarına örnekler

İspanya'daki üç desalinasyon tesisinin konsantre deşarjlarının bağımsız olarak incelemesi kısa süre önce İspanya'nın Alicante Üniversitesi tarafından tamamlanmıştır (22.000 m^3/gün'lük Javea Tesisi; 68.140 m^3/gün'lük Alicante Tesisi ve 68.140 m^3/gün'lük San Pedro Del Pinatar Tesisi) (Torquemada, 2009). Üç tesis birbirine 50 mil (80 kilometre) mesafededir ve deşarjlarının tuzluluk derecesi 68 ppt ila 70 ppt arasındadır. Alicante tesisi, yoğun doğal karışıma maruz kalan çalkantılı, gelgitden etkilenen bir bölgede bulunur. Desalinasyon tesisi deşarjının bu özelliği, ölçülebilir bir çevresel etki olmadan çalışmasına olanak tanır.

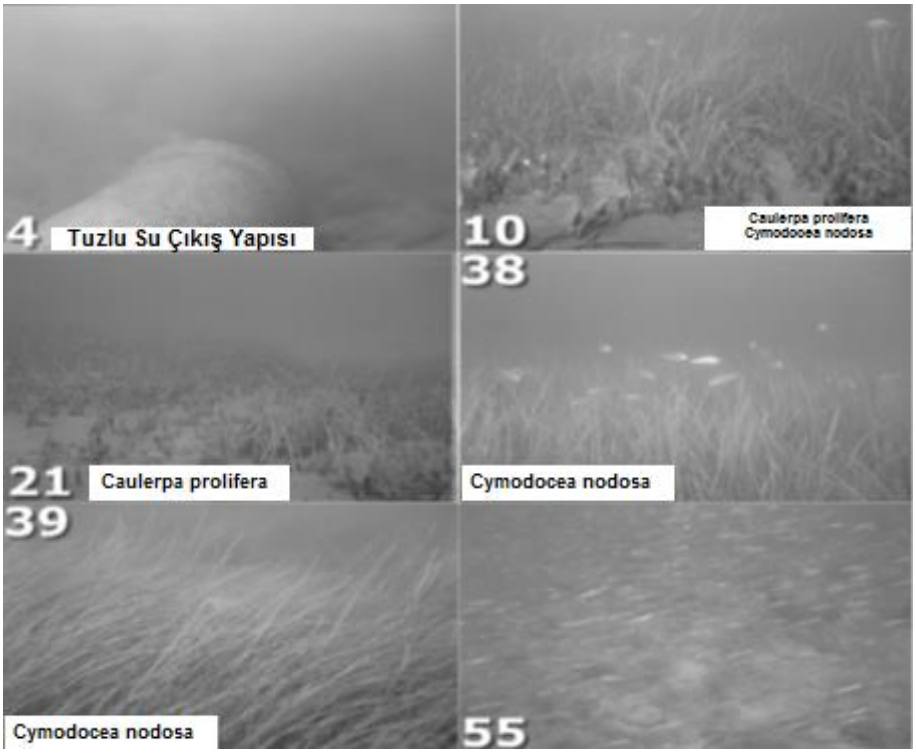
Javea deniz suyu RO tesisinin konsantre deşarjı, konsantrenin okyanusa taşınmasını sağlayan açık bir kanaldadır. Bu tesisten çıkan konsantre 69 ppt'den 44 ppt'ye 4:1'lik bir karıştırma oranında seyreltilir. Bu tuzluluk seviyesinin deşarj bölgesinde deniz canlılığı üzerinde herhangi bir olumsuz etkisi olmadığı bulunmuştur. San Pedro del Pinatar tesisinin konsantre deşarjı, kıyıdan 5 kilometre uzaklıkta 38 metre derinlikte bulunan bir difüzör ile sağlanmaktadır. Her üç desalinasyon tesisi de üç yıldan fazla süredir kullanılmaktadır. Deşarjlardan dolayı deniz tabanında yaşayan bentik organizmalar etkilenmemiştir. Javea tesisinin konsantre deşarjı, deşarj alanında doğal olarak oluşan oksijen azlığını yok edebilecek yüksek oksijen seviyesine sahiptir. Bağımsız bir genel bakış olarak, iyi tasarlanmış desalinasyon tesisinin çevresel etkileri minimuma indirebileceği ve oksijen

içeriğinin yüksek olması nedeniyle çevre için faydalı olabileceği vurgulanmaktadır (White Paper, 2011).

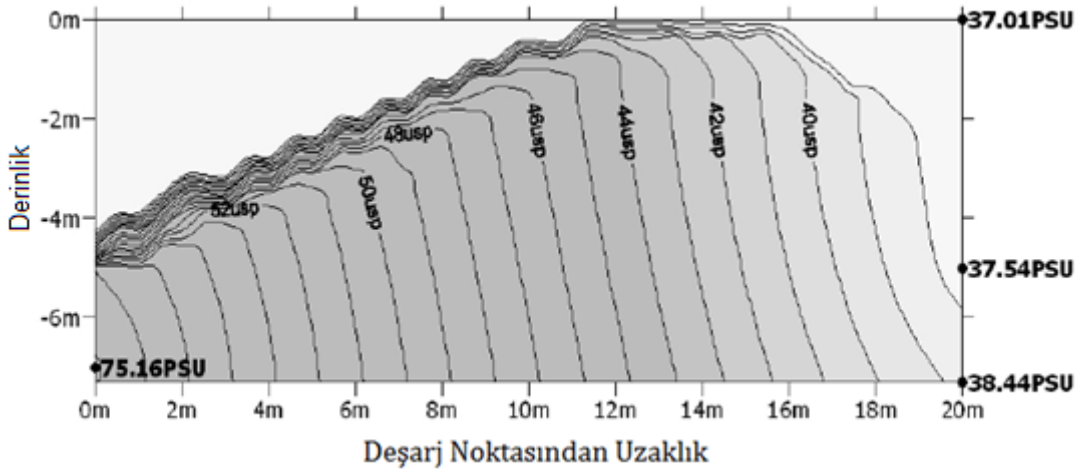
5.3.3.4. Maspalomas II desalinasyon tesisi (Kanarya Adaları, İspanya)

Maspalomas II Desalinasyon Tesisi Kanarya Adalarında bulunur ve kıyıdan yaklaşık 300 metre uzağa uzanan iki konsantre çıkışına sahiptir (Talavera ve Ruiz, 2001). Deşarj çıkışında difüzörler yoktur (Şekil 5.38) ve konsantre ile deniz suyu arasındaki karışım esas olarak deşarj hızıyla ve deşarj bölgesinde yoğun olarak bulunan sualtı akımlarıyla sağlanmaktadır. Deşarj derinliği 22,5 ila 24,0 feet (7,5-8,0 metre) arasındadır.

Maspalomas konsantre deşarj koşulları iki nedenden ötürü zorlayıcıdır: (1) konsantrenin çok yüksek tuzluluk derecesi (90 ppt); ve (2) deşarj bölgesinin balıklar ve diğer deniz canlıları için deniz yosunu yaşam alanı olmasıdır. Doğal olarak meydana gelen kıyı karışımı nedeniyle, deşarjın tuzluluğu, Şekil 5.39'da gösterildiği gibi deşarj noktasından itibaren 20 m içinde 38 ppt'ye kadar düşer. Maspalomas II desalinasyon tesisinin ilk seyrelme bölgesi neredeyse hiç flora içermeyen kumlu bir yataktır. Bu nedenle desalinasyon tesisinin konsantre deşarjından önemli ölçüde etkilenmez (White Paper, 2011).



Şekil 5.38. Maspalomas deniz suyu RO arıtma tesisi deşarjı



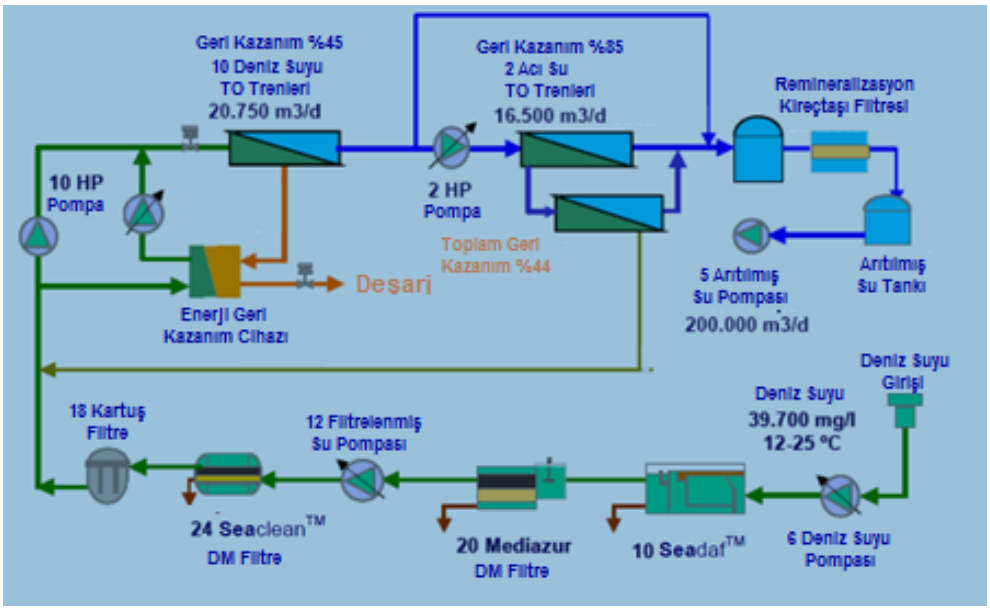
Şekil 5.39. Maspalomas deniz suyu RO arıtma tesisi çıkış tuzluluk alanı

5.3.3.5. Barselona desalinasyon tesisi (İspanya)

Barselona desalinasyon tesisi projesi, İspanyol Ulusal Hidrolojik Planın ve Katalan yetkililerinin stratejik planının bir parçasıdır. Proje hedefleri; bölge için güvenilir bir su kaynağı sağlamak, yüzey suyunu korumak ve nehirlerin kirliliğe maruz kalacağı bir alanda su kalitesini iyileştirmektir.

2005 yılında Katalan Hükümeti, projeyi Aguas del Ter Llobregat (ATLL) isminde bir su yetkilisine vermiştir. 1990'da kurulan ATLL, bölgedeki 4,5 milyondan fazla kişinin içme suyu kaynağını yönetmektedir. 20 Temmuz 2009'da faaliyete geçen tesis, Barselona bölgesindeki nüfusun %20'sine içme suyu sağlamaktadır (yaklaşık 1,3 milyon kişiye). Bugüne kadar 200.000 m^3/gün içme suyu üretim kapasitesine sahip olan Avrupa'nın en büyük tesisidir (Şekil 5.40 ve Şekil 5.41). Bu büyük kapasitede içme suyu üretimi aynı zamanda yüksek hacimlerde konsantre tuzlu su çıkışına neden olmaktadır. Konsantre tuzlu su, halihazırda arıtılmış olan ve mevcut denize uzaklığı 3,5 km olan kentsel atıksu çıkışı ile 1:1 oranında seyreltilir. Bu, deşarj noktasındaki çevreye etkiyi en aza düşürmekle kalmaz aynı zamanda özel bir deşarj noktası inşa etme ihtiyacına gerek olmadığı için ekonomik bir fayda sağlar (Marilhet, 2009).

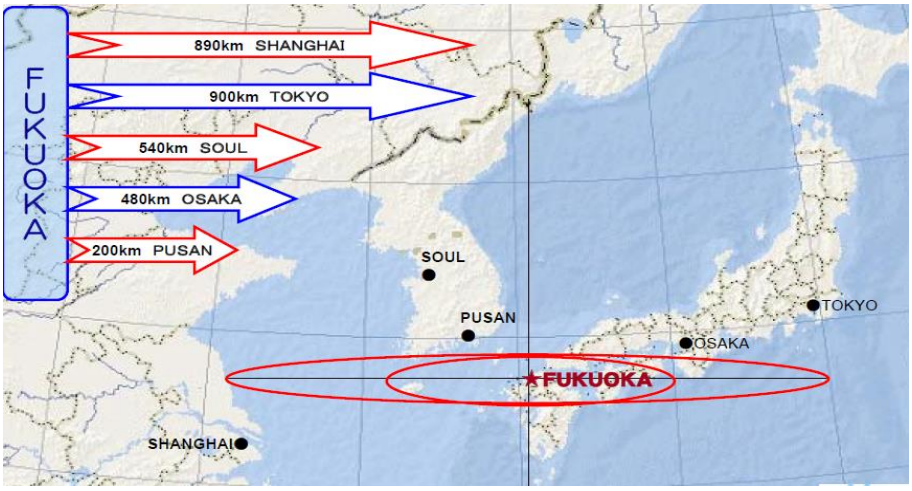
Şekil 5.40. Barselona deniz suyu desalinasyon tesisi, İspanya



Şekil 5.41. Barselona deniz suyu desalinasyon tesisi akım diyagramı

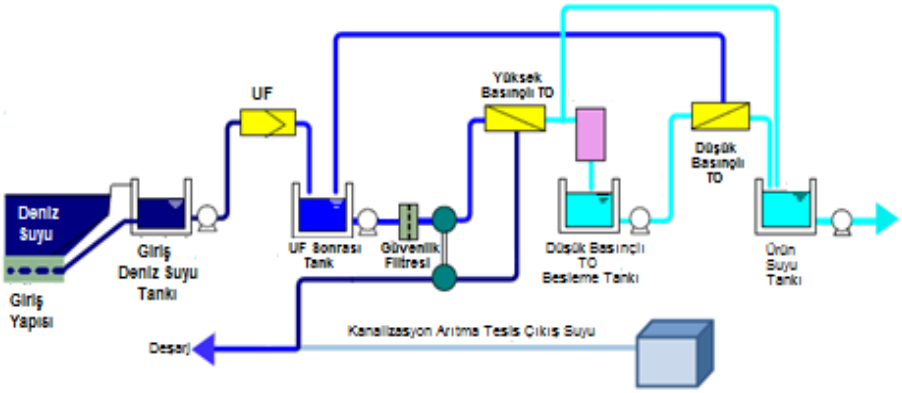
5.3.3.6. Fukuoka desalinasyon tesisi (Japonya)

Fukuoka, Japonya'nın güney kesiminde Kyushu adasının kuzeydoğusundadır. En yakın büyük şehir Güney Kore'de Pusan, Japonya'da ise Osaka'dır (Şekil 5.42). Fukuoka'nın kuzeydoğu Asya'nın bir kapısı olduğu söylenebilir.

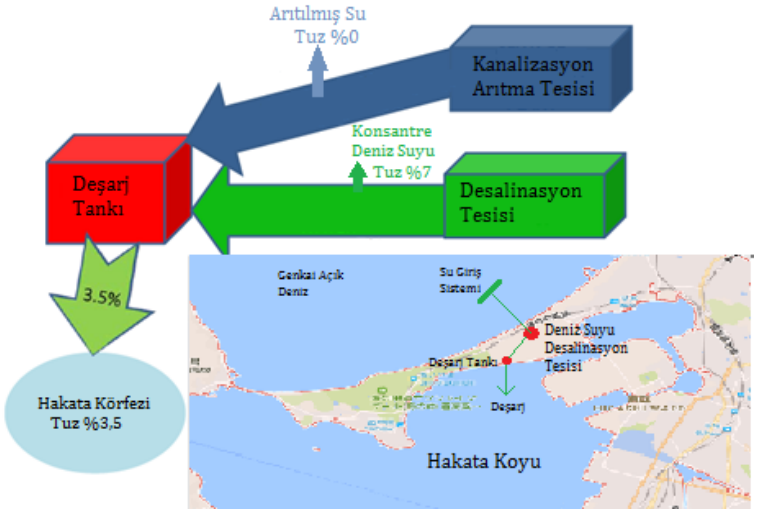


Şekil 5.42. Fukuoko desalinasyon tesisinin bulunduğu şehrin konumu

Fukuoka şehrinin içinde yer alan Fukuoka bölgesi 19 şehir ve kasabadan oluşur aynı zamanda şehrin ana kentidir. 2,5 milyon kişi bulunan bu bölgenin su ihtiyacı 700.000 m³/gün'dür. Her şehir ve kasabanın sular ile ilgilenen bir kurumu bulunmakta ve Fukuoka Su İşleri kurumu her bir su tesisine su satışı yapmaktadır. Fukuoka'da kullanılan su elde yöntemi ters osmoz desalinasyonudur (Şekil 5.43). Bu yöntem çok düşük maliyete sahip olmasından dolayı son yıllarda dünya çapında benimsenmiştir. Tesis beş hattan oluşmuş olup her hat 10.000 m³/gün maksimum kapasiteye sahiptir. Tesisin yapımına 2001 yılında başlanmış ve 2005 yılından itibaren kullanılmaya başlanmıştır. İletim borusu da dahil olmak üzere toplam proje maliyeti 40,8 milyar Yen'dir. Desalinasyon sırasında üretilen konsantre, arıtılmış atıksu ile birlikte Hakata koyuna deşarj edilir (Şekil 5.44) (Shimokawa, 2009).



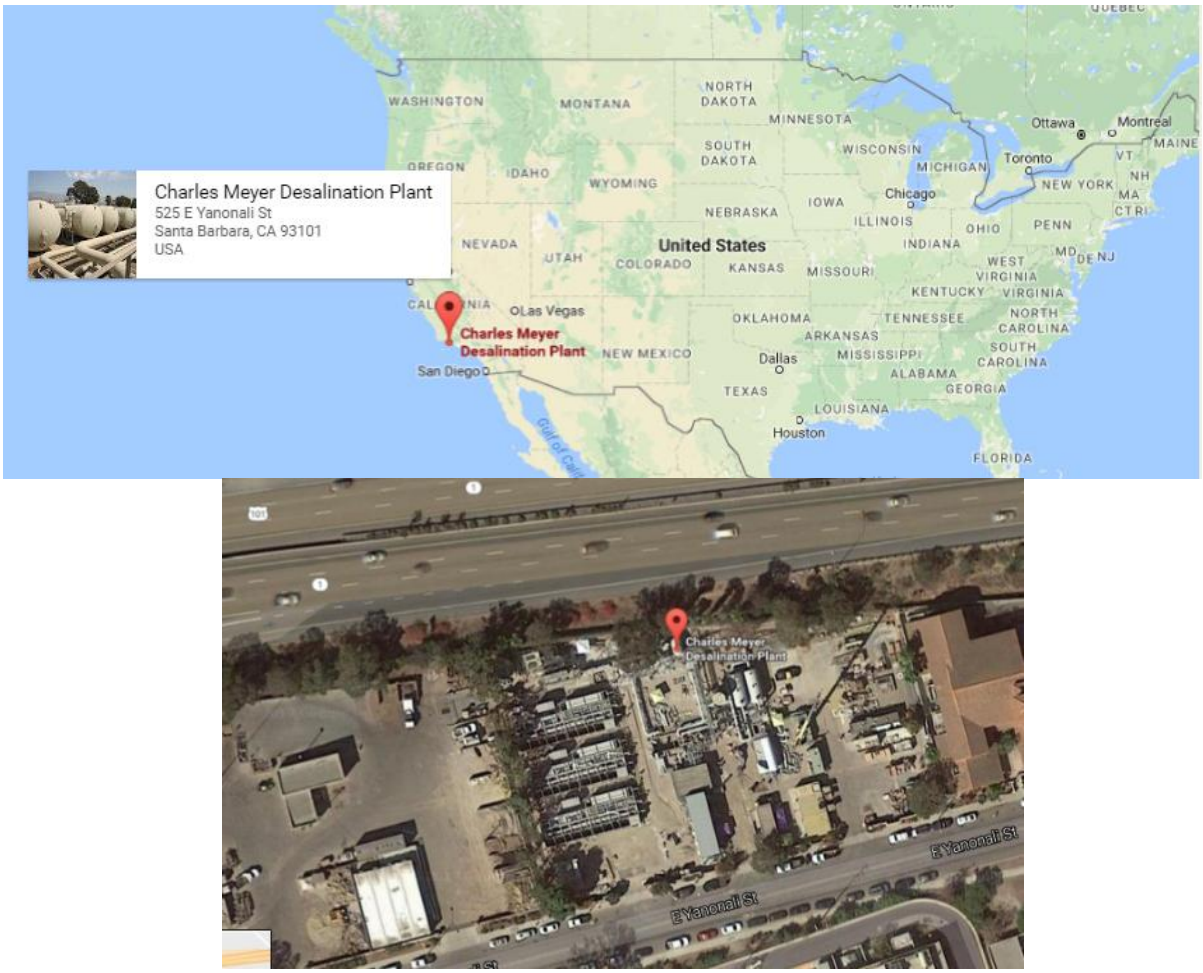
Şekil 5.43. Fukuoka desalinasyon tesisi akım diyagram



Şekil 5.44. Fukuoka desalinsayon tesisi konsantre deniz suyunu Hakata Koyuna deşarj etmektedir

5.3.3.7 Santa Barbara şehri desalinasyon tesisi

Desalinasyon tesisi aşağıda Şekil 5.45'de görüldüğü gibi Kaliforniya Eyaleti'nin Santa Barbara şehrinde yer almaktadır.



Şekil 5.45. Santa Barbara Şehri Desalinasyon Tesisi'nin Yeri

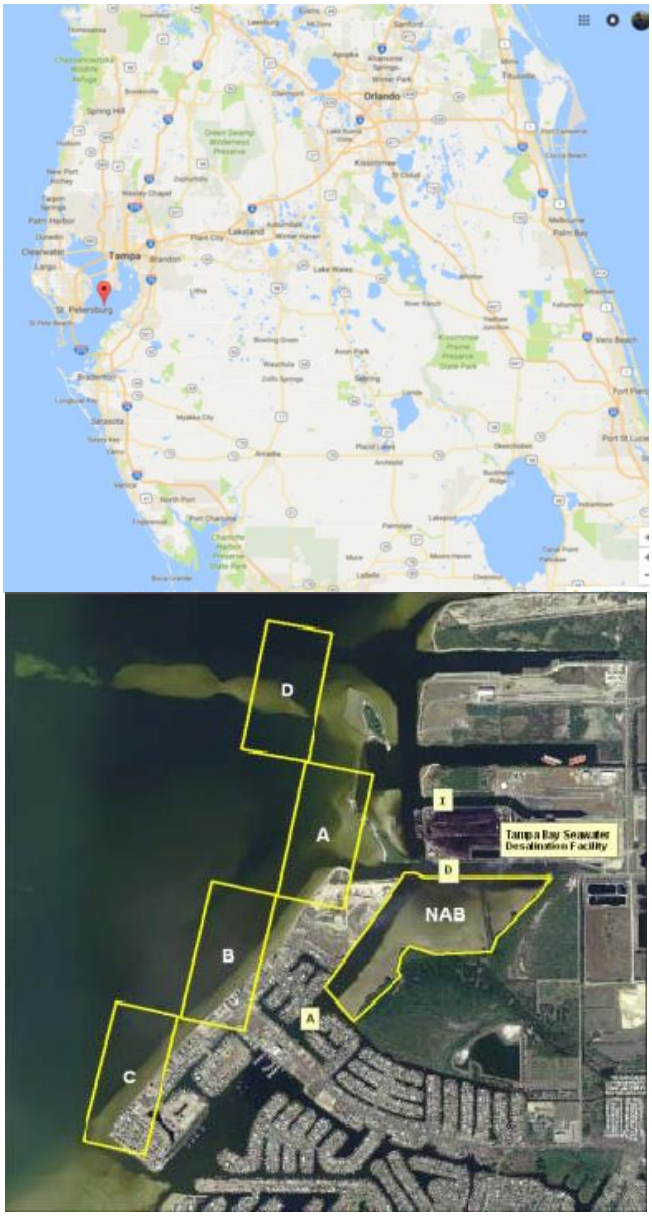
Deniz suyu sahilden yaklaşık 750 m uzaklıkta bir ızgara ile tesise alınmakta olup, su hızı 0,15 m/sn civarındadır. Su alma yapısında açıklığı 1 mm olan kama tipi bakır-nikel alaşımlı ızgara sistemi kullanılmaktadır. Desalinasyon amacıyla ters osmoz prosesi kullanılmakta olup, daha sonra suya tat vermek için doğal mineraller ilave edilmektedir. Tesiste kullanılan yüksek performanslı pompalar, motor ve ileri filtrasyon teknolojisi nedeniyle %40 civarında daha az enerji harcanmaktadır.

Tesisin kapasitesi yaklaşık 4 milyon m^3/yıl (3125 AFY veya 10.000 m^3/gün) olup, yatırım maliyeti 70 milyon $ ve olup, işletme maliyeti ise 4,1 milyon $/yıldır. Dolayısıyla birim işletme maliyeti yaklaşık 1 $/$m^3$-su dur. Tesis yağmurlu zamanlarda işletme maliyetini düşürmek için durdurulmaktadır. 2011 yılında şehrin su ihtiyacına yönelik çalışmalar yapılarak su ihtiyacının toplam %30'unu karşılamak üzere tesis kurulmuştur. Tesis Nisan 2017 yılında işletmeye alınmıştır.

Üretilen konsantre deniz suyundan yaklaşık iki kat daha konsantre olup, şehrin arıtılmış kensel atıksuyu ile karıştırılarak sahilden yaklaşık 1,5 mil mesafede okyanusa deşarj edilmektedir. Bu amaçla El Estero Atıksu Arıtma tesisi çıkış suyu ile konsantre karıştırılmaktadır. Karışan deniz suyu ve atıksu deşarj hattından mevcut yönetmeliklere uygun olarak deşarj edilmektedir. SCRIPPS Institution of Oceanography tarafından farklı koşullarda konsantre deşarjı modellenmiş olup, mevcut deşarj izin gereksinimlerini sağladığı görülmüştür.

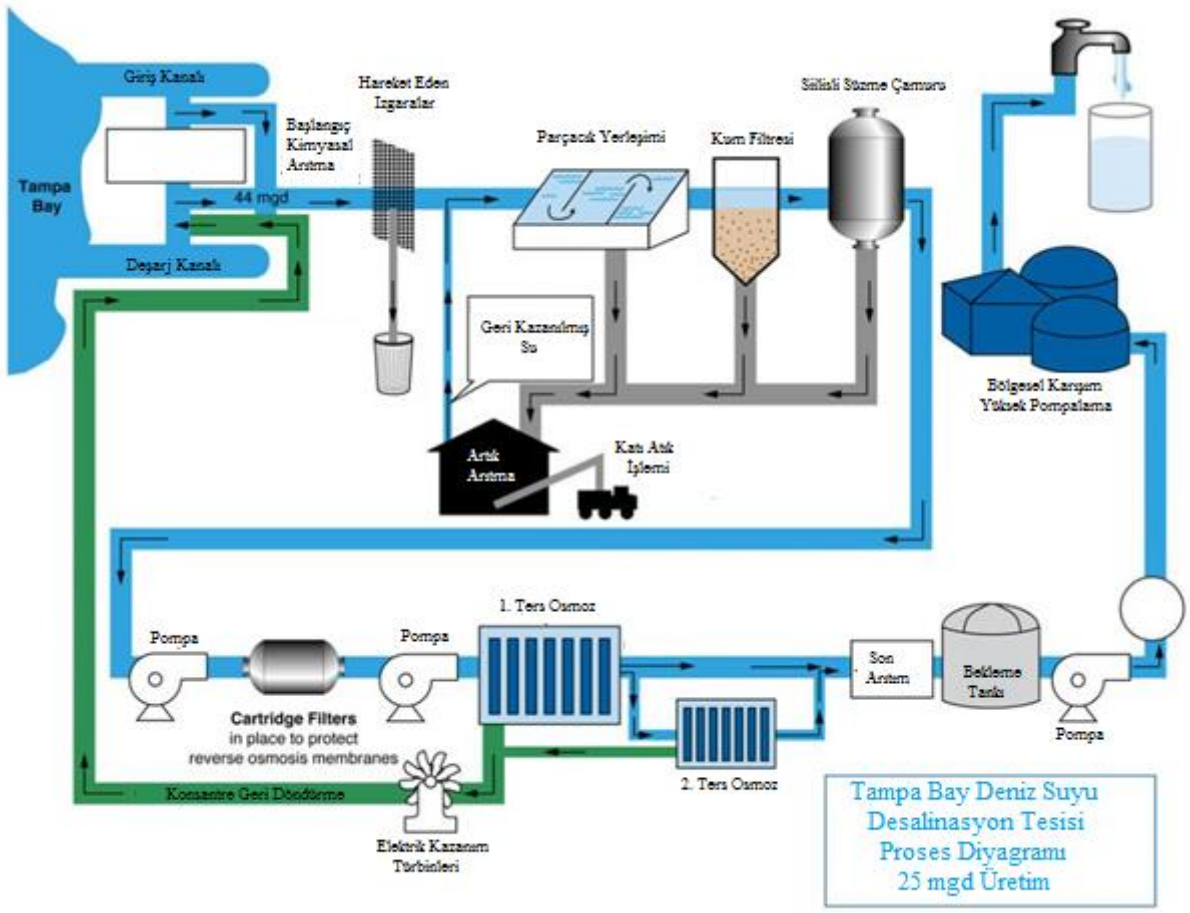
5.3.3.8. TAMPA Körfezi deniz suyu desalinasyon tesisi

İlk olarak bir güç santraliyle desalinasyon tesisinin bir arada kurulumu Tampa Körfez Desalinasyon tesisi için önerilmiştir. Daha sonra bu iki tesisin bir arada kurulması gerek Amerika'da ve gerekse dünyada farklı yerlerde uygulanmıştır. Tesisin bulunduğu yer Şekil 5.46'da verilmiştir.



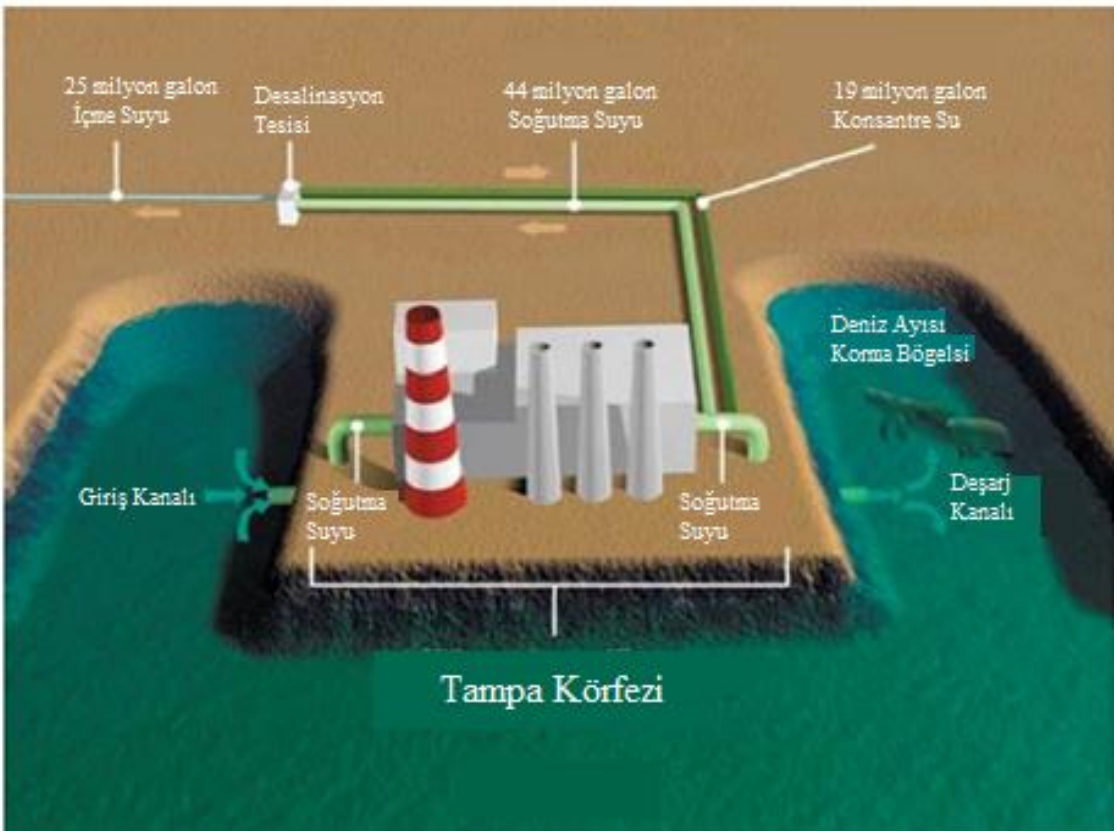
Şekil 5.46. TAMPA Körfezi Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi'nin Yeri

Tesiste deniz suyundan içme suyu üretilmektedir. Tesise su alma kapasitesi 166.560 m^3/gün olup 94.500 m^3/gün temiz su üretilmektedir (%57 geri kazanım). Deniz suyu ilk olarak ince ızgaradan geçmekte, daha sonra koagülasyon-flokülayon ünitelerinden geçen su, kum filtresi ve ardından da cilalama adımı olarak diatom filtreden geçmektedir. Ters osmoz öncesinde kartuş filtereden geçen sular ters osmoz proses sonrasında şebekeye verilmektedir. Tesiste kullanılan proses aşağıda Şekil 5.47'de ayrıca verilmiştir.



Şekil 5.47. TAMPA Körfezi Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi Proses Akım Şeması

Tesise giriş atıksu ve konsantre suları direk olarak santralin (TECO Güç Santrali) soğutma suyu çıkış hattına basılmıştır (Şekil 5.48). TECO Güç Santrali günlük yaklaşık 5,2 milyon m^3/gün suyu soğutma suyu olarak kullanmakta olup, bu suyun sadece 166.560 m^3/gün kısmı desalinasyon tesisine alınarak, 94.500 m^3/gün temiz su üretilmekte ve 72.000 m^3/gün konsantre ise yine TECO Güç Santrali soğutma suyu deşarj hattından verilmektedir. Tesis 2002 yılında işletime açılmıştır. Konsantre tuzluluk oranı ‰54-62 arasında değişmekte olup, güç santrali soğutma sularıyla karıştırılarak deşarj edilmektedir. Güç santrali sularıyla karışma esnasında oldukça yüksek bir oranda seyrelme meydana gelip, mevcut körfez suyuna kıyasla ‰2 oranından daha az bir tuzluluk farkı oluşmaktadır.



Şekil 5.48. TAMPA Körfezi Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi su girişi ve konsantre deşarjı

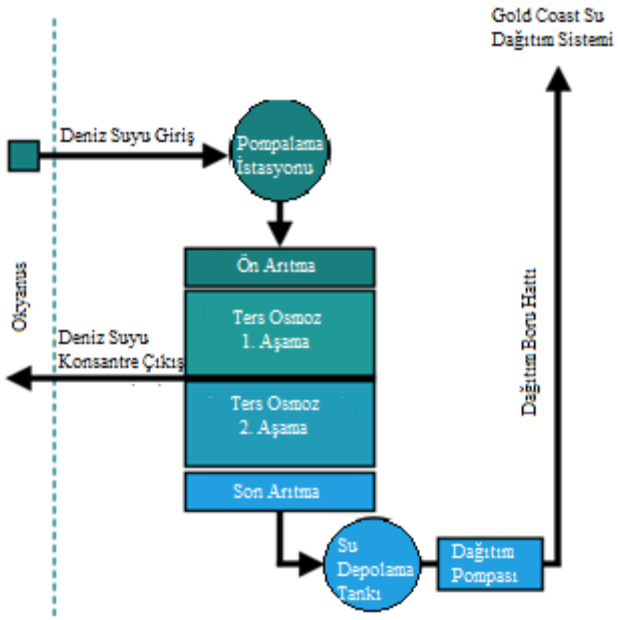
Tampa Körfez Su birimi, tesis işletmecilerinden bağımsız olarak konsantre ile ilgili bir çalışma yürüterek olası çevresel etkileri incelemiştir. İzleme programının temel amacı; kontrol alanı ile deşarj alanını kıyaslamak, ayrıca deşarj öncesi, deşarj sırasında ve ara verilen işletme zamanlarındaki durumların belirlenerek kıyaslanmasıdır. Yapılan çalışmalarda; maksimum su üretim kapasitesinin (109.780 m^3/gün) kullanıldığı durumda dahi deşarj yakınlarında tuzluluğun ‰2'den daha az değiştiği hidrodinamik modellerle belirlenmiştir. Yapılan izleme çalışmaları neticesinde tesis işletiminin Tampa Körfezi su kalitesine, miktarına veya yakınlardaki alanlarda biyolojik çeşitliliğe olumsuz bir etkisinin olmadığı görülmüştür.

5.3.3.9. Gold Coast (altın sahil) desalinasyon tesisi

Tesis 170.000 m^3/gün kapasiteye sahip olup, deniz suyundan içme suyu üretmekte olup Güney Doğu Queensland, Avustralya'da oldukça ünlü turistik bir yerde kurulmuştur (Şekil 5.49).

Şekil 5.49. Altın Sahil Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi'nin Yeri

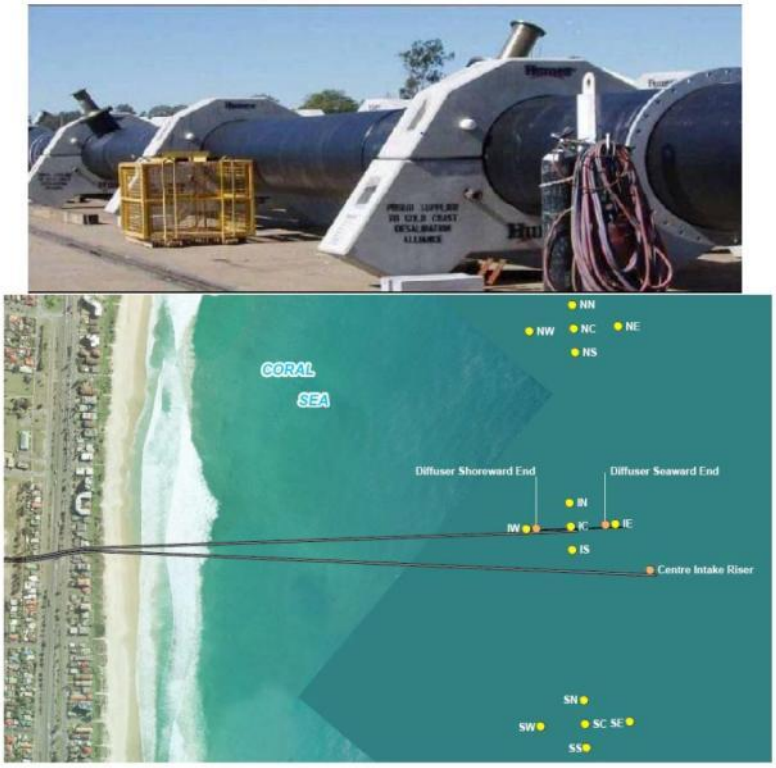
Tesis 2008 yılından itibaren işletilmekte olup açık su alma yapısı, granül medya ön arıtım filtreleri ve ters osmoz desalinasyon sistemlerinden oluşmaktadır. Tesiste kullanılan proses aşağıdaki şekilde sunulmuştur (Şekil 5.50).



Şekil 5.50. Altın Sahil Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi Proses Akım Şeması

Sahilde yer alan tesiste üretilen ‰67 tuzluluğa konsantre çoklu difüzör sistemiyle deşarj edilmektedir. Başlangıç seyreltme bölgesinin alanı ise 120 m x 320 m dir. Tesis difüzörleri okyanus tabanında olup, konsantre; su kolonundan yukarıya doğru 30 feet yükselmektedir (Şekil 5.51). Tesis işletilmeye alınmadan 18 ay önce, bir çalışma yapılarak deniz suyunun mevcut

durumu ortaya konularak, mevcut çevresel koşullar, deşarj alanındaki flora ve fauna ile ilgili çalışmalar yapılmıştır. Tesis devreye alındıktan sonra 2008 yılında dört farklı noktada, karışım alanı ve 1.500 feet uzaklıktaki iki farklı referans alanında, deniz izleme çalışmaları yapılarak tesisin çevresel etkileri belirlenmeye çalışılmıştır. Deşarj noktası ve diğer referans noktalarda yapılan çalışmalar deniz habitatı üzerine önemli bir etkinin olmadığını göstermiştir.



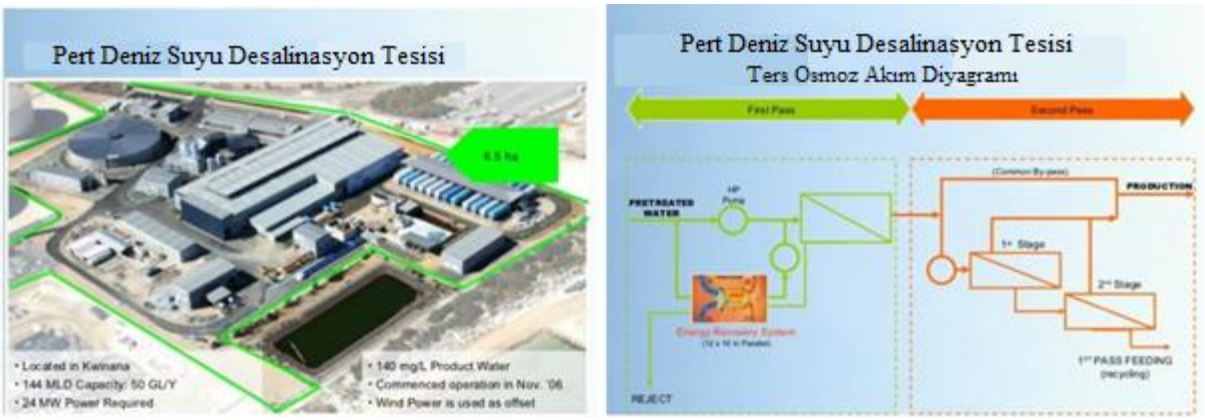
Şekil 5.51. Altın Sahil Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi Deşarj ve su alma yapılarının görüntüsü

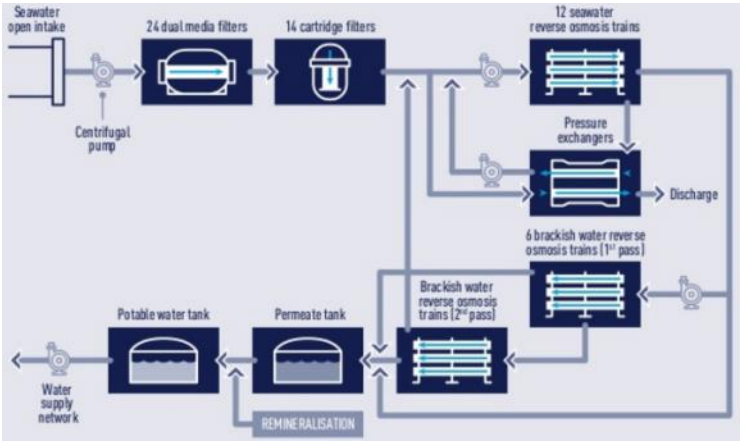
5.3.3.10. Perth deniz suyu desalinasyon tesisi

Perth Deniz Suyu Desalinasyon tesisi debisi 144.000 m^3/gün olup, 2006'dan beri işletilmektedir. Tesis Perth şehri su ihtiyacının %1'ini karşılamakta olup, Şekil 5.52'de tesis kurulum yeri gösterilmektedir.

Şekil 5.52. Perth Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi'nin Yeri

Pert'de deniz suyu desalinasyonu amacıyla kullanılan tesis tipik bir desalinasyon tesisidir. Kıyıdan 200 m uzaklıkta açık bir yapı ile su almaktadır. Alınan su bir ön arıtım ve tek kademeli bir granül medya filtrasyonundan geçirilmekte, sonrasında ise 5 µm lik bir kartuş filtreden geçirilmektedir. Sonrasında iki kademeli ters osmoz prosesi kullanılmaktadır. Tesiste enerji giderini azaltmak için basınç değiştirici de kullanılmaktadır (Şekil 5.53).





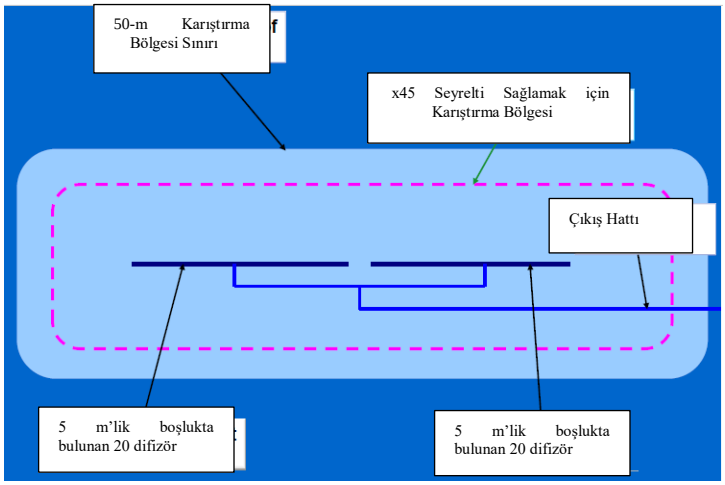
Şekil 5.53. Perth Deniz Suyu Desalinasyon Tesisinde Kullanılan Proses

Tesiste ön arıtım amacıyla kullanılan 24 yüksek etkinlikli çift medya filtrasyon sistemi kum ve antrasit karışımından oluşmaktadır. Tesiste 14 adet kartuş filtre kullanılmakta olup, sonrasında ise iki kademeli ters osmoz ünitelerine besleme yapılmaktadır. Ters osmoz prosesinin birinci kademesinde 12 train bulunmakta olup, her biri 162 adet basınçlı kaptan meydana gelmektedir. İkinci kademede ise 6 train bulunmakta olup, her biri 124 basınçlı kap içermektedir. Tesise giren ve çıkan su kalitesi aşağıdaki çizelgede sunulmuştur (Çizelge 5.21).

Çizelge 5.21. Perth Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi Giriş Suyu Kalitesi (https://www.slideshare.net/SUEZANZ/perth-seawater-desalination-plant-served-2-mln-of-people)

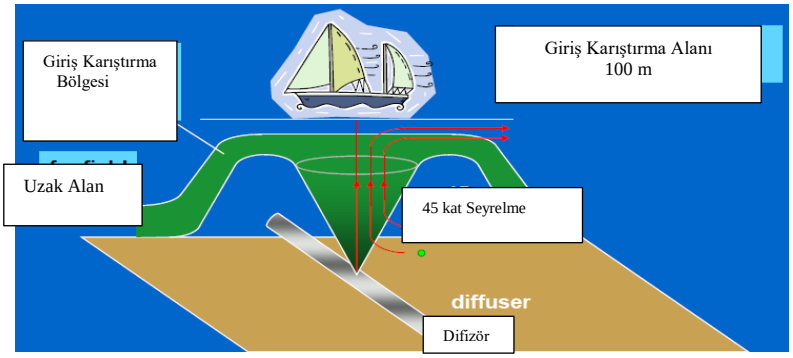
Parametre	Birim	Minimum	Ortalama	Maksimum
TSS (deniz suyu)	mg/L	1	3	9
Tuzluluk (deniz suyu)	g/L	36	36,5	37,1
Sıcaklık		14	20,2	26
TDS (1. kademe RO çıkışı)	mg/L		150-200	250-300
TDS (2. kademe RO çıkışı)	mg/L		10-20	<50
TDS (Ürün suyu)	mg/L		200	
Br (Ürün suyu)	mg/L		0,1	
Bulanıklık (Ürün suyu)	NTU		<0,1	
pH (Ürün suyu)	-		8,2	

Perth deniz suyu desalinasyon tesisi konsantre deşarj bölgesi oldukça az karışıma sahip olduğundan, kıyıdan 500 m mesafeye difüzör bazlı bir deşarj kurulmuş olup, 200 m'lik difüzör üzerinde toplam 40 delik bulunmaktadır. Difüzörler 5 m aralıklı yerleştirilmiş olup, her bir delik çapı 0,22 m'dir ve 10 m derinliktedir (Şekil 5.54).



Şekil 5.54. Perth Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi Deşarj Konfigürasyonu

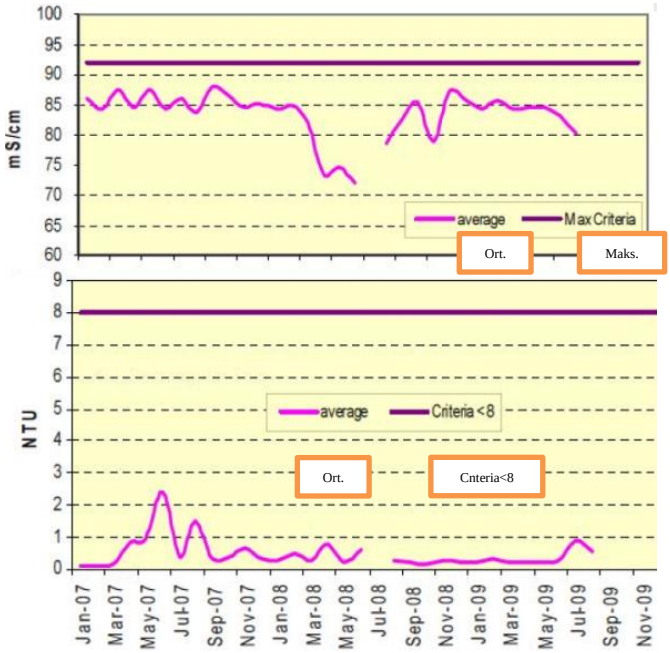
Difüzör tasarımında deniz suyu plume (bulut) yüksekliğinin 8,5 m olacağı tahmin edilmiştir. Tasarımda bulut kalınlığının 2,5 m karışım bölgesinde yatay olarak 50 m'ye ulaşacağı hesaplanmıştır (Şekil 5.55).



Şekil 5.55. Perth Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi Deşarj Noktası Karışım Bölgesi

Tesisin işletilmeye alındığı 2006 yılından itibaren yoğun bir gerçek zamanlı izleme yapılarak deşarjın etkileri incelenmiştir. Sürekli olarak oksijen seviyesi izlenmekte ve tuz bulutunun (plume) dağılımı görsel olarak Rhodamine boyasıyla izlenmektedir. Boya çalışmasına ilave olarak çeşitli toksisite testleri de yapılmıştır. Yapılan çalışmalarda hassas türlerin korunması için ilk seyrelme bölgesi kenarında 2,1:1-15,1:1'lik bir seyrelmeye ihtiyaç duyulduğuna karar verilmiştir. Difüzör tasarımıyla 45:1 oranında bir seyrelme hesaplanmış olup, ihtiyaç duyulan seyrelmenin çok üzerindedir.

Şekil 5.56'da deşarj edilen konsantre tuz içeriği sunulmuştur. Deşarj edilen konsantre tuzluluğu ‰64 (88 mS/cm) ile ‰56,2 (72 mS/cm) arasında değişmektedir. Şekil 5.57'de görüldüğü gibi işletmenin başlamasından yaklaşık 1 yıl sonra yüksek tuzluluğa rağmen, deşarj difüzörlerinin etrafında yoğun bir deniz canlısı yaşamı bulunmaktadır.



Şekil 5.56. Perth Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi Deşarj Tuzluluk ve Bulanıklık Değerleri

Şekil 5.57. Perth Deniz Suyu Desalinasyon Tesisi Deşarj Difüzörleri Etrafında Canlı Yaşam

5.3.3.11. Ashkelon, Palmahim ve Hadera desalinasyon tesisleri

İsrail'de, Akdeniz sahillerindeki, Ashkelon, Palmahim ve Hadera'daki desalinasyon tesisi şu anda ülkenin toplam içme suyunun yaklaşık %20'sini karşılamakta olup yaklaşık 300 Mm^3/yıl tatlı su üretmektedir. Şu anda, Hadera ve Ashkelon tesisleri dünyanın en büyük desalinasyon tesislerindendir. 2013 yılında başlanan ve inşasına halen devam edilen Sorek tesisinin tasarım

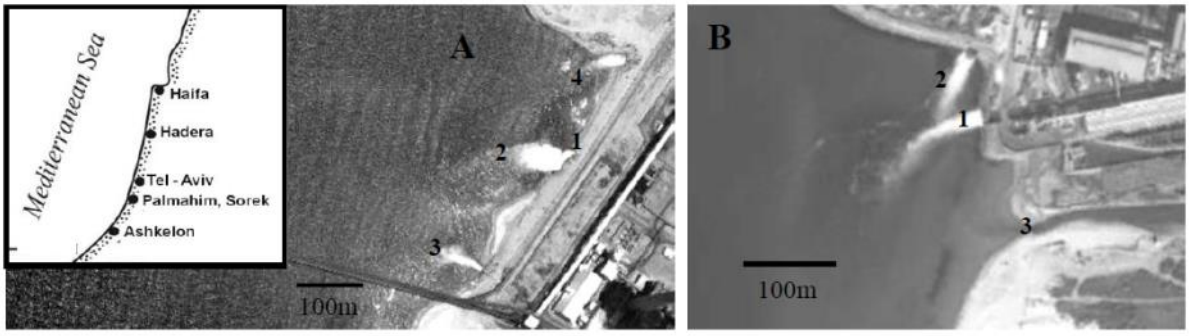
kapasitesi 150 Mm^3/yıl olup ve 2025 yılına kadar ilave tesislerin inşası ile içme suyu taleplerinin yaklaşık %30'unu tedarik etmesi beklenmektedir (Tenne 2010).

Ashkelon, Palmahim ve Hadera tesislerinin bazı özellikleri Çizelge 5.22'de verilmektedir. Konsantre hacimleri, tesisler arasında yaklaşık üç kat farklılık göstermektedir (geri kazanım oranları farklı olduğundan). Konsantrelerin tuzluluk dereceleri benzer olup yaklaşık 70 g/L'dir. Üç tesis de ön arıtım aşamasında demir koagülantlarını kullanmaktadır ve medya filtrelerinin geri yıkama suyu konsantre akımı içine atılmaktır. Ashkelon ve Hadera tesisleri, polifosfonat bazlı antiskalantlar kullanmaktadır. Fosfonat antiskalantları, uygulanan dozajda deniz organizmalarına toksik değildir (Lattemann and Höpner 2008). Gerçekten de iki tesisin konsantrelerinin rutin olarak izlenmesi, çözünmüş organik fosfor (DOP) konsantrasyonlarının antiskalant dozlamasıyla uyumlu olduğunu ortaya koymaktadır (Glazer 2010, 2011b). Palmahim tesisinde ise fosforsuz antiskalantlar kullanılmaktadır. Konsantreler ağır metalleri içerebilmektedir. Konsantrelerin hesaplanan metal konsantrasyonları ppb altı seviyelerindedir ve bu kimyasal analiz ile teyit edilmiştir. Örneğin, 2010 yılında alınan Ashkelon tesisi konsantresinin aylık tüm örneklerinde ICP-MS analizi ile As, Ag, Cd, Cr, Cu, Hg, Ni, Pb, Se ve Zn gibi toksik metaller tespit edilmemiştir (Glazer 2011b). Ashkelon tesisi konsantresi (ortalama 19.000 m^3/saat) denize deşarj edilmekte olup Rutenberg Enerji Santralinin (168.000 m^3/saat) soğutma suyunun deşarj edildiği noktaya mesafesi 20 m'dir. Santralin diğer iki birimine ait soğutma suyu (her biri 84.000 m^3/saat) deşarj noktası, konsantre deşarjının kuzey ve güneyine 200 m uzaklıktadır (Şekil 5.58A). Bu nedenle, konsantrenin ve soğutma suyunun karıştırılması, kıyıda konsantre çıkışına çok yakın bir yerde doğal olarak gerçekleşmektedir.

Çizelge 5.22. Ashkelon, Palmahim ve Hadera desalinasyon tesislerin özellikleri.

Desalinasyon Tesisi	**Çalışma karakteristikleri**				**Konsantre Deşarjı**		
	Devreye Girdiği Yıl	**Temiz Su Üretimi Mm^3/yıl**	**Demir Deşarjı ton FE/yıl**	**Fosfonat Deşarjı ton P/yıl**	**Hacim Mm^3/yıl**	**Konum**	**Soğutma suyu eş deşarjı**
Ashkelon	2005	119,5	131,5	33,6	168,5	Kıyı Şeridi	Evet
Palmahim	2007	42,5	37	-	59,6	Açık Deniz	Hayır
Hadera	2009	100	191,5	48,7	202,6	Kıyı Şeridi	Evet

Hadera tesisi konsantresi (ortalama 23.000 m^3/saat), Orot Rabin Santrali'ninin (160.000 m^3/saat) soğutma suyu ile birlikte kıyı şeridine deşarj edilir. Palmahim tesisinin konsantresi (ortalama 9,000 m^3/saat), iki noktalı difüzör sistemi ile çıkıştan yaklaşık 800 m uzakta (10 m su derinliği) denize boşaltılır.



Şekil 5.58. Ashkelon ve Hadera ortak deşarjın Google Earth görüntüleri. A: 1- Ashkelon konsantre deşarj; 2, 3, 4 - Rutenberg santrali soğutma suyu. B: 1- Hadera konsantresi ve Orot Rabin enerji santrali soğutma suyu boşaltımı; 2 - soğutma suyu deşarjı; 3 - Hadera Nehri.

Ashkelon ve Hadera tesisleri konsantrelerinin bırakıldığı bölgeler, zengin veya eşsiz biyolojik kaynaklardan ve hassas habitatlardan yoksun kumlu tabana sahip ortamlardır. Bu gibi alanların genellikle, desalinasyon konsantrelerine duyarlılığı düşük olduğundan konsantre deşarj yerlerinin belirlenmesinde tercih edilebilir olduğu düşünülmektedir (Höpner and Windelberg 1997; Voutchkov 2011). Palmahim'de konsantre deşarj alanındaki çevresel özellikler benzerdir ancak sahil boyunca yaklaşık 7 m derinlikte (yaklaşık 300 m açıklıkta), biyolojik bakımdan zengin bir alan mevcuttur.

Ashkelon'da, yüksek seviyede nitrat ve silisik asit (2010 için ortalama 47 mg/L NO_3-N ve 56 mg/L $Si(OH)_4$-Si) içeren acı su desalinasyon tesislerinden (1,2 Mm^3/yıl) çıkan tuzlu su konsantresi ile boşaltılmaktadır (Glazer 2011b).

Desalinasyon literatüründe, konsantre deşarjları ile ilgili çevresel kaygılar öncelikle yüksek tuzluluğun deniz yaşamını, özellikle de bentik topluluklar üzerindeki olumsuz etkilerine odaklanılmaktadır. Ham acı su, konsantre ile deşarj edildiğinde aşağıdaki hususlar konusunda endişeler doğmaktadır:

1. Partiküler maddenin deniz suyunun berraklığına potansiyel etkisi
2. Koagülantların sedimentte birikimi
3. Demir-hidroksit partiküllerinden kaynaklanan estetik etkilerdir (Khan et al. 2009; Latteman 2010; Lattemann and Höpner 2008; National Research Council of the National Academies 2008; Roberts, Johnston, and Knott 2010).

Bunların yanı sıra İsrail'de Çevre Koruma Bakanlığı tarafından ek endişeler olarak:

1. Demir içerikli koagülant ve fosforun deşarjından kaynaklanan kıyı sularının ötrofikasyonu,
2. Toksik ağır metallerin deşarjından dolayı deniz yaşamının etkilenme riski dile getirilmiştir (MEP 2008; Safrai and Zask 2008).

Ashkelon, Hadera ve Palmahim tesislerindeki konsantre deşarjlarının çevresel etkilerini değerlendirmek amacıyla, yukarıdaki tüm endişeler Çizelge 5.23'de gösterilmiştir. Aynı zamanda bu çizelgede deşarjlar için olası "çevresel cevaplar" da sunulmuştur.

Çizelge 5.23. Deniz suyu RO'un deşarjı ve değerlendirme yöntemleri ile ilgili çevresel tepki soruları

Çevresel Etkilenme Soruları	Değerlendirme Metodu
Konsantrenin alıcı ortamlarda fitoplankton biyokütlesi değişti mi? Alg patlamaları (potansiyel olarak toksik algler dahil) var mıydı ve eğer öyleyse bu değişiklikler konsantre deşarjı ile alakalı mıydı?	Klorofil-a seviyeleri, klorofil-a - tuzluluk ilişkileri ve mikroalg popülasyonlarının incelenmesi.
Sulardaki ağır metal seviyeleri deniz yaşamı için bir risk teşkil ediyor mu?	Deniz yaşamının korunması için metal konsantrasyonlarının su kalite kriterleriyle karşılaştırılması.
Koalülantlar deniz tabanında birikmiş mi?	Çökeltilerde demir / alüminyum oranlarının incelenmesi.
Sedimanlardaki ağır metal seviyeleri değişti mi? Çökeltilerdeki metal seviyeleri bentik organizmalar için bir risk teşkil ediyor mu?	Çökeltilerdeki metal / alüminyum oranlarının incelenmesi ve metal konsantrasyonlarının tortu kalite yönergelerine göre karşılaştırılması.
Bentik toplulukları değişti mi?	İnfauna toplulukların istatistiksel analizi.
Estetik problemler var mı (konsantre deşarjı etrafındaki deniz suyunun renk bozulması)?	Deşarj alanının gözle muayene edilmesi ve fotoğrafı.

2009/2010 döneminde Ashkelon'da ve Hadera'da yapılan tüm örneklemelerde, konsantreden etkilenen istasyonlar ile arka plan tuzluluk seviyeleri arasındaki tuzluluk farklılıkları (ΔS) oldukça düşüktür. 2009/10 döneminde Ashkelon, Hadera ve Palmahim'deki chl-a konsantrasyonları sınır değerler arasında kalmıştır. (0,2 – 1,0 mg/m^3) (Glazer 2005; 2010; 2011b; Kress vd., 2010; 2011). Beklendiği gibi 2009/2010 döneminde Ashkelon, Hadera ve Palmahim'deki örneklemelerde, sudaki toksik ağır metallerin konsantrasyonları, mevcut su kalite kriterlerinden çok daha düşük tespit edilmiştir (United States Environmental Protection Agency 2009; Glazer 2010; 2011a; 2011b; Kress vd., 2010; 2011;).

Genel olarak, üç alanda sedimentlerde ölçülen ağır metal konsantrasyonları, İsrail sahil şeridi boyunca doğal konsantrasyonların aralığında olup ve ABD Ulusal Okyanusya Ve Atmosfer İdaresi tarafından geliştirilen "effects range low" (ERL) değerlerinden daha düşüktür (Glazer 2010; Kress, N., Galil, B., Shoham-Fridar 2011; Long et al. 1995).

Yukarıda Ashkelon, Hadera ve Palmahim'deki izleme sonuçlarına dayanarak, Çizelge 5.23'de listelenen tüm sorulara "hayır" cevabı verilebilir. Konsantre deşarjlarına bağlı olarak fitoplankton biyokütlesi, herhangi bir alanda belirgin bir şekilde değişiklik göstermemiştir. Ayrıca deşarj nedeniyle herhangi bir alg patlaması veya toksik yosun çoğalması gözlenmemiştir. Üç alanda suda kaydedilen ağır metal seviyeleri, deniz yaşamının korunması için belirlenen limit değerlerden çok daha düşüktür ve bu nedenle deniz canlıları için bir risk oluşturmamaktadır. Aynı şekilde, tortularda kaydedilen ağır metal seviyeleri zararlı olarak kabul edilen konsantrasyonlardan daha düşüktür ve bentik organizmalar için bir risk oluşturmamaktadır. Konsantre deşarjları hiçbir estetik bir problem oluşturmamaktadır. Konsantre deşarjlarına atfedilebilen yegâne olumsuz etki, bentik topluluklarda meydana gelen değişikliklerdir. Bununla birlikte gözlemlenen bu değişiklikler, çok küçük alanlarla (0,2 km^2'den az) sınırlıdır. İzleme sonuçlarından elde edilebilecek genel sonuç Ashkelon, Hadera ve Palmahim desalinasyon tesislerinin konsantrelerinin alıcı ortam ekosistemleri üzerinde önemli bir olumsuz etkiye sahip olmamasıdır.

5.3.4. Su geri kazanım tesislerindeki konsantre yönetimi uygulamaları

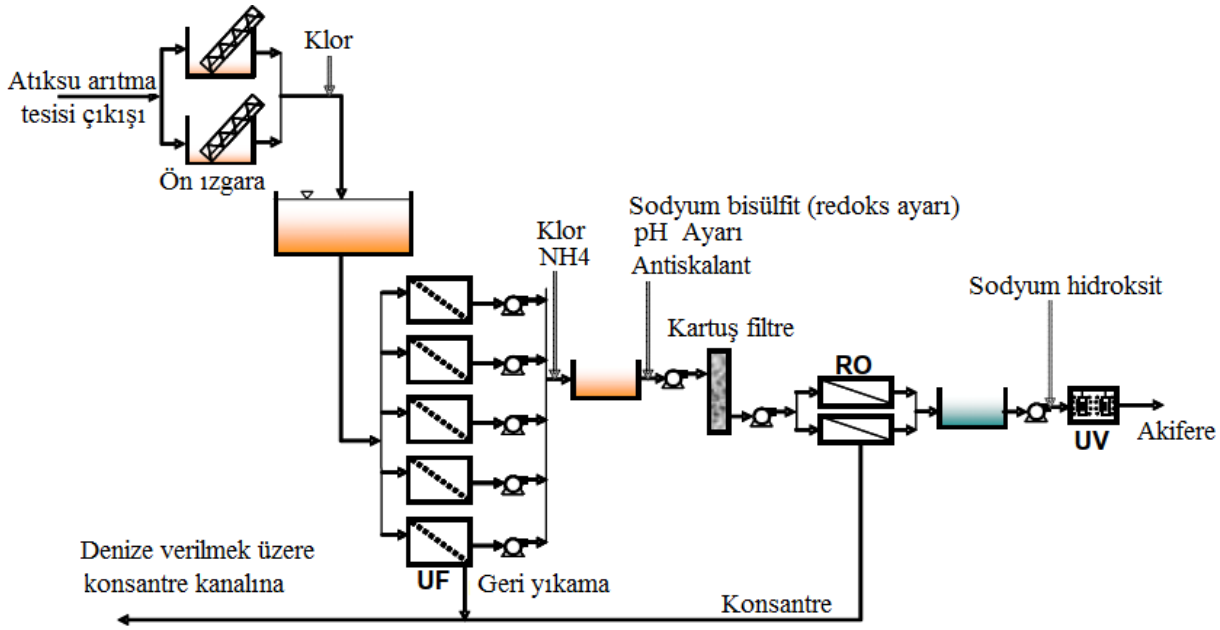
5.3.4.1. Torreele su geri kazanım tesisi

Tesiste ikincil arıtımdan geçmiş atıksular indirek içme suyu olarak kullanılmak üzere arıtılmaktadır. Arıtılmış su, kum bir akifere verilmektedir. Tesiste Ultrafiltrasyon (ZeeWeed) ve ters osmoz prosesleri kullanılmaktadır. Ters osmoz membranları olarak acısu düşük-enerjili RO membranları kullanılmaktadır. Çıkış suları yeraltı suyunu beslemek amacıyla kumlu akifere verilmektedir. Tesis Temmuz 2002'den itibaren işletimde olup, yeri Şekil 5.59'da sunulmuştur.

Şekil 5.59. Torreele Su Geri Kazanım Tesisi'nin Yeri

Tesiste ikincil arıtımdan geçmiş suların geri kazanımı amacıyla UF ve RO prosesleri kullanılmakta olup, çıkış suları serbest yüzeyli bir akifere verilmektedir. Akifere verilen su için bekleme zamanı 30 gün ile 5 yıl arasında değişmekte olup, verilen suyun %50 si 55 gün içinde tekrar alınmaktadır. Bu akifer işletme yönetimi 2002'den itibaren sürdürülmekte olup hem sürdürülebilir akifer yönetimi amaçlanmış hem de yüksek kaliteli su üretilmektedir. Tesisin akım şeması Şekil 5.60'da verilmiştir.

Wulpen Atıksu Arıtma Tesisi 1987 yılında kurulmuş olup, organik madde ve askıda katı madde giderimi amaçlanmıştır. 1994 yılında tesis genişletilerek nütrient arıtımı da ilave edilmiştir. Tesise su getiren atıksu kanalı birleşik bir sistem olup, tesiste mekanik arıtma amacıyla 2-kademeli ızgara, kum tutucu ve dikdörtgen bir çöktürme tankı kullanılmaktadır. Biyolojik proses klasik bir düşük yüklemeli sistem olup; pre-denitrifikasyon-aktif çamur sistemidir. Fosfor kimyasal çöktürme ile giderilmektedir. Tesis çıkış suyu ise Torreele Tesisi'ne cazibe ile alınmaktadır. Çıkış suyu deposuna alınmadan önce su 1 mm aralıklı bir ön-ızgaradan geçirilmektedir. Tesisin Temiz su kapasitesi yaklaşık 7.000 m^3/gün'dür. Biyolojik büyümeyi kontrol altında tutabilmek için klor ilave edilmektedir. Çıkış rezervuarından, su paralel beş ultrafiltrasyon tesisine alınmaktadır. UF olarak ZeeWeed® modülleri (ZENON, ZW500C) kullanılmakta olup, maksimum akısı 36 LMH'dir. Filtrasyon zamanı 480-600 saniye, geri yıkama ise 30 saniyedir. Her bir 30-35 geri yıkamadan sonra klor ile geri yıkama yapılmaktadır. UF çıkış suyu kloraminlendikten sonra RO prosesine verilmektedir. RO tesisinde hem çökelti önleyici hem de sülfürik asit ilave edilmektedir. Ayrıca $NaHSO_3$'de sisteme verilmektedir. RO tesisinden önce su 15 µm'lik bir kartuş filtreden geçmektedir. RO tesisi düşük-enerjili DOW membranlardan (BW30 LE-440) meydana gelmekte olup, 2/1 konfigürasyonu kullanılmaktadır. Ortalama su geri kazanım oranı %77 ve tasarım akısı maksimum 20 LMH'dir. Aşağıda Çizelge 5.24'de tesisle ilgili diğer bilgiler sunulmuştur.



Şekil 5.60. Torreele Su Geri Kazanım Tesisi Akım Şeması

Çizelge 5.24. Torreele Su Geri Kazanım Tesisi tanıtımı

Proje Amacı	Akiferin sürdürülebilir yönetimi için geliştirilmiştir.
Proje durumu	Temmuz 2002 yılından beri isletmededir.
İnfiltrasyon kapasites	2.500.000 m3/yıl
Su kaynağı	WWTP ikincil cıkıs suyu
Recharge metodu	Açık infilrasyon havuzu, 18.200 m2.
Ekstraksiyon metodu	112 adet kuyu. Filtre elemanları yüzeyden 8 ve 12 m aşağıdadır.
Ekstraksiyon kapasitesi	3.500.000 m3/yıl
Dezenfeksiyon	Dağıtımdan önce UV
Membranlar	UF: Zenon ZW500C), 15.600 m2, maksimum Akı 36 LMH RO: Dow (BW30 LE-440), 15.744 m2, maksimum akı 20 LMH
Geri kazanım	UF: minimum %87 RO: minimum %75

Ters osmoz tesisinde m^3 su üretimi için enerji gereksinimi 0,555 kWh'dir. Ters osmoz membranları üzerinde yapılan otopside alüminyum silikat çökelekleri tespit edilmiş ve kloraminlerin membran yapısına zarar vermediği görülmüştür. Tesis çıkış suyu kalitesi Çizelge 5.25'de verilmiştir.

Çizelge 5.25. Torreele Su Geri Kazanım Tesisi tanıtımı

Parametre	Birim	UF	RO	İnfiltrasyon
İletkenlik	µS/cm	1211	25	45
pH	-	7,98	5,51	6,29
TOK	mg/L	10,4	0,3	0,4
Toplam Sertlik	mg/L CaCO3	28	<0,5	<0,5
Klorür	mg/L	220	5,1	3,2
Florür	mg/L	0,17	<0,2	<0,2
Sülfat	mg/L	75	14	<1
Nitrat	mg/L	19	2,2	2,5
Amonyak	mg/L	1,9	<0,1	0,13
Fosfat	mg/L	19,4	0,4	<0,1
Silisyum	mg/L			0,3
TTHM	µg/L			3,8
Alüminyum	µg/L	65	2,6	12
Krom	µg/L	1,8	<10	<2,5
Bakır	µg/L	32	<20	<5
Demir	µg/L	44	<20	<75
Kurşun	µg/L	2,6	<20	<5
Mangan	µg/L	155	<5	<10
Cıva	µg/L	16	<20	<0,2
Nikel	µg/L		3,7	<3
Sodyum	mg/L		<20	10,5
Çinko	µg/L			<20
Toplam koliform	Sayı/100 mL	0-2	0	0
E. Koli	Sayı/100 mL	0	0	0
HPC 22°C	Sayı/100 mL	22	2	<1

UF ve RO prosesinin ikisi de konsantre ürettiği için, önemli bir hacimdeki su deşarj edilmektedir. Oluşan tüm konsantrenin yaklaşık %35'i UF geri yıkama suları, %65'i ise RO konsantresidir.

Oluşan tüm konsantre yakındaki bir kanala verilmekte ve kanaldan da denize taşınmaktadır. Fakat oluşan konsantrenin deşarjı/bertarafı için çeşitli çalışmalar yapılmıştır. Bu amaçla yapay sulak alan ve bitki sulama alternatifleri pilot çalışmalarda denenmiştir. Pilot ölçekli sazlık sulamada, bitkilerin tuza yeterli toleransı olmadığı belirlendikten sonra söğüt sulamada kullanılmış ve başarılı sonuçlar alınmıştır. Sulamadan sonra sudan organik madde, askıda katı madde, azot ve fosfat giderilebileceği belirlenmiştir. Böylece konsantreden üretilen biyokütlenin ısınma ve enerji üretiminde kullanılabileceği belirtilmiştir.

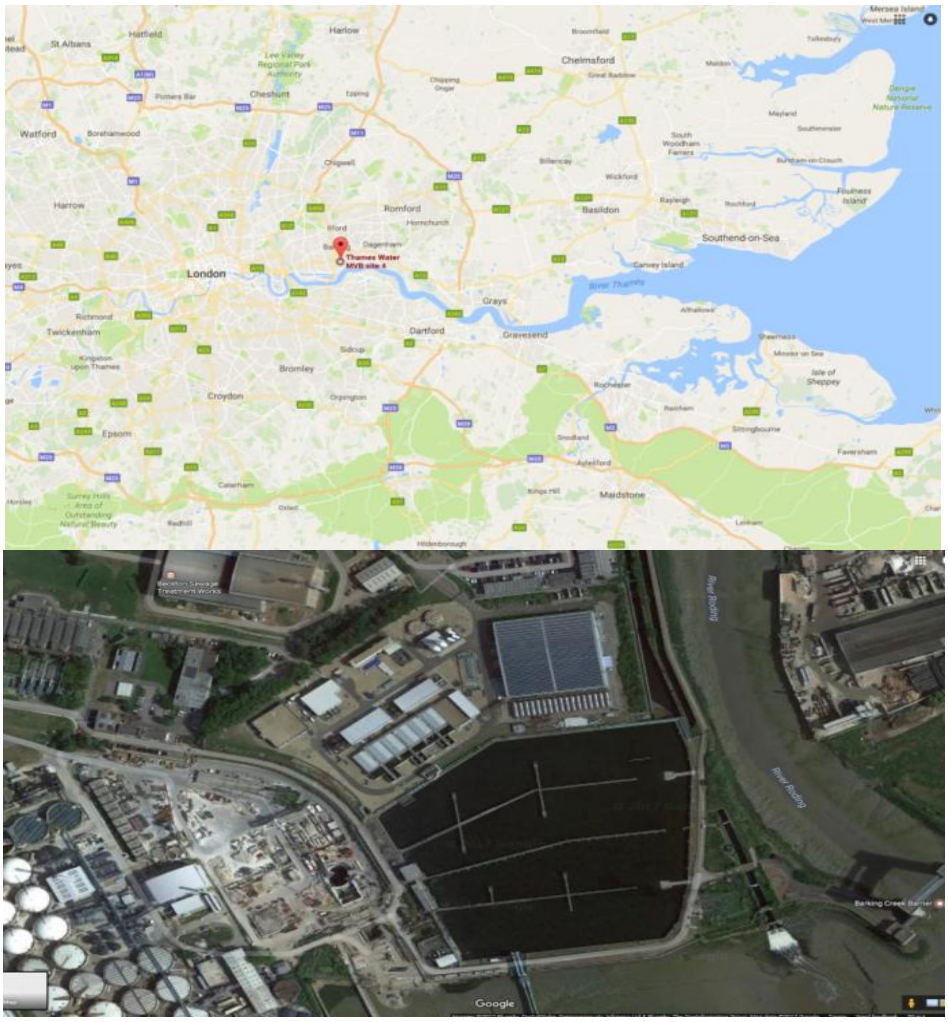
5.3.4.2. Thames Gateway desalinasyon tesisi

Desalinasyon tesisi Thames Nehrinden su almakta olup, tesis Becton, Londra'da kurulmuştur (Şekil 5.61). Londra'nın nüfusunun artacağı düşünülerek mevcut su kaynaklarının artan ihtiyacını karşılamakta zorlanacağına karar verilmiştir. Bu amaçla Londra'da ilk defa içme suyu üretimi amaçlı bir desalinasyon tesisi kurulmuştur. Tesis Thames nehrinden tuzlu suyu alarak ters osmoz prosesiyle tuzsuzlaştırmaktakdır. Bu amaçla tesis 2010 yılında kurulmuştur. Ayrıca Şekil 5.62'de su alma yapısının inşaatı sırasında çekilmiş fotoğraflar da sunulmuştur. Londra'nın su ihtiyacının dengelenmesi amacıyla kurulan tesisin kapasitesi 150.000 m^3/gün'dür. Yaşanan gel-git nedeniyle bu bölgede istenilen su miktarı çevreye zarar vermeden çekilebilmektedir. Yaşanan gel-git olayları ve mevsimsel değişikler nedeniyle, ham suyun sıcaklığı, tuzluluğu, partikül ve çözünmüş madde konsantrasyonu önemli ölçüde değişebilmektedir. Bu amaçla 2003 yılında bir pilot tesis kurularak 18 ay işletilmiş ve en uygun ön arıtmanın belirlenmesine çalışılmıştır.

Proses; ham atıksu alımında kullanılan ızgara, ham su depolama, karıştırma ve dengeleme, koagülasyon, flokülasyon, lamella çöktürücü, basınçlı kum filtreleri, ultrafiltrasyon ve 4-aşamalı ters-osmoz sistemiyle, dezenfeksiyon ve mineral ilavesini barındıran son arıtım (kireç, CO_2 ve $MgSO_4$ ilave edilmektedir) ünitelerinden oluşmaktadır (Şekil 5.63).

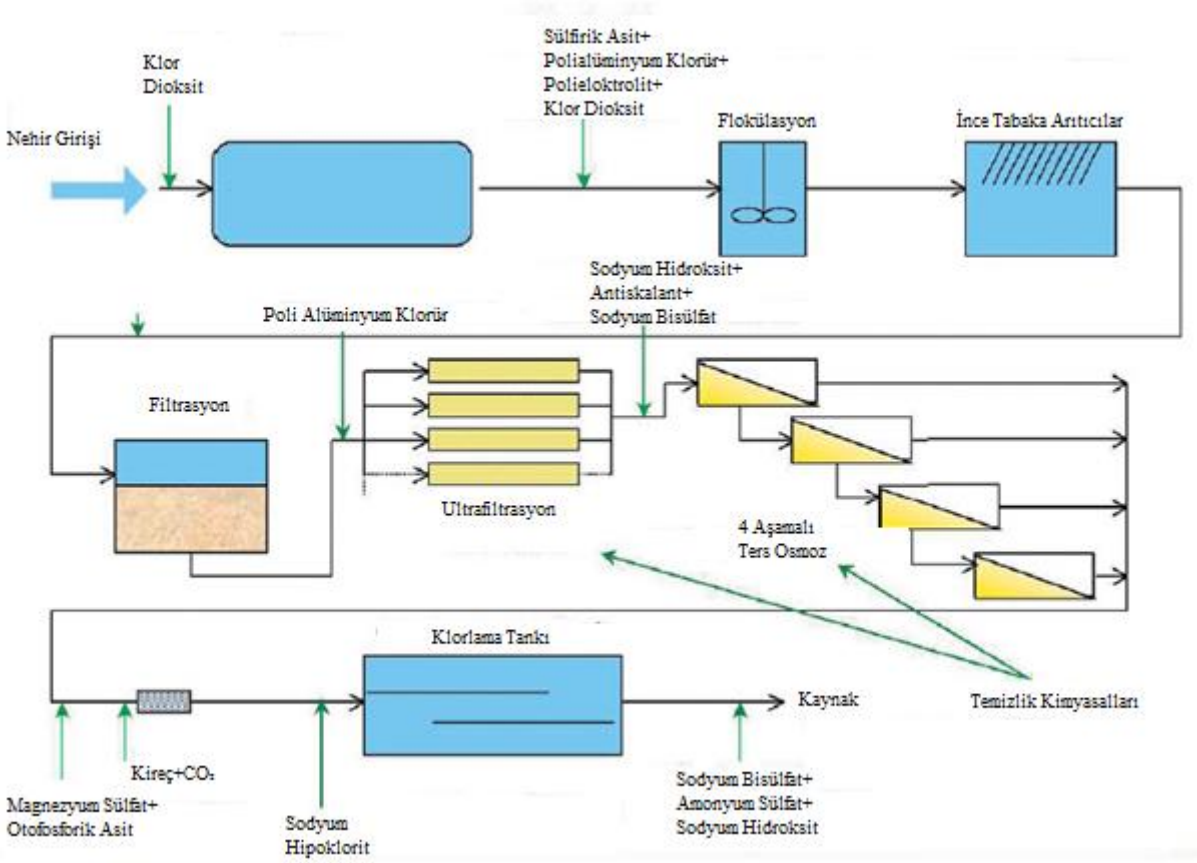
Tesiste ihtiyaca bağlı olarak kapasitesinden daha az su ile işletilebilmektedir. Tesiste enerji kullanımını azaltmak için birçok inovasyon mevcuttur. Konsantre akımdan enerji geri kazanımı için Pelton türbinleri kullanılmaktadır. Ayrıca, her bir ters osmoz besleme pompası değişen hızda çalışabilen sürücü ile donatılmıştır. Projenin toplam bedeli 270 milyon £ dur. Tesise giren su kalitesi aşağıda Çizelge 5.26'da verilmiştir.

Nehir tabanının 3 m üzerinden su alınmakta ve böylece sedimentin su ile gelmesi engellenmektedir. Gel-git olayları nedeniyle su seviyesi 7 m'ye kadar değişebilmektedir. Su alma yapısından 3 mm'lik bakır-nikel alaşımdan yapılmış kama şeklinde bir ızgara ile su alımı yapılmaktadır. Izgara dönemsel olarak hava ile temizlenmektedir. Nehirden alınan su 1.400 mm'lik borularla taşınmaktadır. Salinity buffer tank (tuzlu su dengeleme havuzu) hacmi 175.000 m^3 olup, bir günlük su depolayabilmektedir. Depolama tankından su 3 adet lamella çöktürücülere gelmektedir. Lamella çöktürücüler bal-peteği şeklinde yapılara sahiptir. Çöktürülen çamurun bir kısmı, yumaklaştırıcıya geri devrettirilmektedir. Su daha sonra diğer ön arıtma ünitelerine gönderilmektedir. Ters osmoz prosesinden önce iki aşamalı bir filtrasyon sistemi kullanılmaktadır. İlk aşama basınçlı medya filtrasyonu olup, 0,8-1,6 mm dane çaplı 17 adet kil yataklı filtrasyon sisteminden geçmektedir. Basınçlı filtreler duplex paslanmaz çelikten imal edilmiş olup, alanı 50 m^2'dir. İkinci aşama filtre ise ultrafiltrasyon olup, Norit Xiga SXL UF membranlarından 225 adet kullanılmaktadır (Çizelge 5.27). UF membran için 42 adet dizi kullanılmaktadır. Ters osmoz öncesinde 5 µm lik 10 adet kartuş filtre koruyu olarak kullanılmaktadır. Tesiste kullanılan UF modüllerine ait detaylar aşağıda sunulmuştur.



Şekil 5.61. Thames Gateway Desalinasyon Tesisi'nin Yeri

Şekil 5.62. Thames Gateway Desalinasyon Tesisi Su Alma Yapısının İnşaatından bir Fotoğraf



Şekil 5.63. Thames Gateway Desalinasyon Tesisi Proses Akış Diyagramı

Çizelge 5.26. Thames Gateway Desalinasyon Tesisi Giriş Suyu Kalitesi

Parametre	Birim	Minimum	Ortalama	Maksimum
pH	-	6	7,5	8
SS	mg/L	12,5	149	414
TDS	mg/L	414	7905	19724
İletkenlik	µS/cm	163	9693	24500
Bulanıklık	FTU	0,6	48,4	227
UV 254	Abs/m	1	11,7	38,1
Renk	Pt-Co	1	10,8	24
TOK	mg/L	1,3	4,1	9,4
DOC	mg/L	2,3	4,6	6,9
Toplam Organik Azot	mg/L	1	5,3	31,5
Toplam Hidrolarbonlar	mg/L	1	1	1,9
BOİ5	mg/L	1	2,5	9,7
KOİ	mg/L	16	211	1330
Toplam Sertlik	mg/L CaCO3	178	1229	3390
Sodyum	mg/L	1	2237	16677
Potasyum	mg/L	7	83,2	246,7
Amonyak Azotu	mg/L	0,1	0,3	3
Amonyum	mg/L	0,1	0,3	3,9
Bor	µg/L	1,8	1150	4374
Alkalinite	mg/L CaCO3	76,5	190	235
Sülfat	mg/L	60,1	513	1281
Klorür	mg/L	41	3256	18316
Florür	µg/L	15	1275	15622
Nitrat	mg/L	4	17,8	139
Nitrit	mg/L	0	0,3	3,1
Toplam Fosfor	mg/L	0,5	1,7	9,4

Çizelge 5.27. Thames Gateway Desalinasyon Tesisi Ultrafiltrasyon Detayları

Membran tipi	Norit Xiga SXL 225
Membran dizi	42
Bir dizideki basınçlı kap	20
Bir kaptaki membran modülü	4
Toplam membran modülü	3360
Membran alanı	40
Toplam membran alanı (m^2)	134400
TMP (bar)	0,2-0,8
Filtrasyon türü	İçten dışa
Kimyasal geri yıkama	NaOH, NaOCl, HCl

Tesiste toplam 10.460 adet ters osmoz membran modülü kullanılmakta olup, toplam alan 387.000 m^2 olarak tahmin edilmiştir. Ortalama akının ise 16 LMH civarında olduğu hesaplanmıştır. Deniz suyu arıtımında gerekli enerji ihtiyacı yaklaşık 3 kWh/m^3 olup, tesise giren su Thames Nehri ve deniz suyu karşımı olduğundan gerekli enerji ise yaklaşık 1,67 kWh/m^3'dür. Üretilen suyun Kuzey Londra'daki yaklaşık 400.000 haneye su sağlayacağı düşünülmekte olup, tesisin çevresel etkisinin azaltılması amacıyla enerjinin bir kısmı için biyoyakıt kullanılmaktadır. Tesiste kullanılan RO membranlarına ait detaylı bilgi aşağıda Çizelge 5.28'de sunulmuştur.

Çizelge 5.28. Thames Gateway Desalinasyon Tesisi RO Detayları

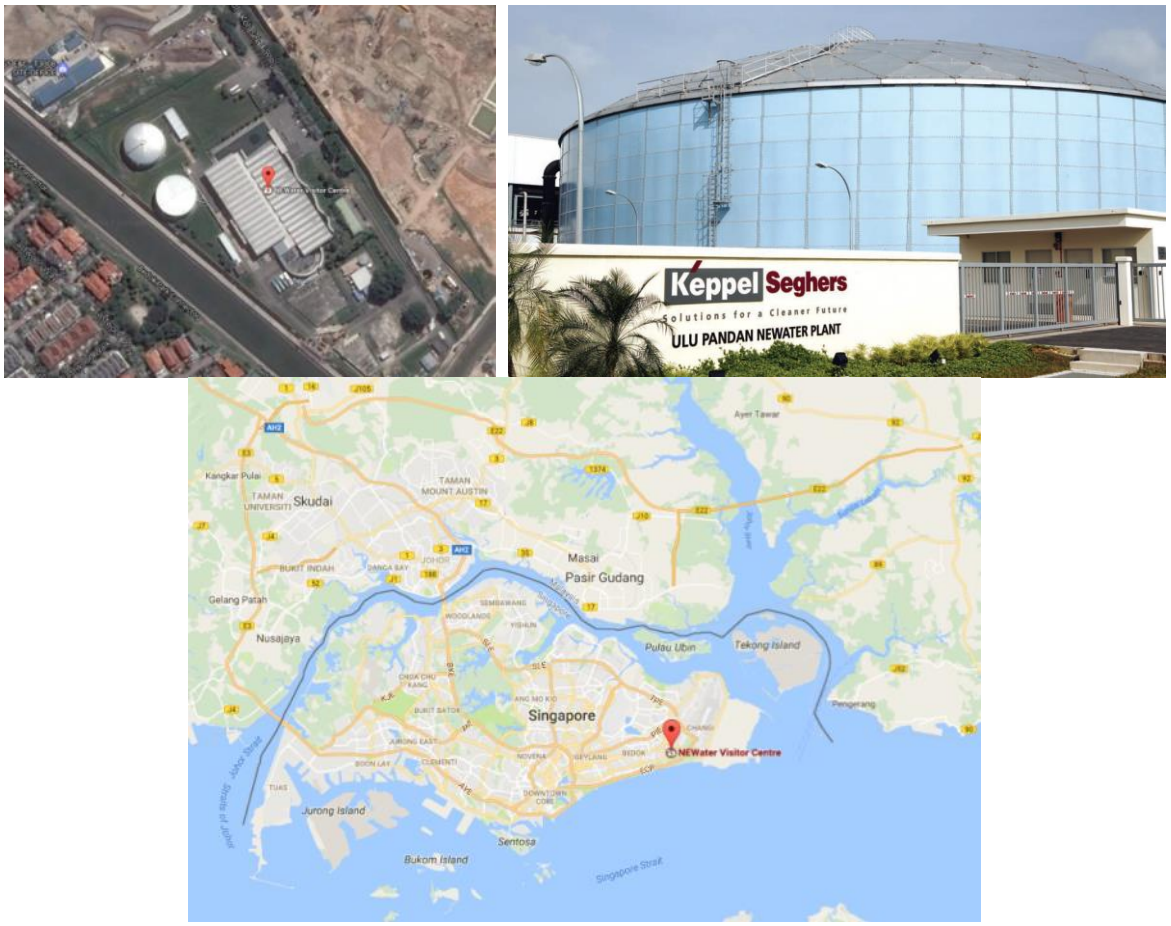
RO Aşama	**1**	**2**	**3**	**4**
Dizi sayısı	9	9	3	3
Geri kazanım (%)	37	37	37	37
Akı (LMH)	15	17	17	17
Süzüntü (m^3/gün)	64170	45790	30600	13040
Membran sayısı	5040	2646	1680	1050
Membran tipi	Hydranautics CPA3	Hydranautics SWC4	Hydranautics SWC4	Hydranautics SWC4

Ters osmoz tesisi 3 paralel hat halinde olup, her miri 50 MLD kapasitesindedir. Sistemin toplam geri kazanım oranı %84'dür. Ters osmoz proses çıkış suları ana bir kollektörle toplanmaktadır. Londra Beckton desalinasyon tesisinin (yaklaşık 150.000 m^3/gün kapasitede) RO konsantreleri, Beckton atıksu arıtma tesisinin ikincil derecede arıtılmış atıksularıyla karıştırılmakta (1:50 oranında) ve Thames nehrine deşarj edilmektedir.

5.3.4.3. Ulu Pandan Newater Plant

NEWater, ikincil arıtma çıkış sularının MF, RO ve UV'den geçirilerek oldukça kaliteli geri kazanılmış su üretmektedir. İlk NEWater tesisleri 2003 yılında Singapur'da Bedok (68.130 m^3/gün) ve Kranji (65.875 m^3/gün) tesisleri kurulmuştur. Ardından 2004 yılında yine Singapur'da Seletar (18.925 m^3/gün) ve 2007 yılında ise Ulu Pandan (121.120 m^3/gün) tesisleri kurulmuştur. Şu anda NEWater tesisleri tarafından üretilen su Singapur'un su ihtiyacının %15'ini karşılamaktadır. Beşinci ve en büyük NEWater tesisi (189.250 m^3/gün) Changi'de yer almaktadır. Yeni tesisler ve mevcut tesis kapasitelerinin arttırılmasıyla NEWater Singapur'un %30'luk su ihtiyacını karşılayacaktır. NEWater ile üretilen yüksek kalitedeki su daha çok endüstrilere verilmektedir.

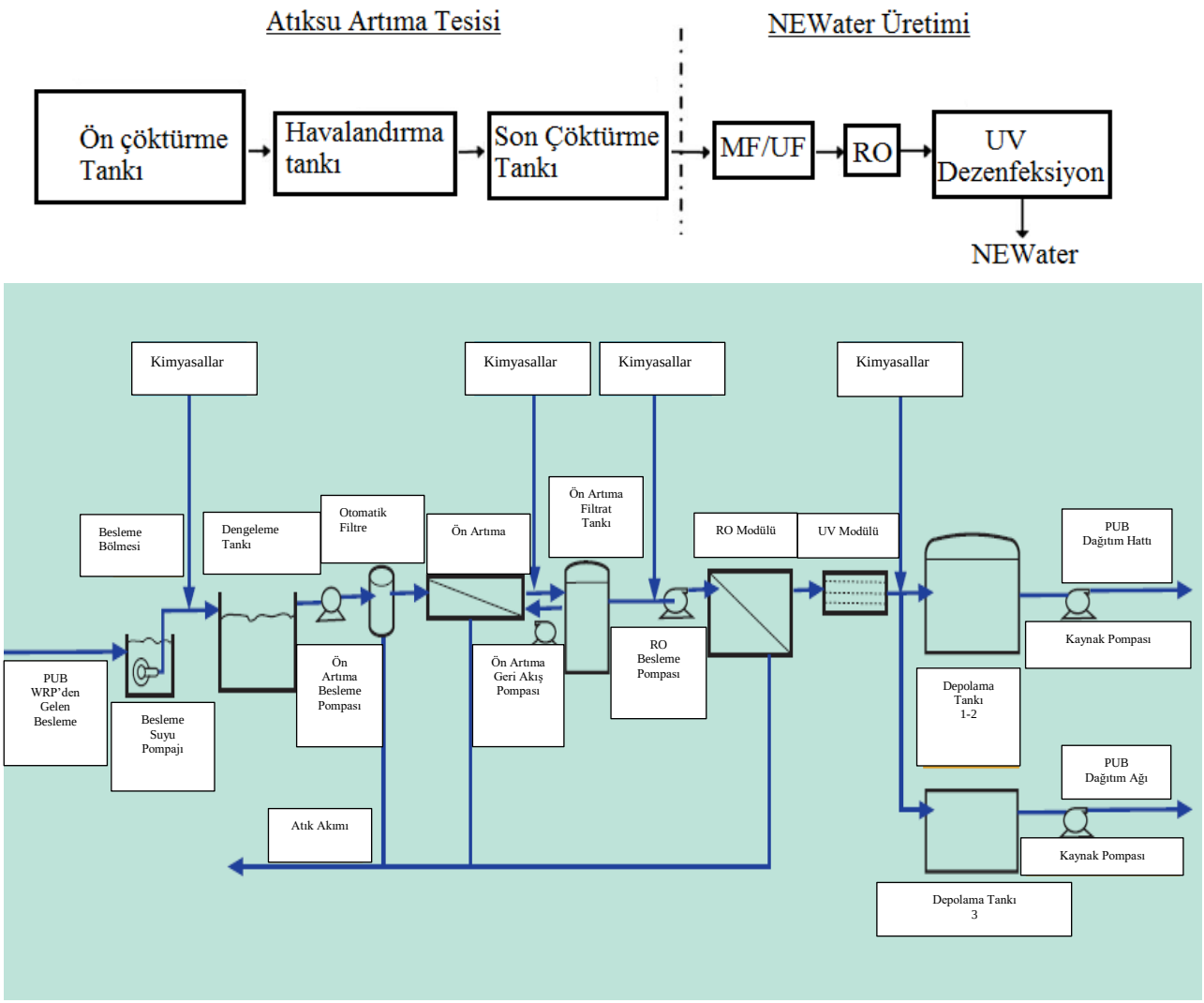
Keppel Seghers Ulu Pandan NEWater tesisi Singapur'da kurulan dördüncü NEWater tesisi olup, 148.000 m^3/gün kapasiteye sahiptir. Tesisin yeri Şekil 5.64'de gösterilmiştir. Kurulan tesisin kapasitesi kendinden önceki üç NEWater tesis kapasitesinden daha büyüktür. 2005 yılında yapımına başlanmış olup, 15 Mart 2005 tarihinden itibaren işletilmektedir. Tesise üçüncül arıtımdan geçmiş sular alınarak mikrofiltrasyon ve ters osmoz ve ultraviole deznefeksiyon proseslerinden geçirilerek kullanma suyu (direk içme suyu olarak kullanılmamakta) üretilmektedir. Böylece özellikle sanayi ihtiyacı karşılanarak mevcut içme suyu üzerindeki baskı da azaltılmıştır. NEWater hali hazırda rezarvuar suyuyla birleştirilerek konvansiyonel su arıtma tesisine gönderilmekte ve içme suyu üretilmektedir.



Şekil 5.64. Ulu Pandan NEWater Tesisi'nin Yeri

Proses akım şeması Şekil 5.65'da sunulmuştur. NEWater ultra temiz su anlamına gelmekte olup, atıksu çeşitli membran bariyerlerinden ve dezenfeksiyon adımlarından geçmektedir.

- Mikro/ultrafiltrasyon
- Ters-osmoz
- Ultraviole dezenfeksiyon



Şekil 5.65. Ulu Pandan NEWater Tesisi Proses Akım Şeması

Çizelge 5.29'da ise temiz su üretimi amacıyla kullanılan atıksuyun özellikleri verilmiştir. Biyolojik arıtımdan ve sonrasından da mikrofiltrasyondan geçmiş atıksu özellikleri ise Çizelge 5.30'da verilmiştir. Çıkış suyu direk olarak ters osmoz prosesine beslenmektedir.

Özellikle elektronik sanayiye su sağlanması durumunda TOK önem kazanmakta olup, RO prosesine giren suyun TOK konsantrasyonu 6,8-6,9 mg/L civarında olup (Çizelge 5.31), Ters osmoz prosesi çıkış suyu TOK konsantrasyonun değişimi Şekil 5.66'da sunulmuştur. RO prosesinden sonra TOK konsantrasyonu 30-50 ppb mertebesine kadar düşmüştür.

Ulu Pandan NEWater tesisinde RO prosesinde ortalama akı 17 LMH civarındadır. RO tesisi TMP değeri 7-9 bar arasındadır. Ayrıca RO tesis giriş ve çıkış suyu özellikleri Çizelge 5.32'de sunulmuştur. Singapur'da kurulan NEWater tesisleri ile kullanma suyunun %40'ı

üretilebilmektedir. Elde edilen başarıdan dolayı yeni tesislerin devreye alınması hedeflenmiş olup, Şekil 5.67'de sunulmuştur.

Çizelge 5.29. Ulu Pandan NEWater Tesis Detayları

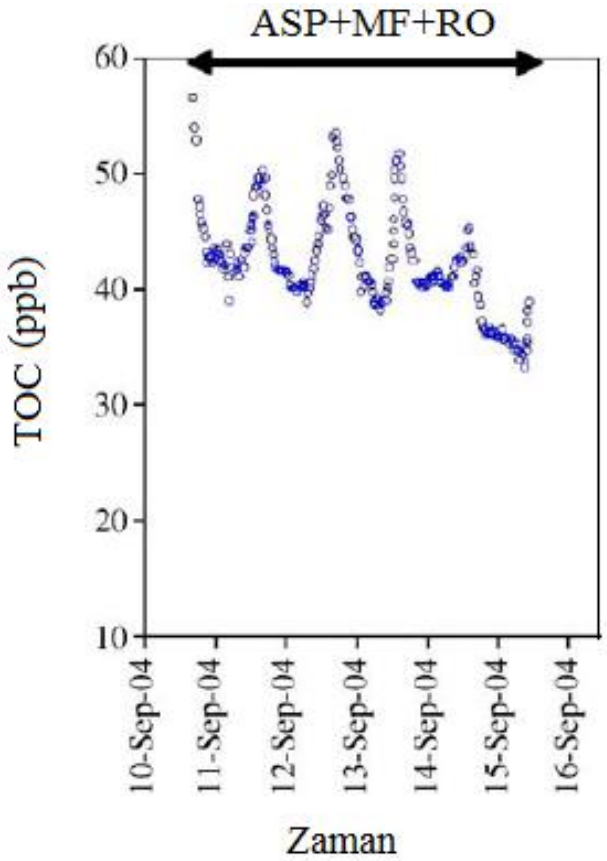
Yeri	61 Old Toh Tuck Road
Alanı	26,000m²
Kapasitesi	148,000 m³/day
PROSES TİPİ	
TEMEL İŞLEM	**TEKNOLOJİ**
Oto ızgara	Otomatik ızgara/Geri yıkama
Ön Arıtım Modülleri	Mikro-filtrasyon
RO Modülleri	Ters Osmoz
UV Modülleri	Ultra Viole Dezenfeksiyon
ULU PANDAN NEWATER KALİTESİ	
pH	7.0 - 8.5
Amonyum	<1 mg / l
İletkenlik	<200 us / cm
Bulanıklık	<2 NTU
TOC	<0.1 mg / l
Toplam Kalıntı Klor	0.5 - 2 mg / l

Çizelge 5.30. Ulu Pandan NEWater Üretimi Amacıyla Kullanılan Atıksu Arıtma Tesisi Giriş Suyu Özellikleri

Parametre	**Birim**	**Ortalama**
KOİ	mg/L	265
Çözünmüş KOİ	mg/L	109
$BOİ_5$	mg/L	99
TSS	mg/L	77
Toplam Azot	mg/L	45
TKN	mg/L	33
Amonyum Azotu	mg/L	26
Toplam Fosfor	mg/L	9,2
TDS	mg/L	817
Alkalinite	mg/L $CaCO_3$	173
pH	-	7,05

Çizelge 5.31. Ulu Pandan NEWater Tesisi Biyolojik Arıtım+MF Proses Çıkış Sularının (RO Besleme) Özellikleri

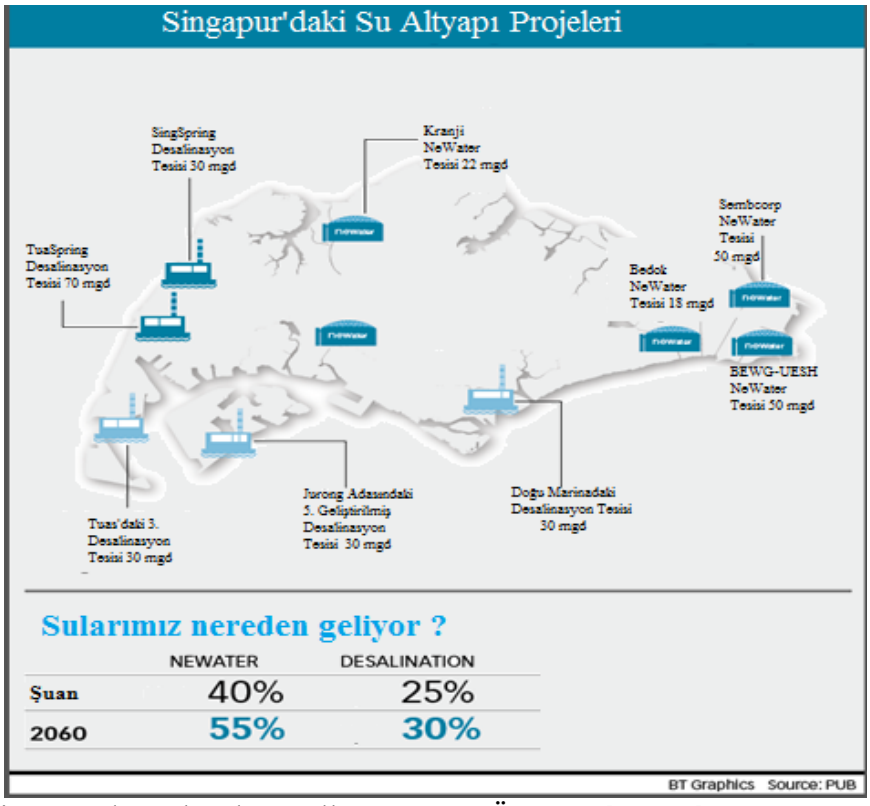
Parametre	Birim	Ortalama
Amonyum Azotu	mg/L	0,97-2,57
Nitrat	mg/L	25,2-42,2
TOK	mg/L	6,8-6,9
pH	-	6,7-6,8



Şekil 5.66. Ulu Pandan NEWater Tesisi RO Proses Çıkış Suyu TOC değerlerinin Değişimi

Çizelge 5.32. Ulu Pandan NEWater Tesisi Biyolojik Arıtım+MF Proses Çıkış Sularının (RO Besleme) Özellikleri

Parametre	RO besleme (mg/L)	RO Süzüntü (mg/L)	RO Giderim Verimi (%)
Amonyum Azotu	1,96-5,54	0,07-0,42	87,7-97,4
Bor	0,08-0,1	0,059-0,074	24,1-34,7
Kalsiyum	24,8-30	0,001-0,004	99,9
Sodyum	123-169	2,83-3,86	97,6-98,2
Florür	1,29-1,42	0,012-0,029	98,2-99,3
Klorür	146-193	1,51-2,51	98,9-99,1
Nitrat	26,2-60,5	1,62-3,86	94,6-95,3
Sülfat	66,2-71,7	0,01-0,034	99,9
Sertlik	104-129	0,011-0,018	99,9
Silika	7,43-8,34	0,14-0,16	98,3-98,4
TDS	573-703	9,8-13,3	98,1-98,6
pH	6,6-6,8	5,4-5,5	-



Şekil 5.67. Singapur'da Atıksudan Kullanma Suyu Üreten Ulu Pandan NEWater Tesisi ve RO Proses Çıkış Suyu Üreten Tesisler ve Kapasiteleri

Ulu Pandan tesisinin tasarım kapasitesi 148.000 m^3/gün olup, su geri kazanım oranı %75-80 civarındadır. Tesiste 2 mg/L antiskalant kullanılmakta olup, üretilen konsantre içeriği Çizelge 5.33'de verilmiştir. 11 Mart 2017 yılında tesis RO konsantresine 3. aşama ilave ederek tesis temiz su üretimini 148.000 m^3/gün değerinden 162.800 m^3/gün değerine yükseltmiştir. NEWater tesislerinin uyguladığı konsantre yönetimi ile ilgili bilgilere ulaşılamamıştır. Bu yüzden detay sunulmamıştır.

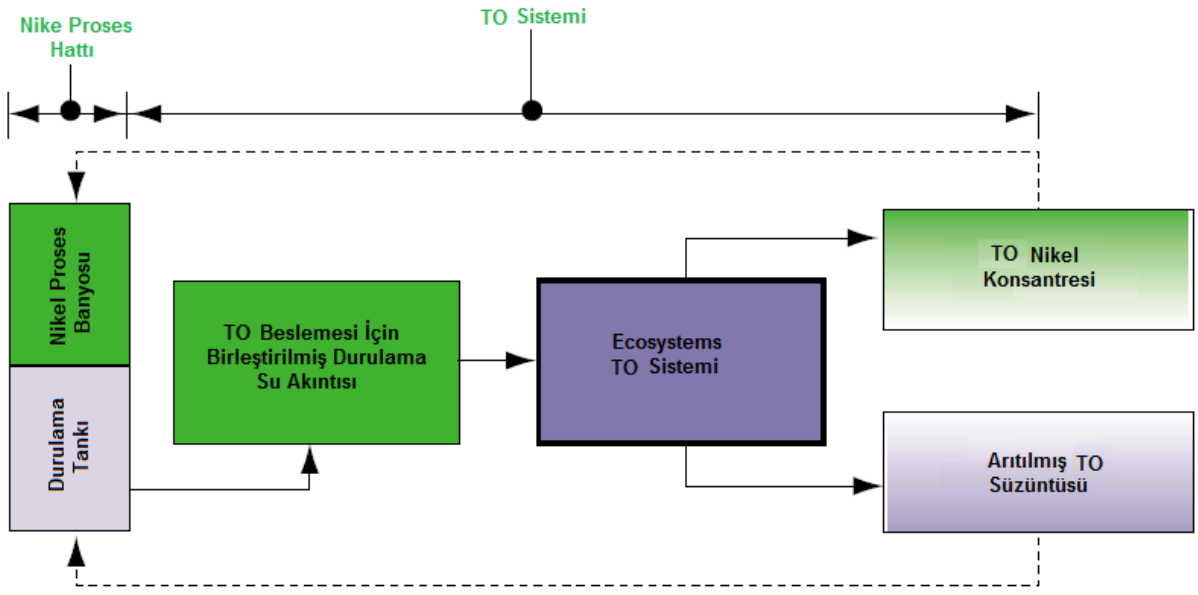
Çizelge 5.33. Ulu Pandan NEWater Tesisi Konsantre Özellikleri

Parametre	Birim	Değer
pH		6,75±0,6
İletkenlik	µS/cm	1574±49
TDS	mg/L	1046±28
TOK	mg/L	24,3±3,4
PO_4^{-3}	mg/L	8,7±4,0
SiO_2	mg/L	38,9±1,4
Al^{+3}	mg/L	0,08±0,03
Fe^{+3}	mg/L	0,20±0,02
Bulanıklık	NTU	0,28±0,01
UV_{254}	cm^{-1}	0,52±0,05
SUVA	L/mg.m	2,01±0,003

5.3.5. Diğer konsantre yönetim uygulamaları

5.3.5.1. Perfection plating

Perfection Plating (Illinois, Elk Grove Village, Illinois), atıksudan nikeli gidermek amacıyla Aralık 2000'de Ecosystems, Costa Mesa'dan bir RO sistemi satın alarak nikel banyolarındaki durulama suyunu arıtmıştır. Perfection Plating, klasik kimyasal çöktürmeye kıyasla nikel içeren atıksu arıtımını sağlamak ve atıksu deşarj sınırlarının altında kalmak için RO sistemini kurmuştur. Perfection Plating, otomotiv ve elektronik gibi çeşitli endüstrilere elektrolitik kaplama hizmetleri sunmaktadır. Tesis yaklaşık 65.000 ft^2'dir ve çeşitli nikel kaplama hatları içerir. Nikel içeren durulama suyu bir arada toplanır ve RO sistemine verilir. RO ünitesinden elde edilen süzüntü son durulama banyosuna, konsantre ise proses banyolarına gönderilir. Şekil 5.68, RO sistem akım şemasını göstermektedir.



Şekil 5.68. Perfection Planting'deki RO Sistem Akım Şeması

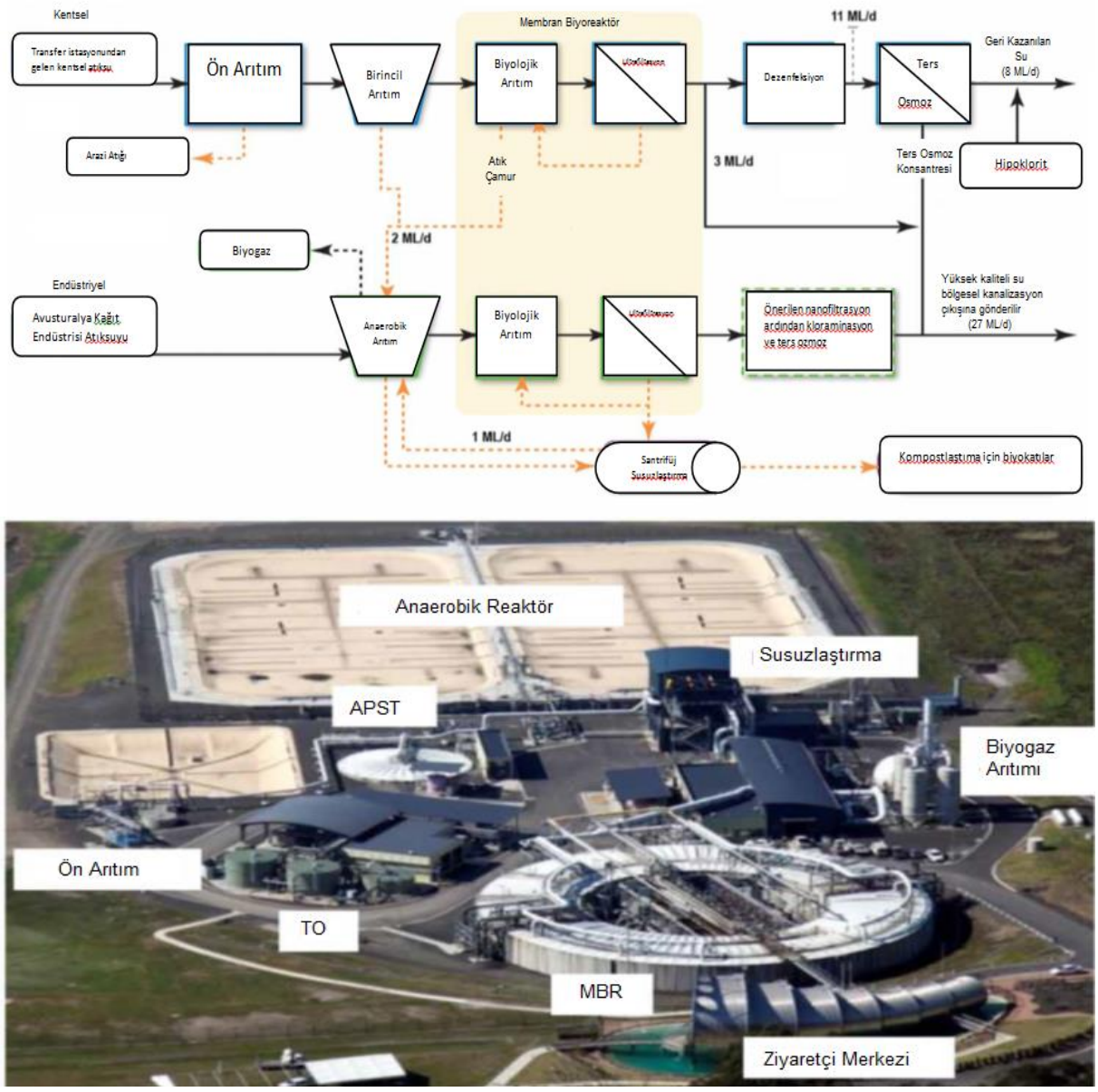
RO sistemi için kurulum ve devreye alma sırasında mühendislik desteği de dahil olmak üzere yatırım ve kurulum maliyetleri toplam 45.000 $ 'dır. İşletme ve bakım masrafları enerji, filtre değiştirme, sistem bakımı (pompalar, bağlantı parçaları vs.) ve membran temizliğini içermektedir. RO sistemi, nikel arıtımını ortadan kaldırarak basitleştirmenin yanı sıra başka çevresel ve ekonomik yararlar da sağlamıştır.

- Konsantreyi proses banyolarına geri döndürerek Perfection Plating, aylık kimyasallarda 1.939 $ tasarruf ederek kimyasal kullanımını yüzde 80 oranında azaltmıştır.
- Nikel hatlarının su kullanımını 200.000 galon'dan ayda sadece 2.000 galona düşürmüştür.
- RO Sistemi, nikel hatlarıyla ilişkili atıksu deşarj ücretlerini ortadan kaldırmıştır (Magnuson, vd., 2002).

5.3.5.2. Gippsland su arıtma tesisi

Avustralya'nın güney doğusundaki Gippsland Water tarafından işletilen Gippsland Su Arıtma Tesisi (GWF), 35.000 m³/gün'lük kapasiteye sahip bir tesisidir. Bu tesis 16.000 m³/gün evsel atıksu ve 19.000 m³/gün endüstriyel (kâğıt hamuru ve kâğıt) atıksuyu membran-biyoreaktör (MBR) dizisi ile arıtmaktadır. Daha sonra bölgesel kanalizasyon hattıyla birlikte pasifik okyanusuna deşarj etmektedir. Evsel MBR tesisi çıkış atıksuyunun bir kısmı, bölgesel su ihtiyacını karşılamak için gerek duyulduğunda bir kloraminasyon ve RO sisteminden geçirilmektedir.

Şekil 5.69'da gösterildiği gibi evsel atıksu arıtımı, ızgara ve kum tutucu, MBR, kloraminasyon ve RO'dan meydana gelmektedir. Endüstriyel atıksu arıtımı, anaerobik arıtım ve MBR'den oluşmaktadır. Evsel arıtmadan gelen atık çamurlar endüstriyel anaerobik arıtmaya yönlendirilir. RO tesisi, %75 geri kazanım ile ortalama 8.000 m³/gün su üretmek için boyutlandırılmıştır. Ham evsel atıksu için bir dengeleme tankı bulunmaktadır. Böylelikle RO tesisi düşük debi dönemlerinde de çalışmaya devam edebilir niteliktedir. RO konsantresi, endüstriyel MBR çıkışı ve ileri arıtıma tabii tutulmayan evsel MBR çıkışı ile birlikte kanalizasyon çıkışına yönlendirilir (Gippsland Water Factory, 2013; Daigger, vd., 2015).



Şekil 5.69. Gippsland su arıtma tesisi ve akım diyagramı

5.3.5.3. Florida (ABD)

Florida Dunedin'de, içme suyu acı sudan elde edilmektedir. Tesiste yaklaşık 3.000 m³/gün konsantre üretilmektedir. Konsantre kentsel arıtılmış atıksu ile birlikte 3,8:1 paçal oranıyla deşarj edilmektedir (Abdessemed ve Nezzal, 2003; Kety vd., 2002). Bu oran ile arıtılmış atıksuyun TÇK dğerini 300 mg/L'den yaklaşık 800 mg/L'ye yükseltmiştir.

Konsantre ve kentsel atıksuyun karışımı ile sulama, yerel koşullara bağlı olacaktır. Bazı uygulamalar için 1.000 mg/L'ye yaklaşan TÇK değerleri görülmüştür. Golf sahası çimleri ve turunçgil ağaçları nispeten tuza dayanıklı olsa da sulama suyundaki TÇK konsantrasyonu 1.000 mg/L'yi aşarsa zarar görebilmektedir. Öyle ki zeytin, badem ve antep fıstığı gibi diğer bitkiler sulama suyundaki TÇK konsantrasyonu 4.500 mg/L'ye ulaşsa bile yetişebilmektedirler (URS Australia, 2002).

5.3.5.4. Sasol Ltd. (Güney Afrika)

Güney Afrika'nın Secunda şehrinde kömür madenine sahip olan Sasol Ltd.'de bir Entegre Membran Sistemi (IMS) kurulmuştur. Sasol Ltd, yerel nehir akışlarının maden drenaj suyundan kirlenmesini önlemek için sistemi kurmak zorunda kalmıştır. Yüksek konsantrasyonda kalsiyum sülfat içeriği, su geri kazanımını sınırlamaktadır. Şirket, gazlaştırma, proses ısıtması, elektrik üretimi ve genel proses soğutmada büyük miktarda su kullanmaktadır. Bu nedenle su geri kazanımı oldukça önemlidir. EDR ve RO kombinasyonu, su arıtımı ve geri kazanımı için seçilmiştir. Membran desalinasyon tesisi, flokulator, kum filtreleri, 6.800 m^3/gün kapasiteli RO sistemi ve 7.600 m^3/gün kapasiteli EDR sisteminden oluşmaktadır.

Su ön arıtımdan sonra, EDR tesisine gönderilir. EDR ürünü RO sistemine girer. RO tesisi, doğrudan kazan suyu arıtma tesisine gönderilen suyu üretir. RO konsantresi, EDR'ye geri gönderilir. Sasol Ltd., bu tesis ile 20 ppm TÇK içeren su üretir. Buna bağlı olarak %70 su geri kazanımı elde etmektedir (von Gottberg vd., 2005).

5.3.5.5. Goodyear/Buckeye, Phoenix (ABD)

Merkez Arizona Su Koruma Dairesi (CAWCD), Phoenix eyaletinin Goodyear/Buckeye bölgesindeki acı yeraltı sularını gelecekteki talepleri karşılamak için ideal bir kaynak olarak tanımlamıştır. Bu süreçte aşağıda belirtilen potansiyel su arıtımı ve konsantre yönetimi seçeneklerinin değerlendirilmesi için beş aşamalı bir karar verme süreci benimsenmiştir:

1- Proje parametrelerini tanımlama; istenilen yeraltı suyu kalitesi için hangi arıtma teknolojisinin en verimli olduğunu belirlemek.
2- Konsantre yönetim seçeneklerini belirleme.
3- Karar alma şartlarını tanımlama; Arıtım ve konsantre bertaraf seçimine rehberlik etmek için paydaşları belirlemek.
4- Kavramsal tasarım hazırlama; Kavramsal tasarımları ve maliyet tahminlerini hazırlamak.
5- Dereceleme ve sıralama seçenekleri; Arıtım ve konsantre yönetim seçeneklerini, paydaş düşüncelerine dayalı olarak değerlendirmek ve sıralamak.

Projede RO, NF ve EDR potansiyel acı su arıtma seçenekleri olarak değerlendirmiş ve en iyi arıtma prosesi olarak RO saptanmıştır. Değerlendirilen konsantre yönetim seçenekleri; soğutma suyu olarak yeniden kullanım, kimyasal çöktürme ile hacim azaltma, VSEP, kademeli sulama, termal teknolojiler ve sıfır sıvı deşarjıdır (buharlaştırma havuzları ve kristalleştiriciler). Yapılan değerlendirmeye dayalı olarak, aşağıdaki konsantre yönetimi seçenekleri bu proje için en güvenilir ve ucuz maliyetli seçenekler olarak belirlenmiştir:

1- Konsantrenin Palo Verde Nükleer Santralinde soğutma suyu olarak kullanılması.
2- Kimyasal çöktürme, ikincil RO ve son olarak buharlaştırma havuzları ile hacim azaltma veya sıfır sıvı deşarjı.

5.3.5.6. Arlington su arıtma tesisi (ABD)

Arlington tesisi nitrat, TÇS ve sertlik bakımından zengin yeraltı sularını arıtmakta ve 1989 yılından beri faaliyet göstermektedir. RO prosesinden çıkan konsantre şu anda Santa Ana Bölgesi boru hattına atılmaktadır. Bertaraf kapasitesi sınırlıdır, pahalıdır ve enflasyon oranını aşan bertaraf maliyetlerine maruz kalmaktadır. Batı Kentsel Su Bölgesi (WMWD), Arlington'ı 227.100 m^3/gün'den 378.500 m^3/gün'e genişletmek için aşağıdaki alternatifleri geliştirmiştir:

- İyon değiştirme ile nitrat azatlımı
- Biyolojik arıtma ile nitrat azatlımı
- Mevcut RO arıtma tesisine dördüncü bir RO dizisinin eklenmesi ve biyolojik nitrat giderimi yapılması
- Mevcut RO dizilerini artırmak, nitrat giderimi ve konsantre yumuşatmayı takiben ilave RO prosesi eklenmesi

Yukarıdaki seçenekler arasında konsantre yumuşatma ve biyolojik nitrat gideriminin devamında RO ile arıtım en iyi alternatif olarak tanımlanmıştır. Bu uygulama ile ilgili detaylı bilgi kısım 5.2.1.1'de verilmiştir.

5.3.5.7. Kaliforniya ceza ve rehabilitasyon bölümü

Kaliforniya Ceza ve Rehabilitasyon Bölümü, Deuel Meslek Yüksekokulu'nda bir RO arıtma tesisi tasarımı yaptırmışlardır. Bölgedeki yeraltı suları yüksek TÇK'ya sahiptir ve düşük konsantrasyonlarda demir ve mangan içermektedir. 22.700 m^3/gün kapasiteli bir RO arıtma tesisi tasarlanmıştır. Tasarım, konsantre bertarafı için sıfır sıvı deşarjı (ZLD) sistemini içermektedir. Bu doğrultuda, buhar sıkıştırmalı tuzlu su konsantratörü ve 4 dönümlük buharlaştırma havuzu konsantre bertaraf sistemine dahil edilmiştir. Anahtar RO projesi şunları içermektedir:

1. 2.270 m^3/gün kapasiteli RO tesisi
2. 0,19 m^3/gün kapasiteli ZLD sistemi.

5.3.5.8. Adelaide desalinasyon tesisi (ADP)

SA Water firmasının en büyük desalinasyon tesisi, Lonsdale'deki Adelaide Desalinasyon Tesisi (ADP). Tesis, 2011 yılından beri içme suyu tedarik etmektedir. Tesisin çevresel etkilerini azaltmak oldukça önemlidir. Tesis, dünyadaki birçok desalinasyon tesisi arasında en küçük karbon ayak izlerinden birine sahiptir. Çevresel etkiyi azaltmak için:

1- Yenilenebilir enerji kaynakların kullanımı,
2- Tesis içinde kullanılmak üzere yağmur suyu toplama,
3- Yerel sulak alanlarda yağmur suyu ve yüzey suyu akışını tutmak. Bu işlem doğal olarak suyun denize gitmeden önce kullanılmasını sağlar.

Gulf St Vincent körfezi, tesis inşa edilmeden önce 2008'den beri izlenmektedir. ADP, tesisinden ileri gelen konsantre bir dizi özel difüzör kullanılarak okyanusa deşarj edilmektedir. Difüzörler kıyıdan yaklaşık 1 km uzaklıktadır ve konsantrenin iyi bir şekilde deniz suyuyla karıştırılması için tasarlanmıştır. Difüzörlerin diğer önemli rolü, Vincent Körfez'indeki tuzluluk seviyelerini tutarlı tutmaya yardımcı olmaktır. Fotoğraflar 2013 yılında bir deniz biyoloğu tarafından çekilmiştir (Şekil 5.70). Bu fotoğraflarda difüzörlerin çevresini kuşatan balıkları ve deniz yaşamını görmek mümkündür. Konsantre deşarj sistemi, deşarj yakınındaki kıyı resifleri (kayaları) üzerinde en az etkiye sahip olacak şekilde tasarlanmıştır (SA Water, 2017).

Şekil 5.70. Adelaide Desalinasyon Tesisi çıkış yapısı ve su ortamı

5.3.5.9. Blue Hills desalinasyon tesisi

Blue Hills Desalinasyon Tesisi, 45.425 m^3/gün kapasiteye sahip olup Atlantik Okyanusu'ndan çektiği deniz suyunu arıtmaktadır. Sand Şehri Desalinasyon Tesisi ise 2.270 m^3/gün kapasiteye sahip ve Monterey Körfezi'ndeki deniz suyunu arıtmaktadır. Her iki tesis de konsantrelerini enjeksiyon kuyuları yoluyla deşarj etmektedir (Kiefer ve Eric, 2007; Water Technology, 2010).

5.3.5.10. Ormond Beach su arıtma tesisi

Ormond Beach Su Arıtma Tesisi hem kireçle yumuşatma hem de düşük basınçlı RO prosesinden oluşan 45.425 m^3/gün'lük bir tesistir. Düşük basınçlı ters osmoz prosesi, akiferden gelen tuzlu yeraltı sularını arıtmaktatır ve proseste oluşan konsantre özel bir atıksu terfi hattı aracılığıyla Ormond Beach Atıksu Arıtma Tesisine deşarj edilmektedir. Konsantre, arıtılmış atıksu çıkışıyla birlikte paçallanarak Halifax Nehri'ne deşarj edilir. Bu projenin uygulanmasından önce bazı kapsamlı çalışmalar yapılmıştır. Bu tamamlanmış çalışmalar, konsantre bertaraf yönteminin Halifax Nehri'nin kalitesini, alandaki bitki örtüsünü veya yüzeysel akiferin kalitesini olumsuz etkilemeyeceğini belirtmiştir. Ormond Beach Su ve Atıksu Arıtma Tesislerinin son yedi yıldır işletimde olması bu konsantre yönetim stratejisinin başarılı olduğunu göstermektedir (Hobbs ve Jorge, 2015).

5.3.5.11. Palm Coast desalinasyon tesisi

Palm Coast Desalinasyon Tesisi, düşük basınçlı ters osmoz prosesi toplam 28.700 m^3/gün'lük bir kapasiteye sahiptir. Yeni düzenleyici gelişmeler sonucunda, yüzey suyuna deşarj edilen konsantre (4.500 m^3/gün) yeni bir konsantre arıtım dizisiyle arıtılmakta ve geri kazanılmaktadır. Konsantre arıtım dizileri genellikle kireç/soda kül yumuşatması, pH ayarlama, ultrafiltrasyon ve dezenfeksiyondan oluşur. Yumuşatma prosesinde üretilen çamur yoğunlaştırılıp sudan arındırılmıştır (belt filtre presi) ve karayolu inşa malzemesi olarak kullanılmıştır. Bu konsantre

yönetim stratejisinin uygulanması, konsantrenin yüzeysel su deşarjlarını ortadan kaldırmış ve üretim kapasitesini 4.500 m^3/gün arttırmıştır (Locke, vd., 2015).

5.3.5.12. Ohio (ABD)

Ohio'da 13 RO tesisi bulunmaktadır. Bu tesisler içinde en büyük sistem, Lancaster'da bulunur. Lancaster, iki su arıtma tesisi ve 14 yeraltı suyu kuyusu işletmektedir. Arıtma tesislerinden biri olan Güney Tesisi, suyu yumuşatmak ve filtrelemek için RO prosesinden yararlanmaktadır. RO konsantresi kanalizasyona deşarj edilmektedir.

Ohio'daki bazı kuruluşlar RO prosesini kullanmayı ya düşünmüş ya da geçmişte RO kullanmışlardır. Ancak konsantre bertarafı konusundan dolayı tercih etmemişlerdir. Bu örneklerden birisi Columbus Şehri'dir. Columbus Şehri, RO arıtımının uygulanması ile dezenfeksiyon yan ürünlerinin oluşumunu ve kaynak sudaki yüksek nitrat konsantrasyonlarını sınırlamayı planlamıştır. Projenin ilk evrelerinde tespit edilen kritik konulardan biri, 200 milyon dolarlık proje bütçesini yaklaşık 100 milyon dolar aşan RO atıkları ve onaylanmış bertaraf planının eksikliğidir (CH2M, 2015).

5.3.5.13. Minnesota (ABD)

Minnesota içme suyunun %75'ni yer altı suyundan temin etmektedir. Radyum ve nitrat, Minnesota'daki birçok kentsel suda bulunan kirleticiler olup içme suyu standartlarını sağlamak için ek arıtım gerektirmektedir. Radyum içeren suların arıtımı için hidro manganez oksit (HMO) ve filtrasyon birlikte kullanılmaktadır (Goodview: 9.800 m^3/gün ve La Cresent: 5.300 m^3/gün). Mankato (45.400 m^3/gün) tesisi su kaynağı olarak nehir suyu ve derin akiferlerden çekilen suları kullanmaktadır. Derin akifer kuyuları, yüksek seviyelerde radyum içerir. Bu tesislerde RO ve yumuşatma prosesleri yer almaktadır.

Bu sistemlerin RO konsantresi kanalizasyon sistemine deşarj edilir. Kanalizasyon sisteminin bulunmadığı yerlerde konsantre nehre deşarj edilmektedir. Nitrat sorunlarına sahip bazı tesisler (Hastings) konsantre bertaraf konusundan uzak durmak için RO yerine iyon değişimini seçmişlerdir (CH2M, 2015).

5.3.5.14. Orta doğu uygulaması

Ortadoğu'da, buharlaştırma havuzu teknolojisi yaygın olarak uygulanmakta ve kurak bölgelerin olduğu Avustralya'da az da olsa uygulanmaktadır. Düşük yağışlı, iklim koşullarının istikrarlı ve nispeten hızlı buharlaşma oranları için uygun olan bölgelerde buharlaştırma havuzu teknolojisi çok daha etkilidir.

Umman ve Birleşik Arap Emirlikleri'nde konsantre bertaraf yöntemi olarak buharlaştırma havuzlarından kıyı şeridine, dere yataklarına ve okyanusa deşarjına kadar varan yaygın uygulamalar vardır. Umman'daki ters osmoz tesisleri, tuzlu yeraltı suyunu besleme suyu olarak kullanmaktadır ve uygulanan konsantre bertaraf yöntemi genellikle arazi merkezlidir. Öte yandan, Birleşik Arap Emirlikleri'ndeki tesislerde ise konsantre denize deşarj edilmektedir. Buharlaşma havuzlarında karşılaşılan problemlerden birisi göletlerdeki kaçaklar ve dolgu malzemesindeki çöküntülerdir.

Buharlaşma havuzlarına tuzlu su bertarafının inşaat maliyeti verilerine göre havuz büyüklüğü arttıkça inşaat birim maliyeti düşmektedir. Bir buharlaşma havuzunda toplam maliyeti etkileyen birkaç faktör vardır. Bu faktörler arasında, tesis konumunun uzaklığı, yerel inşaat malzemelerinin

bulunabilirliği ve iş gücü bulunmaktadır. Çizelge 5.34, Umman'da Elektrik ve Su Bakanlığı'ndan sağlanan yakın zamanda inşa edilmiş beş buharlaşma havuzunun inşaat maliyeti verilerini göstermektedir (Ahmed vd., 2000).

Çizelge 5.34. Umman'da kurulan buharlaştırma havuzları ve inşaat maliyetleri

Tesis	Kapasite (m^3/g)	Geri Kazanım Oranı (%)	Konsantre debisi (m^3/g)	İnşaat Maliyeti ($)	Havuz Boyutu (m^2)	Birim Maliyet ($/$m^2$)	Giderilen Tuzlu Suyun Birim Debisi İçin Malityet ($/$m^3$/g)
Adam	1.000	75	333	384.157	57,60	6,7	1.154
Haima	100	38	163	121.360	15,04	8,1	745
Esherjah	100	42	138	184.766	13,20	15	339
Al-Haj	100	40	150	153.423	13,20	11,6	1.023
Khumkham	100	45	122	65.629	1,200	54,7	538

5.3.5.15 Arizona uygulaması (ABD)

Phoenix Metropolitan bölgesinde RO prosesi kullanılmaktadır. Büyük miktarda içilebilir su üretilmesi aynı zamanda büyük miktarlarda konsantrenin oluşmasına neden olacaktır. Bazı bölgeler için konsantre bertarafının en yaygın iki yöntemi buharlaştırma havuzları ve kanalizasyona deşarjdır. Büyük miktarlarda konsantre üretimi söz konusu olduğunda hiçbir yöntem sürdürülebilir değildir. Büyük buharlaştırma havuzları son derece pahalıdır ve kanalizasyona deşarj, alıcı atıksu arıtma tesisini olumsuz yönde etkileyebilmektedir.

Planlama düzeyinde, bölgesel konsantre yönetimi için altı olası alternatif vardır. Bu alternatifler maliyet, enerji tüketimi ve çevresel uygunluk açısından incelenmiştir. Bunlar;

Alternatif 1: Yumaya boru hattı,
Alternatif 2: Çöldeki buharlaştırma havuzlarına boru hattı,
Alternatif 3: Konsantre yoğunlaştırıcı / buharlaştırma havuzları,
Alternatif 4: Yumuşatma / ikincil RO / buharlaştırma havuzu,
Alternatif 5: Gila Nehrine (sulak alan) yüzeysel deşarj,
Alternatif 6: Derin kuyu enjeksiyon sahasına boru hattı.

Çizelge 5.35, 37.850 m^3/gün büyüklüğündeki alternatiflerin yatırım, işletme ve bakım maliyetleri ve yıllık maliyetlerini göstermektedir. Buharlaşma havuzları, en fazla yatırım maliyetine sahipken, konsantre yoğunlaştırıcı seçeneği muazzam bir enerji harcar ve bu nedenle yüksek işletme ve bakım maliyetine sahiptir. Çizelge 5.36, tüketilen yıllık enerjiyi, bu enerjinin maliyetini ve geri kazanılan su miktarını göstermektedir.

Çizelge 5.35. Alternatif Karşılaştırmalar 37.850 m^3/gün (milyon dolar)

37.850 m^3/gün	Yumaya Boru Hattı	Buharlaştırma Havuzu	Konsantre Yoğunlaştırıcı	Yumuşatma & RO	Sulak Alan Yüzeyine Deşarj	Derin Kuyu Enjesiyonu
Yatırım	266,11 $	651,69 $	272,71 $	286,56 $	150,22 $	114,46 $
Bakım & Onarım	0,62 $	3,5 $	29,75 $	6,9 $	1,75 $	11,31 $
Yıllık Hesap	14,92 $	40,26 $	44,4 $	22,3 $	10,37 $	17,46 $

Çizelge 5.36. Alternatif Karşılaştırma- Yıllık Enerji ve Su Geri Kazanımı 37.850 m^3/gün

37.850 m^3/gün	Yumaya Boru Hattı	Buharlaştırma Havuzu	Tuzlu Su Yoğunlaştırıcı	Yumuşatma & RO	Sulak Alan Yüzeyine Deşarj	Kuyu Enjesiyonu
Enerji (kW-sa)	minimum	1.146.000	310.250.000	68.135.000	minimum	143.769.000
Enerji Maliyeti	minimum	88.000 $	23.889.000 $	662.000 $	minimum	11.070.000 $
Su Geri Kazanım	0	0	10.528	9.238	0	0

En avantajlı görünen iki alternatif yumuşatma / ikincil RO / buharlaştırma havuzu ve sulak araziye yüzeysel deşarjdır. İkinci seçenek olan yüzeysel deşarj ile oluşan sulak alan, incelenen tüm alternatiflerin en düşük yıllık maliyetine sahip olduğu ve enerji gereksinimleri az olduğu için daha caziptir (Poulson, 2010).

5.4. Genel Değerlendirme

İçme ve kullanma suyu temini ve atıksu geri kazanımı amaçlarıyla son yıllarda uygulama sayısı gittikçe artan membran proseslerinin tıkanma kontrolü dışındaki bir diğer temel sorunu oluşan konsantrelerin yönetimi ve bertarafıdır. Genel olarak, membran konsantrelerinin bertaraf teknikleri üzerine şablon, her tesise uygulanabilecek anahtar bir çözüm olmamakla birlikte, hali hazırda başarıyla uygulanan farklı bertaraf yöntemleri/teknikleri mevcuttur. Bu kapsamda uluslararası konsantre yönetimi uygulamaları bertaraf ve arıtım başlıkları altında detaylı olarak incelenmiş olup Çizelge 5.37'de konsantre yönetimi uygulaması yapan tesislere ait özet bilgiler sunulmuştur. Ayrıca membran konsantrelerinden materyal geri kazanımı yapan pilot ve/veya gerçek ölçekli tesisler Çizelge 5.38'de verilmiştir.

MEMKON projesinin bu iş paketi kapsamında incelenen uluslararası konsantre yönetimi uygulamalarına bakıldığında en çok uygulanan bertaraf yönteminin %37 ile yüzeysel sulara deşarj olduğu görülmüştür. Bunu %14 ile derin kuyu enjeksiyonu ve buharlaştırma uygulamaları takip etmektedir. Derin kuyu enjeksiyonu opsiyonu, bölge için yüzeysel suya ulaşımın olmadığı ve yer altı suyunun tuzlu olduğu iç bölgelerde uygulanabilmektedir. İncelenen tesislerin %11'i konsantrelerini kanalizayona deşarj deşarj ederek bertaraf etmektedir. Kanalizasyona deşarj, atıksu arıtma tesisinin işletimini zorlaştırabileceğinden genellikle küçük ölçekteki tesislerin kosantre bertaraf seçeneği olmuştur. İncelenen tesislerin %18'i ise sıfır sıvı deşarjı veya konsantre arıtımını tercih etmişlerdir. Çok az sayıdaki tesis ise konsantre yönetiminde yenilikçi bir yaklaşım sayılan konsantrenin soğutma suyu olarak kullanılması uygulamasını ve/veya atıksu arıtma tesislerinin ikincil arıtma çıkışları ile birlikte paçallanarak deşarj edildiği uygulamaları gerçekleştirmektedir. Konsantre arıtımı ile ilgili uygulamaların çoğu ise yeni geliştirilmekte olan sistemler olup çoğunlukla pilot ölçekli çalışmalardır. Konsantre yönetimini uygulayan tesisler daha çok deniz suyu desalinasyonu tesisleridir. Endüstriyel uygulamalara çok az rastlanılmıştır.

Birçok ülkedeki desalinasyon tesisleri konsantrelerini genellikle denize deşarj ederek uygulama ve mevzuat anlamında çok sıkıntı yaşamamaktadır. Ancak, özellikle endüstriyel atıksu arıtma tesislerinde, atıksu geri kazanımı ve üretim aşamalarında geri kullanımı amaçlı kurulan/kurulması planlanan membran proseslerinde konsantre yönetimi ve bertarafı sorunları için anahtar çözümler mevcut değildir. Bu tesislerde bertaraf ve yönetim çözümleri proje spesifik olmaktadır. Bu konudaki mevzuat boşlukları ve endüstriyel atıksulardaki sentetik kimyasalların, mikrokirleticilerin ve biyolojik arıtma sonrası bunların olası metabolitlerinin membran konsantrelerinde birikebilmesi, çözülmesi gereken sorunları bir miktar daha artırmaktadır. Çoğu

membran tesislerinde tortu kontrolü için dozlanan antiskalanlar ve asitlerin tuzları membran konsantrelerine geçmektedir. Ayrıca, membran temizliği için uygulanan kimyasal yıkamalardan gelen atıksular da konsantrelerle birleştirilip, deşarj edilebilmektedir. Bu kimyasalların deşarj sonrası alıcı ortama potansiyel etkileri konusunda yeterli veri mevcut değildir. Benzer sorunlar acı su, yüzeysel ve yeraltı sularından içme/kullanma suyu ve/veya endüstriyel proses suyu üreten membran tesislerinde de mevcuttur. Bu tür tesisler kanalizasyonun olmadığı durumlarda genellikle konsantrelerini su aldıkları kaynaklara veya yakındaki mevcut yüzeysel sulara vermektedirler. Membran konsantrelerinin kontrolsüz ve izlemesiz tekrar tatlı su kaynaklarına geri gönderilmesi özellikle uzun vadede içme ve kullanma suyu kaynaklarına olumsuz etkiler yapabilir. Su ve atıksu arıtımında teknik ve ekonomik açıdan uygulanabilir bulunan bazı membran tesisi projeleri konsantre deşarjı ve bertarafı sorunlarından dolayı hayata geçirilememektedir. Bu sorun özellikle endüstriyel atıksu arıtımı yapan membran tesisleri için geçerlidir. Konsantre yönetim stratejisi belirlenmemiş projelerin gerçekleştirilmesinden kaçınılmalıdır.

Çizelge 5.37. İncelenen tesislerin konsantre yönetim uygulamaları özet tablosu

Tesis	Bölge	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Başlangıç Tarihi	Kaynak Suyu	Deşarj Tipi
Sterling Şehri	Colorado-ABD	RO	İçme Suyu	-	-	Kuyu Enjeksiyon
Joint Arıtma Tesisi	Colorado-ABD	RO	İçme Suyu	2003	Yenilenemez Derin Akifer-Yenilenebilir Alüviyal Sular	Yüzeysel Sulara Deşarj
Doğu Cherry Creek Valley	Colorado-ABD	RO	İçme Suyu	2006	Beebe Draw Akifer	Kuyu Enjesiyonu
Illinois	Illinois-ABD	RO	İçme Suyu		Derin Akifer-Michigan Gölü	Kanalizasyona Deşarj
Javea	İspanya	RO	İçme Suyu	2001	Deniz Suyu	Yüzeysel Sulara Deşarj
San Pedro del Pinatar	İspanya	Biyolojik MBR	Atıksu	2007	Kentsel Atıksu	Yüzeysel Sulara Deşarj
Maspalomas Desalinasyon Tesisi	Kanarya Adaları İspanya	RO	İçme Suyu	1987	Deniz Suyu	Yüzeysel Sulara Deşarj
Barcelona Desalinasyon Tesisi	İspanya	RO	İçme Suyu	2009	Deniz Suyu	Yüzeysel Sulara Deşarj

Tesis	Bölge	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Başlangıç Tarihi	Kaynak Suyu	Deşarj Tipi
El Paso Solar Havuz Projesi	Teksas-ABD	Solar Havuz		1993		Buharlaştırma Havuzu
Orta Doğu Uygulaması	Orta Doğu	BuharlaştırmaHavuzu				Buharlaştırma Havuzu
Fas Uygulaması	Fas	Otonom Desalinasyon Tesisi	İçme Suyu	-		Buharlaştırma Havuzu
Merkez Arizona Uygulaması	Phoenix-ABD	RO	İçme Suyu	-	-	Sıfır Sıvı Deşarj
Fukuoka Desalinasyon Tesisi	Japonya	RO	İçme Suyu	2005	Deniz Suyu	Yüzeysel Sulara Deşarj
San Vicente Atık Su Arıtma Tesisi	California-ABD	RO	Atıksu		Kentsel Atıksu	Geri Kazanım
Perfection Planting	Illinois-ABD	RO	Atıksu	2000	Endüstriyel Su	Geri Kazanım
Dunedin Arıtma Tesisi	Florida-ABD	RO	İçme Suyu	1991	Acı Su	Arazi Sulama
Sasol LTD.	Secunda-Güney Afrika	EDR-RO	Atıksu	1997	Endüstriyel Su	Geri Kazanım

Tesis	Bölge	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Başlangıç Tarihi	Kaynak Suyu	Deşarj Tipi
Mocho Demineralizasyon Tesisi	Kuzey California-ABD	RO	İçme Suyu	2009	Acı Su	Kuyu Enjesksiyonu
CAWCD	Phoenix-ABD	RO	İçme Suyu	-	Acı Su	Buharlaştıtma Havuzu
Arlington Tesisi	Teksas-ABD	RO	İçme Suyu	1989	Yeraltı Suyu	Yüzeysel Sulara Deşarj
California Ceza ve Rehabilitasyon Bölümü	California-ABD	RO	İçme Suyu	2009	Yeraltı Suyu	Buharlaştırma Havuzu
Doğu Kentsel Su Bölgesi	ABD	RO-EDR	İçme Suyu	-	Yeraltı Suyu	Sıfır Sıvı Deşarj
Adelaide Desalinasyon Tesisi	Avusturalya	RO	İçme Suyu	2011	Deniz Suyu	Yüzeysel Sulara Deşarj
Blue Hills Desalinasyon Tesisi	Nassau-Bahamalar	RO	İçme Suyu	2006	Deniz Suyu	Kuyu Enjeksiyon
Sand Desalinasyon Tesisi	California-ABD	RO	İçme Suyu	2010	Deniz Suyu	Kuyu Enjeksiyonu
Ormond Beach Su Arıtma Tesisi	Florida-ABD	RO	İçme Suyu	-	Yeraltı Suyu	Yüzeysel Sulara Deşarj

Tesis	Bölge	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Başlangıç Tarihi	Kaynak Suyu	Deşarj Tipi
Palm Coast Desalinasyon Tesisi	Florida-ABD	RO	İçme Suyu	1992	Deniz Suyu	Yüzeysel Sulara Deşarj
Ohio Geneli	Ohio-ABD	RO-Yumuşatma	İçme Suyu	-	Yeraltı ve Yüzey Suyu	Kanalizasyona Deşarj
New Jersey Geneli	New Jersey-ABD	RO	İçme Suyu	-	Yeraltı Suyu	Yüzeysel Sulara Deşarj
New Carlisle	Indianna-ABD	RO	Atıksu	1980	Endüstriyel Su	Kireç Yumuşatma Kalıntılarıyla Harmanlanır
Bloomington	Indianna-ABD	RO	İçme Suyu	-	-	Kanalizasyona Deşarj
Minnesota Geneli	Minnesota-ABD	RO	İçme Suyu	-	Yeraltı Suyu	Kanalizasyona Deşarj
Bundamba İleri Arıtma Tesisi	Brisbane-Avusturalya	RO	İçme Suyu	2007	Atıksu Arıtma Tesisi	Sıfır Sıvı Deşarj
Gippsland Su Arıtma Tesisi	Avusturalya	RO	Atıksu	2010	Atıksu Arıtma Tesisi	Yüzeysel Sulara Deşarj
Chino Desalter Kurumu	California-ABD	RO	İçme Suyu	2011 2012	Yeraltı Suyu	Yüzeysel Sulara Deşarj

Tesis	Bölge	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Başlangıç Tarihi	Kaynak Suyu	Deşarj Tipi
Torreele Su Geri Kazanım Tesisi	Belçika	UF-RO	İçme Suyu	2002	Endüstriyel Su	Kuyu Enjeksiyon
Santa Barbara Şehri Des. Tesisi	California-ABD	RO	İçme Suyu	2017	Deniz Suyu	Yüzeysel Sulara Deşarj
Thames Gateway Des. Tesisi	Londra-İngiltere	RO	İçme Suyu	2010	Nehir Suyu	Yüzeysel Sulara Deşarj
Tampa Körfezi Des. Tesisi	Florida-ABD	RO	İçme Suyu	2005 2007	Deniz Suyu	Yüzeysel Sulara Deşarj
Gold Coast (Altın Sahil) Des. Tesisi	Queensland-Avusturalya	RO	İçme Suyu	2008	Deniz Suyu	Yüzeysel Sulara Deşarj
Perth Deniz Suyu Des. Tesisi	Avusturalya	RO	İçme Suyu	2006	Deniz Suyu	Yüzeysel Sulara Deşarj
Ula Pandan NeWater Tesisi	Singapur	MF-RO	İçme Suyu	2005	Atıksu Arıtma Tesisi	-
Ashkelon Desalinasyon Tesisi	İsrail	RO	İçme Suyu	2005	Deniz Suyu	Yüzeysel Sulara Deşarj
Palmahim Desalinasyon Tesisi	İsrail	RO	İçme Suyu	2007	Deniz Suyu	Yüzeysel Sulara Deşarj

Tesis	Bölge	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Başlangıç Tarihi	Kaynak Suyu	Deşarj Tipi
Hadera Desalinasyon Tesisi	İsrail	RO	İçme Suyu	2009	Deniz Suyu	Yüzeysel Sulara Deşarj
Arlington Desalter	California-ABD	RO-Pellet Reaktör	İçme Suyu	1990	Yeraltı Suyu	Kanalizasyona Deşarj
Batı Yakası Kentsel Su Bölgesi	California-ABD	RO-Pellet Reaktör	İçme Suyu	2008	Yeraltı Suyu	Kanalizasyona Deşarj
-	Florida-ABD	RO	İçme Suyu	1989	Yeraltı Suyu	Yüzeysel Sulara Deşarj
Reliance Endüstri	Jamnagar-Hindistan	HERO	Atıksu	-	Atıksu Arıtma Tesisi	-
HMEL Rafineri	Punjab-Hindistan	HERO-RO	Atıksu	-	Atıksu Arıtma Tesisi	Buharlaştırma Havuzu
Big Bear Area	California-ABD	VSEP	Atıksu	-	Atıksu Arıtma Tesisi	-
-	California-ABD	VSEP	İçme Suyu	2010	İçme Suyu	-
-	California-ABD	VSEP	İçme Suyu	-	Yeraltı Suyu	-

Tesis	Bölge	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Başlangıç Tarihi	Kaynak Suyu	Deşarj Tipi
Sunnyslop	California-ABD	VSEP	İçme Suyu	-	-	-
-	Arizona-ABD	RO-EDR	RO Konsantresi	-	-	Buharlaştırma Havuzu
Asya Coca Cola Tesisi	Hindistan	EDR	RO Konsantresi	2011	-	-
Doğu Yakası Kentsel Su Bölgesi	California-ABD	Yumuşatma-EDR Yumuşatma-RO	İçme Suyu	-	Yeraltı Suyu	Kanalizasyona Deşarj
Bakır Boru Üretim Tesisi	Kanada	ZLD	Atıksu	2000	Atıksu Arıtma Tesisi	-
Kâğıt Geri Dönüşüm Endüstrisi	Sudi Arabistan	ZLD	Atıksu	-	Atıksu Arıtma Tesisi	Solar Havuz
Çöp Süzüntü Suyu Arıtma Tesisi	Finlandiya	ZLD	Atıksu	-	Atıksu Arıtma Tesisi	-
Alüminyum Kromat Profil Prosesi Arıtma Tesisi	Finlandiya	ZLD	Atıksu	-	-	Tehlikeli Atık Bertarafı
Arvind Santej Tekstil Boyama Tesisi	Hindistan	ZLD	Atıksu	2001	-	Tuz Geri Kazanımı

Tesis	Bölge	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Başlangıç Tarihi	Kaynak Suyu	Deşarj Tipi
Bombay Rayon Tekstil Boyama Tesisi	Hindistan	ZLD	Atıksu	2006	-	Solar Havuz
Coca Cola Şişe Yıkama Tesisi	Hindistan	ZLD	Atıksu	2012	-	Tuz Geri Kazanımı

Çizelge 5.38. Membran konsantrelerinden materyal geri kazanımı yapan tesislerin özet tablosu

Referans	Ülke-Tesis	Tesis ölçeği	Arıtım nedeni	Arıtma teknolojisi	Debi	Geri Kazanılan materyal	Açıklama
Ramm-Schmidt, 2014	Arvind Santej Tekstil Boyama Tesisi, Hindistan	Gerçek ölçekli	Su geri kazanımı için kullanılan RO membran konsantrelerinin arıtımı ve su geri kazanımını arttırmak	Evaporatör + Kristalizatör + santrifüj	600 m^3/gün	Tuz	
Ramm-Schmidt, 2014	Hindistan Coca Cola Şişe Yıkama Tesisi, Hindistan	Gerçek ölçekli	RO membran konsantrelerinin arıtılması ve toplam su geri kazanımının arttırılması	MVR evaporatör + kristalizatör + santrifüj	150 m^3/gün	Tuz	
Ramm-Schmidt, 2014	Bakır Boru Üretim Endüstrisi, Kanada	Gerçek ölçekli	Sülfürik asitle bakır boruların yüzey temizlemesinin yapıldığı endüstiride su, bakır ve asit geri kazanımı	Evaporatör	350 m^3/gün	Bakır + asit	-Tesiste su geri kazanım oranı %98'dir. Evaporatör öncesi su, bakır ve asit geri kazanımı imkansızken evaporatör ile her üçü de geri kazanılırken herhangi bir fiziksel-kimyasal arıtmaya gerek kalmamıştır.
The WateReuse Research Foundation	Deniz suyu ve kuyu suyu arıtımı yapan RO tesisi, Eilat, Israil	Gerçek ölçekli	Deniz suyu ve kuyu suyu arıtımı yapan RO tesisinin RO konsantresinden yüksek kalitede NaCl üretimi yapmak	Solar havuz	-	NaCl	-2007 yılında 150.000 ton sofra ve endüstriyel amaçlı tuz üretilmiştir.
The WateReuse Research Foundation	Chino II Desalter, Kaliforniya, ABD	Gerçek ölçekli	Maliyetleri düşürmek için ticari amaçlı kalsiyum karbonat üretimi	Akışkan yataklı kristalizasyon	≈19.000 m^3/gün konsantre akımı	CaCO3	-CaCO3 fiyatı 30$/ton kabulü ile elde edilen gelir 130.000 $/yıl
Davis vd., 2006	-	Pilot ölçekli	Geri kazanım oranını arttırmak, bertaraf malyetlerini azaltmak, değerli kimyasalları geri kazanmak	RO + EDM	-	Na2SO4 + CaSO4	

Referans	Ülke-Tesis	Tesis ölçeği	Arıtım nedeni	Arıtma teknolojisi	Debi	Geri Kazanılan materyal	Açıklama
He vd., 2011	-	Pilot ölçekli	Su geri kazanımında kimyasal, enerji ve bertaraf maliyetlerini düşürmek	Pellet kireçle yumuşatma/ara kimyasal stabilizatör	-	Pellet	Pelletler, tavuk yemi, çimento, metal endüstri ve asfalt yapımında kullanılabilmektedir.
-	Zero Brine Projesi	Pilot Ölçekli	Değerleri mineraller ve tuzları içeren konsantre akımdan, çeşitli teknolojiler kullanarak değerli madde geri kazanım	Çeşitli yöntemler	-	Tekstil atıksularından tuzun geri kazanımı (TÜBİTAK MAM Çevre ve Temiz Üretim Enstitüsü tarafından gerçekleştirilecektir)	Proje, Avrupa Birliği Horizon 2020 çağrıları kapsamında desteklenmekte olup 1 Haziran 2017 tarihinde başlamıştır. Proje ortakları arasında TÜBİTAK MAM Çevre ve Temiz Üretim Enstitüsü de yer almaktadır.
-	Sol-Brine Projesi	Pilot Ölçekli-Gerçek ölçekli	Deniz suyu tuzsuzlaştırması sırasında oluşan konsantrenin minimizasyonu	Çeşitli yöntemler	-	Ticari amaçlı tuz üretimi	Proje, Avrupa Birliği LIFE+ kapsamında desteklenmiş olup 1 Ekim 2010-31 Aralık 2013 tarihleri arasında Kamu, üniversite ve özel sektör tarafından Yunanistan'da gerçekleştirilmiştir.

5.4.1. Konsantre yönetimi uygulamalarının ülkemiz özelinde değerlendirilmesi

Tüm konsantre yönetimi uygulamaları Ülkemiz açısından değerlendirildiğinde endüstriyel tesislerden oluşan konsantre akımlar için en uygun konsantre yönetimi seçeneği "kanalizasyona deşarj" dır. Kanalizasyona deşarj yönteminde yatırım/işletme ve enerji maliyetleri oldukça düşüktür. Endüstrilerden kaynaklanan konsantre akımlarda spesifik kirleticiler desalinasyon tesisi konsantrelerine nazaran daha yüksek konsantrasyonlarda olabilmektedir. Atıksu arıtma tesisi ile sonlanan kanalizasyon hattına verilen konsantre, diğer atıksu akımlarıyla birleşerek seyrelecektir. Aynı zamanda atıksu arıtma tesisinde spesifik kirleticilerin giderimi sağlanmış olacaktır. Ancak şu hususlara dikkat edilmelidir; i) atıksu toplama hattının hidrolik kapasitesinin sınırlı olması verilecek konsantre akım miktarını sınırlayabilir, ii) konsantre akımında kimyasal ve/veya biyolojik olarak parçalanması zor olan kirleticilerin bulunması durumunda atıksu arıtma tesisi işletimi olumsuz yönde etkilenebilir.

Ülkemiz için konsantre bertaraf yöntemlerinden biri olan "yüzeysel sulara deşarj" uygulaması daha çok desalinasyon tesisi konsantrelerinin bertarafı için uygun bir seçenek olmakla birlikte endüstriyel konsantreler için de uygun bir yöntem olabilmektedir. Bu yöntem maliyet açısından diğer yöntemlere nazaran bir adım öne çıkmaktadır. Özellikle deniz kıyısına veya tuzlu/acı su niteliği taşıyan yüzeysel sulara yakın tesisler için oldukça avantajlıdır. Ancak konsantrenin tuzluluk ve diğer kirletici içerikleri açısından yoğun olması alıcı ortamda birtakım olumsuzluklara neden olabilmektedir. Alıcı ortama olası etkilerinin tespiti için izleme çalışmalarının yapılması gerekmektedir.

"Derin kuyu enjeksiyonu" bertaraf yöntemi büyük ölçekli tesisler için oldukça uygundur. Ancak bu yöntemin uygulanması sınırlıdır. Derin kuyu enjeksiyonun yapılabilmesi için tesisin iç kesimlerde yer alması ve bulunduğu bölgenin yeraltı su seviyesinin çok düşük olup enjeksiyondan etkilenmemesi gerekmektedir. Bu yöntem Ülkemiz açısında değerlendirildiğinde özellikle İç Anadolu Bölgesi gibi yeraltı suyu seviyesinin düşük olduğu iç bölgelerde uygulanabilir. Ancak oldukça maliyetli bir yöntemdir. Yeraltı suyu karakteristiği izleme kuyuları ile mutlaka izlenmelidir. Bu yöntem yüksek sismik aktivitesi olan alanlarda veya jeolojik kırıkların yakınlarındaki alanlar için fizibıl değildir.

Diğer bir bertaraf yöntemi olan "buharlaştırma havuzları" doğrudan iklim koşullarına bağlı olduğundan Ülkemizde kullanım alanı sınırlıdır. Uygun iklim koşullarının sağlanmasının yanında oldukça fazla alan ihtiyacı bulunmaktadır. Arazinin değerli olduğu veya tarımın yoğun olarak yapıldığı bölgelerde bu bertaraf seçeneği uygun değildir. Aynı zamanda çok yağış alan ve sıcaklığın düşük olduğu bölgelerde de uygulanamamaktadır.

Konsantre bertaraf tekniklerinden bir diğeri ise "konsantrelerin başka bir akımla karıştırılıp denize tek bir deşarj hattından deşarj edilmesi" uygulamasıdır. Dünyadaki uygulamalara bakıldığında karışım yapılan akımlar genel olarak iki türdür: 1) SWRO tesisi yakınlardaki atıksu arıtma tesisinin arıtılmış atıksuları, 2) SWRO tesisi yakınlarındaki veya aynı tesisdeki deşarj edilen soğutma suları (örneğin, soğutma suyunu denizden çeken termik santral gibi enerji santrallerinde).

SWRO konsantreleriyle arıtılmış atıksuların karıştırılması ilk defa 1994 yılında Kaliforniya'da Santa Barbara desalinasyon tesisinde uygulanmış ve bu tesise deşarj izni verilmiştir. Monterey Peninsula Marina Coast desalinasyon projesi ve Santa Cruz ve Dana Point (Kaliforniya) desalinasyon projeleri için de benzer deşarj izin başvuruları yapılmıştır. Diğer ülkelerdeki benzer uygulamalara örnek olarak Londra'daki uygulama gösterilebilir. Londra Beckton desalinasyon tesisinin (yaklaşık 154.000 m^3/gün kapasitede) RO konsantreleri, Beckton atıksu arıtma tesisinin ikincil derecede arıtılmış atıksularıyla karıştırılmakta (1:50 oranında) ve Thames nehrine deşarj

edilmektedir. 2011 yılı itibariyle, arıtılmış atıksu-RO konsantre paçalı deşarj eden dünyadaki en büyük tesis Barcelona'daki SWRO tesisidir. Japonya'daki Fukuoka SWRO tesisinde de (kapasitesi 115.000 m^3/gün, Japonya'nın en büyük SWRO tesisi) arıtılmış atıksu paçallı deşarj uygulanmaktadır. Ancak, diğer bertaraf yöntemlerine göre, RO konsantrelerinin arıtılmış atıksularla paçallanıp denize deşarj edilmesi yöntemi dünya çapında sınırlı sayıda uygulamaya sahiptir. Bunun temel nedenleri: 1) SWRO tesisinin yakınlarında atıksu arıtma tesisinin olma zorunluluğu, 2) mevcut arıtılmış atıksu deniz deşarj boru hattının kapasitesinin RO konsantrelerini de alacak şekilde yeterli olması şartı, 3) atıksu arıtma tesisinin RO konsantresini kabul etmesi şartı, 4) deşarjlarda debi ve su kalitesindeki zamansal değişimlerin denizdeki biyolojik yaşama potansiyel olumsuz etkileri, 5) paçallanmış deşarjlarda tuzluluk veya diğer kirleticilerde seyrelme sağlansa da deşarj edilen toplam kirlilik yükü bazında değişen bir durumun olmaması, 6) paçallanmış deşarjın boyansi'si değişeceği için mevcut atıksu deniz deşarj hattına modifikasyon (boru mesafeleri ve deşarj derinliklerinde değişimler, difüzör modifikasyonu vb.) gerekebilmesi.

Arıtılmış atıksularla SWRO konsantrelerinin karıştırılıp denize deşarjındaki temel avantaj deniz ortamında hızlandırılmış seyrelme ve karışım bölgelerinin daraltılmasıdır. RO konsantreleri ve arıtılmış atıksu deşarjlarının ayrı ayrı olduğu duruma göre karşılaştırıldığında hem RO konsantresi hem de atıksular için, seyrelmeler hızlandırılmakta ve denizdeki tam karışım daha küçük bölgelerde tamamlanmaktadır. RO konsantreleri atıksu akımındaki KOİ, $BOİ_5$, AKM, ağır metaller, patojenler vb. kirleticileri de seyreltmektedir. SWRO konsantrelerinin arıtılmış atıksularla paçallanmasıyla konsantredeki tuzluluk düşmekte ve deniz suyuna yakın tuzluluk değerlerinde deşarjlar yapılabilmektedir. Bu durum hem yukarıda bahsedildiği gibi seyrelmelere yardımcı olmakta hem de deşarj noktasındaki ani tuzluluk artışlarından dolayı biyolojik yaşama potansiyel olumsuz etkileri azaltabilmektedir.

SWRO konsantrelerinin arıtılmış atıksularla paçallanmasında mevzuatlar açısından da avantajlar olabilir. Her ne kadar ülkemizin mevcut mevzuatlarında spesifik deşarjlar için 'alıcı ortam ve proje bazlı deşarj izni alınması' hususu olmasa da diğer ülkeler için, arıtılmış atıksu-RO konsantresi paçallı deşarjlarda tek deşarj izni alınması söz konusudur. Aksi durumda hem RO konsantreleri hem de arıtılmış atıksular için ayrı ayrı deşarj izinleri alınması gerekebilir. Arıtılmış atıksu-RO konsantresi paçallı deşarjlarda, arıtılmış atıksuların mevcut deniz deşarj hattı kullanılabilir. Dolayısıyla, RO konsantre deşarjları için ayrı bir deşarj boru hattı yapılmayıp, ön yatırım ve işletme maliyetleri azaltılabilmektedir.

Membran konsantrelerinin paçallandığı bir diğer akım türü de soğutma suyu deşarjlarıdır. Bu tür uygulamalarda, enerji santrallerinin (örneğin termik santral) soğutma suyu ihtiyacı için denizden su çekilmekte, santralde kullanılan ısınmış soğutma sularının bir kısmı tesisdeki SWRO tesisine beslenmektedir. Soğutma sularının diğer kısmı ise (çekilen deniz suyunun debi olarak büyük kısmı) denize deşarj edilmektedir. SWRO tesisinde desalinasyon sonrası içme veya kullanma suyu elde edilmektedir. SWRO konsantreleri ise mevcut soğutma suyu deşarj hattına bağlanıp, paçallanıp denize geri basılmaktadır. Dolayısıyla, kullanılmış tuzlu soğutma suları hem SWRO tesisin giriş suyu olmakta hem de SWRO tesisi konsantreleriyle paçallanmaktadır. Bu 'aynı tesisde birlikte kullanım' ('co-location' veya 'collocation') uygulama türünün fizibil olması için, soğutma suyu deşarj debisinin SWRO tesisi giriş kapasitesinden büyük olması gerekmektedir. Ayrıca, soğutma suyu deşarj hattı hidroliğinin, RO konsantrelerinin soğutma suyu deşarj bağlantı noktasında karışım olmadan tekrar SWRO girişine gelmesinin engellenmesi açısından uygun tasarlanması gerekmektedir. Bir diğer dikkat edilmesi gereken husus, soğutma sularındaki su kalitesini değiştirebilecek uygulamalardır (örneğin, antiskalan, biyosit vb. kimyasal dozajları) çünkü SWRO tesisi soğutma sularıyla beslenmektedir ve ürün suyu içme suyu amaçlı kullanılabilmektedir. Ayrıca, enerji santralindeki ısı değiştiricilerde korozyon sonrası suya metal salınımı olabilir ve artan metal konsantrasyonları RO membranlarına zarar verip tıkanmalara

neden olabilir. SWRO konsantrelerinin soğutma sularıyla paçallanabilmesi için enerji santrallerinin sürekli denizden soğutma suyu çekmesi gerekmektedir. Denizden kesikli olarak soğutma suyu çekilen enerji santrallerinde (örneğin, sadece 'make-up' suyu amaçlı) paçallama işlemi sürekli olarak sağlanamayabilir. Sonuç olarak 'RO konsantresi-ikincil arıtma çıkışı (veya soğutma suyu) paçalı ve tek hatdan deniz deşarjı' konsepti ülkemiz için de iyi bir örnektir. Ancak, bu uygulamadan önce her bir proje için fizibilite yapılmalıdır.

Endüstriyel konsantrelerin azaltımı için en uygun yöntemlerden birisi de ZLD'dir. ZLD ile suyun neredeyse tamamı geri kazanılmakta ve proses içinde yeniden kullanılabilmektedir. Ancak ZLD için kullanılan ekipmanların pahalı ve harcanılan enerjinin yüksek olması nedeniyle oldukça maliyetli bir yöntemdir. Özellikle kanalizasyon sisteminin bulunmadığı, yüzeysel sulara deşarjın mümkün olmadığı ve diğer bertaraf seçeneklerinin de uygulanamadığı durumlarda konsantre akımları mutlaka ZLD ile minimize edilmelidir.

Endüstriyel tesislerden kaynaklanan konsantrelerin bertarafının mümkün olamadığı veya konsantrelerden madde geri kazanımının uygulandığı durumlarda konsantre akımlarının fiziksel-kimyasal veya biyolojik yöntemlerle arıtılması gerekmektedir. Konsantrelerin arıtımı için geliştirilen yöntemlerin birçoğu pilot ölçektedir. Önümüzdeki yıllarda özellikle konsantrelerden madde geri kazanımın önemli olacağı düşünüldüğünde bu tür arıtım tekniklerinin daha da geliştirileceği öngörülebilir.

5.4.2. Konsantre yönetimi uygulamalarının ekonomik açıdan değerlendirilmesi

En uygun konsantre yönetimi seçeneğinin belirlenebilmesi için birçok değişken söz konusudur. Bu değişkenlerin başında ise yatırım ve işletim maliyetleri gelmektedir. Her bir konsantre yönetim seçeneğinin maliyet açısından değerlendirilmesi aşağıda sunulmuştur.

Yüzeysel sulara deşarj: Konsantrenin yüzeysel sulara deşarjında dikkate alınması gereken maliyet unsurları şu şekildedir;

- Desalinasyon tesisinden çıkan konsantrenin yüzeysel sulara taşınmasıyla oluşan maliyet
- Konsantrenin yüzeysel sulara döküldüğü noktada yapılacak çıkış yapısının inşaat maliyeti ve işletim maliyeti
- Konsantrenin deşarjı ile çevresel değişikliklerin izlenmesi ile ilgili oluşan maliyetler.

Konsantrenin taşınması maliyetinde i) konsantre miktarı ve ii) tesis ile yüzeysel su arasındaki mesafe oldukça önemlidir. Konsantrenin deşarj nokatasındaki inşa maliyeteleri bölgeye özel değişkenlik gösterebilmektedir. Konsantre debisinin fazla ve/veya tuzluluğun yüksek olması difüzör sistem konfigürasyonlarını ve deşarj boru boyunu etkileyeceğinden maliyet de değişkenlik gösterecektir. Bu faktörlerin yanında bölgesel olarak değişkenlik gösteren yüzeysel suların hidrodinamik koşulları da maliyetleri etkileyebilmektedir. Yüzeysel sulara deşarjlarda karşılaşılan başlıca işletim maliyeti ise konsantrenin deşarj öncesi havalandırmanın gerekli olduğu durumlardır veyahut toksik maddeler içeriyor ise konsantrenin arıtılmasıdır. Aynı zamanda bu maliyetler mevcut deşarj hattının bulunup bulunmadığına göre de değişkenlik gösterir. Mevcut deşarj hattının bulunması durumunda maliyetler olumlu anlamda değişkenlik gösterecektir. Bir diğer maliyet unsuru ise izleme çalışmalarından kaynaklanmaktadır. Konsantrenin deşarjı ile meydana gelen çevresel değişikliklerin dönemsel olarak sürekli izlenmesi gerekmektedir. Buradan oluşacak maliyet ancak konsantrenin bir atıksu arıtma tesisi veya endüstriyel tesislerin mevcut deşarj hattına verilmesi ile önlenebilir.

Kanalizasyona deşarj: Bu yöntem, düşük miktarlı konsantrelerin deşarjı için oldukça uygundur (düşük maliyetlidir). Bu yöntemdeki maliyet kalemleri şu şekildedir; i) konsantrenin taşınım maliyeti (pompa istasyonu ve boru hattı) ve kanalizasyon bağlantı ücretleridir. Konsantre miktarı, taşınım maliyetini doğrudan etkilemektedir. Kanalizasyon bağlantı ücreti, daha çok kanalizasyon sisteminin kapasitesine ve konsantrenin kompozisyonu arıtma tesisini ne kadar etkilediğine bağlıdır.

Arazi uygulamaları (yağmurlama şeklinde sulama): Genellikle bu yöntem, konsantrenin uygun oranlarda tatlı su ile paçallanarak araziye uygulanmasıyla oldukça düşük maliyetli bir yöntemdir. Buradaki maliyeti oluşturan faktöreler; arazi maliyetleri, depolama ve dağıtım sistemi maliyetleri ve sulama sistemlerinin kurulum maliyetleridir.

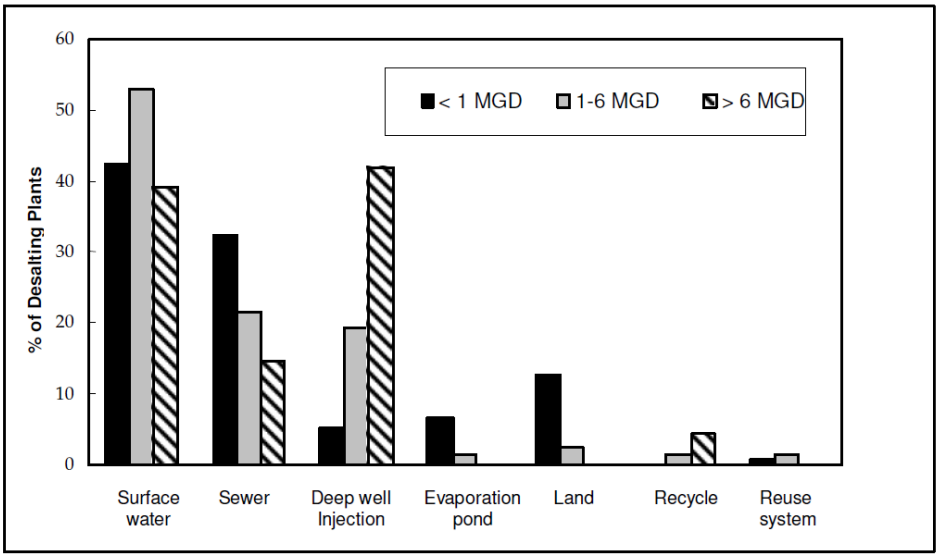
Derin Kuyu Enjeksiyonu: Bu yöntemde karşılaşılan maliyet kuyu derinliği ve çapı ile doğru orantılı değişmektedir. Diğer faktörler ise i) konsantrenin ön arıtım gerekliliği, ii) pompa büyüklüğü ve basıncı, iii) izleme kuyularının sayısı ve iv) alan hazırlığı, mobilizasyon ve demobilizasyondur. Derin kuyu enjeksiyonu oldukça maliyetlidir. Ancak büyük miktarlarda konsantre üreten tesisler için fizibıl olabilmektedir.

Buharlaştırma Havuzları: Buharlaştırma havuzu sistemlerinin maliyeti; buharlaşma hızına yani iklim koşullarına, konsantre miktarına, arazi maliyetine, sızdırmazlık için kullanılan malzemeye ve konsantrenin tuzluluğuna bağlıdır. Ana maliyet kalemi ise buharlaştırma alanının büyüklüğüdür.

Sıfır Sıvı Deşarjı (ZLD): Tuzlu su konsantratörleri veya diğer metotlar ile gerçekleştirilen sıfır sıvı deşarjı yöntemleri yatırım ve işletim maliyetleri açısından diğer yöntemlere göre oldukça yüksektir. Çünkü ZLD, buharlaştırma, kristalizasyon ve konsantre etme (susuzlaştırma) için yüksek maliyetli mekanik ekipmanlara ihtiyaç duymaktadır. Ayrıca buharlaştırma yönteminde enerji maliyeti de önemli yer tutar. Bu yöntem (ZLD) özellikle endüstrilerde suların yeniden kullanılmasına imkân tanımaktadır.

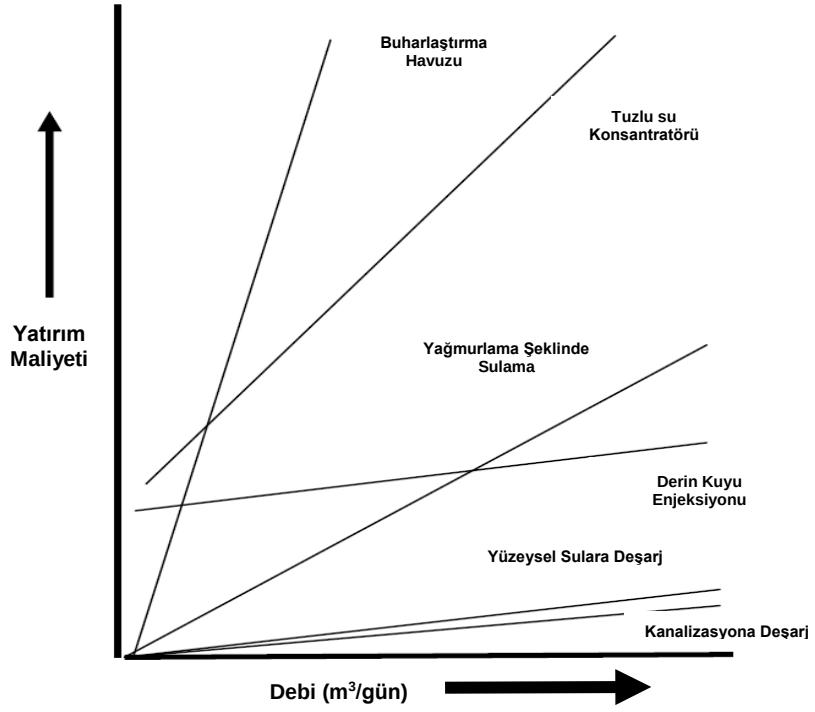
Diğer Yöntemler: Diğer konsantre yönetimi alternatifleri (atıksu arıtma tesisi çıkış suları ile paçallama veya enerji santrali soğutma suları ile paçallama) konsantreyi seyrelterek çevresel etkilerini azaltabilmektedir.

Şekil 5.71, ABD'deki farklı debilere sahip desalinasyon tesislerinde uygulanan konsantre yönetim seçeneklerini göstermektedir. 37.850 m^3/gün'den küçük kapasiteli tesisler için en çok kullanılan konsantre yönetimi türü yüzeysel sulara deşarj olduğu görülmektedir. 6 m^3/gün'den büyük kapasiteli tesisler ise en çok derin kuyu enjeksiyonu yönetimini tercih etmişlerdir.



Şekil 5.71. 950 m^3/gün'den büyük desalinasyon tesislerinin uyguladığı konsantre yönetim metotları.

Şekil 5.72 konvansiyonel konsantre yönetim seçeneklerinin bağıl yatırım maliyetlerini göstermektedir. Konsantrenin bertarafı için kullanılan kanalizasyona deşarj ve yüzeysel sulara deşarj yöntemleri maliyet-etkin değeri en fazla olan iki yöntemdir. Bu nedenle en çok tercih edilen iki yöntemdir. Derin kuyu enjeksiyonu, buharlaştırma havuzları ve yağmurlama şeklinde sulama yöntemleri lokal koşullar uygun olduğunda diğer yöntemler ile rekabet edebilir nitelik taşımaktadır. ZLD sistemleri ise yatırım ve işletim maliyetleri açısından en yüksek orana sahip yöntemdir. Çizelge 5.39 ise bazı bertaraf tekniklerinin hesaplanmış maliyetlerini göstermektedir.



Şekil 5.72. Konsantre yönetim seçeneklerinin bağıl yatırım maliyetleri

Çizelge 5.39. Seçilen konsantre yönetimi seçeneklerinin yatırım maliyetlerinin karşılaştırılması

Debi MGD (m^3/gün)	Maliyet-$ x 1.000											
	Yağmurlama Şeklinde Sulama				Buharlaştırma Havuzu				Derin Kuyu Enjeksiyonu		Tuzlu Su Konsantratörü	
	Acre (Hektar)	$	Acre (Hektar)	$	Acre (Hektar)	$	Acre (Hektar)	$	2.500 ft (762 m) ($)	10.000 ft (3.048 m) ($)	Yatırım Maliyeti ($)	Enerji Maliyeti ($/yıl)
	2 ft/yıl (0,61 m/yıl)		20 ft/yıl (6,1 m/yıl)		0,5 GPM/acre (11 m^3/gün/km^2)		2 GPM/acre (44 m^3/gün/km^2)					
0,01 (37,85)	6 (2,43)	200	0,6 (0,243)	40	14 (5,7)	1.600	4 (1,62)	400	1.750	5.700	1.300	55
0,1 (378,5)	60 (24,3)	1.000	6 (2,43)	200	140 (56,7)	16.000	35 (14,2)	4.000	1.750	5.700	2.000	1.230
1 (3.785)	600 (243)	6.000	60 (24,3)	1.200	1.400 (567)	160.000	350 (142)	40.000	2.500	8.100	8.750	3.500
2 (7.570)			120 (48,6)	2.400					2.800	8.500	14.900	6.850
5 (18.925)			300 (121,4)	6.000					3.600	10.000	38.500	17.200

BÖLÜM 6

ENDÜSTRİYEL ATIKSU GERİ KAZANIMINDA MEMBRAN KONSANTRESİ YÖNETİMİ

6. ENDÜSTRİYEL ATIKSU GERİ KAZANIMINDA MEMBRAN KONSANTRESİ YÖNETİMİ

6.1. Genel Hususlar

Arıtılmış endüstriyel atıksuların geri kazanılması, proseste kullanılan suyun maliyetinin artması ile birlikte oldukça önem kazanmış durumdadır. Sanayinin ihtiyaç duyduğu suyun bir kısmını arıtılmış atıksudan karşılaması ekonomik katma değer üretirken, her geçen gün azalan kaynakların daha verimli kullanımına katkı sağlayacaktır. Yasal mevzuat gereği, her sanayi kuruluşu ürettiği atıksuları SKKY gereğince bağlı bulundukları Sektör Tabloları dahilinde arıtmak durumundadır. Arıtılmış atıksuyun alıcı ortama deşarjı yerine, ileri arıtmaya tabi tutularak su geri kazanımı mümkündür. Bunun için sanayi kuruluşları öncelikle proseste ihtiyaç duydukları su kalitesini belirlemelidir. İhtiyaç duyulan su kalitesine göre, su geri kazanımı için gerekli prosesin oluşturulması laboratuvar ve pilot tesis çalışmaları ile gerçekleştirilmeli ve bunun fizibilitesinin çıkartılması gereklidir. Genellikle su geri kazanım tesislerinde membran teknolojileri yoğun olarak kullanılmaktadır. Kullanılan membran tipine ve proses akışına bağlı olarak tüm membranlı su geri kazanım tesislerinde bir konsantre atık oluşumu söz konusudur.

Türkiye'de ÇKS sistemine geçiş aşamasında bulunulmasından dolayı halihazırda konsantre akımların düzenlenmesi adına yasal bir boşluk bulunmaktadır. Bu boşluğun deşarj limiti bazlı mevzuatlar ile doldurulması geçiş aşamasında anlamlı ve hızlı bir seçenek olabilir. Ancak, bu tip bir mevzuat yürürlüğe konurken konsantre akımların doğası gereği sahip oldukları karakteristikler dikkate alınmalıdır. Örneğin, deniz suyu desalinasyonu yapan bir tesiste konsantre akımın özellikleri su geri kazanım değerine göre tüm parametreler için belirli bir aralıkta salınmakta olup tahmin edilebilir niteliktedir. Ayrıca konsantre akımın deşarj edileceği nokta yeniden deniz olduğu için alıcı ortam parametreleri (hidrodinamik modelleme ile belirlenecek seyrelme hesapları ve endemik flora/fauna hariç) sabit olarak alınabilmektedir ve tahmin edilebilir yapıdadır. Bu senaryo için deşarj kriteri konulması teknik olarak daha kolaydır. Ancak bu durum sadece deniz suyu için geçerlidir. Acı suların desalinasyonu ve endüstriyel atıksuların arıtılması ise çok daha karmaşık hususlardır. Acı sular tuz konsantrasyonu oldukça değişken (yaklaşık 1.000-35.000 mg/L) su kaynakları olup diğer su kalitesi parametreleri de kaynağa bağlı olarak önemli değişimler göstermektedir. Endüstriyel atıksular kirletici parametrelerin çeşitliliği ve konsantrasyonlarının değişkenliği bakımından en farklı atıksu tipidir. Bu nedenle, iki su kaynağının karakterizasyonu da genellikle öngörülemez yapıdadır. Ham su kaynaklarının bu denli değişken olduğu durumlara bir de membran tipi ve su geri kazanım oranına bağlı olarak değişen konsantre akım karakteristikleri de eklenince oluşan problem matrisi çok karmaşık bir durum arz etmektedir.

Yukarıda vurgulanan hususlardan ötürü ÇKS bazlı uygulamanın olmadığı durumlarda deşarj bazlı kriterler üzerinden bir mevzuat uygulamak teknik kısıtlar ve uygulama zorlukları bağlamında çetin bir süreçtir. Mevzuatın öngöreceği yasal yükümlülüklerin teknik olarak uygulanabilir ve maliyetler açısından karşılanabilir olması mevzuatın âtıl kalmayıp gerçekten işler bir hale bürünmesi adına gereklidir. Konsantre yönetiminin çevresel ve ekonomik hassasiyetlerin dikkate alınarak sürdürülebilir yapıda tasarlanması kritik derecede önemlidir.

6.2. Yasal Mevzuatların Hazırlanmasında Ele Alınacak Ana Deşarj Stratejileri

Konsantre yönetim stratejileri temel olarak üçe ayırabilir:

- Konsantre minimizasyonu: Minimizasyon stratejileri, termal ve membran tabanlı olarak uygulanabilmektedir. Bunların yanında bir takım yenilikçi teknolojiler de son yıllarda dikkat çekici hale gelmeye başlamıştır.
- Doğrudan bertaraf: Doğrudan bertaraf stratejileri kıta içi ve deniz tabanlı çözümleri içerir.
- Doğrudan geri kullanım: Geri kullanım ise mineral, değerli hammaddeler ve tuzların geri kazanılması temeli üzerine konumlandırılır.

6.3. Uluslararası Yasal Mevzuat Özeti

- Avrupa Birliği (AB) yönergeleri küresel ölçekteki ülke-spesifik regülasyonların oldukça sınırlı olduğunu vurgulamaktadır. Ayrıca, AB direktiflerine bakıldığında doğrudan bir konsantre yönetim planı olmayıp konsantre yönetimine atıf yapan direktifleri bulunmaktadır. İlgili direktifler aşağıda sıralanmıştır:
  - Yenilenebilir Enerji Kaynakları Direktifi (RES)
  - İçme Suyu Direktifi (DWD) (Su Kalite Kriterleri)
  - Su Çerçeve Direktifi (WFD) (Su Alım ve Deşarj)
  - Çevre Etki Değerlendirme Direktifi (EIA)
- Desalinasyon geleneğinin çok eski olduğu Arap Yarımadasında spesifik yönetmeliklerin eksikliği vurgulanarak bu bölgede doğrudan hiçbir yönetmeliğin olmadığı ve deşarjlar için bir arıtım uygulanmadığı bildirilmiştir (Hashim ve Hajjaj, 2005). Ayrıca Arap Yarımadasında olabilecek bazı lokal mevzuatların erişimine dil engeli nedeniyle ulaşım mümkün olmamaktadır. Buna ek olarak, Arap Yarımadası ve Akdeniz'in bazı bölgelerinde spesifik kıyılarda gerçekleşen buharlaşma oranlarının tuzluluk artışına verdiği katkının yanında desalinasyon konsantrelerinin oluşturduğu tuzluluk artışının önemsiz kaldığı vurgulanmıştır (Latteman, 2010). Bu durum konsantre yönetiminin bu bölgedeki zayıflığının sebeplerinden bir olarak gösterilebilir. Aynı zamanda bu durum deşarj bölgesine ait lokal özelliklerin konsantre arıtımındaki önemine güzel bir örnek teşkil etmektedir.
- Benzer durum Güney Afrika içinde geçerli olup konsantre yönetiminin ele alındığı spesifik bir mevzuat bulunmamaktadır (Swartz vd., 2006).
- İsrail'de Akdeniz için Çevre Kalite Standartları mevzuatı bulunmaktadır. Bu mevzuat deniz suyu desalinasyon konsantre atıklarına da atıf yapmaktadır. Ancak, çıkış yapıları için BAT (Best Available Technologies) başlığı da olan bu yönetmelikte de deşarj standartları mevcut değildir.
- ABD konsantre yönetimi konusunda en çok çaba gösteren ülke konumundadır. Özellikle Kaliforniya eyaleti konsantre atıkların arıtılmasında öne çıkmaktadır. EPA 2010 senesinden sonra konsantre yönetimi konusunda daha ilgili hale gelmiştir.
- Avustralya İçme Suyu Mevzuatı (ADWG) ve İsrail İçme Suyu Mevzuatlarında tuzsuzlaştırılmış suyun kriterleri dahi bulunmamaktadır. Bu durumun su kalitesi yönetmeliklerine paçal sonrasında tabi olunduğu için kaynaklandığı düşünülmektedir.
- Literatür genel olarak değerlendirildiğinde konsantre akımların deşarjında yüzeysel su kaynaklarının bulunmadığı durumlarda ana öneri kanalizasyon deşarjdır. Bunun teknik, bürokratik veya mali sebeplerle mümkün olmadığı durumlarda ikinci opsiyon olarak buharlaştırma havuzu seçeneği, üçüncü opsiyon olarak ise derin kuyu deşarjı öne çıkmaktadır.

- Deşarj için uygun yüzeysel su kaynakları mevcut ise deşarjın ilk etapta buraya yönlendirilmesi mali açıdan en tercih edilebilir opsiyondur. Ancak, bu noktada her geçen gün sıkılaşan yönetmeliklerin yüzeysel sulara deşarj opsiyonunu daha maliyetli hale getirebileceği unutulmamalıdır.
- Konsantre akımların nihai bertarafı için oluşturulacak mevzuatın, sektörü sıfır sıvı deşarjı (ZLD) yaklaşımına sevk etmesi önem arz etmektedir. ZLD ile alakalı teşvik edici düzenlemeler hazırlanması ve sektörün ZLD hedeflerine ulaşması ile günümüz bilimsel ve teknik olanakları çerçevesinde uzun vadede en problemsiz ve çevre dostu yaklaşımın ZLD seçeneği olduğu söylenebilir. Ancak, bu noktada ZLD seçeneğinin termal proseslere dayandığı ve enerji kaynağı olarak fosil yakıtları tükettiği düşünüldüğünde, ZLD seçeneğinin CO_2 emisyonu tabanlı oluşturacağı çevresel sorunlar tehdit oluşturmaktadır. ZLD seçeneğinde kullanılan termal proseslerin tahrik gücünün yenilenebilir enerji kaynakları ile karşılanabilmesi yönündeki çalışmaların sonuç vermesi ile bu noktada da gelişmelerin sağlanacağı düşünülmektedir.
- Son olarak, uluslararası mevzuata genel olarak bakıldığında konsantre bertarafı için ya yasal yönetmeliklerin olmadığını ya da mevcut yönetmelikler üzerinden proje spesifik uygulamalar yapıldığı tespit edilmiştir. Küresel ölçekte konsantre akımların bertarafı ile ilgili en kapsamlı yasal altyapıya ABD sahiptir. ABD konsantre yönetimi hususunda mevcut Federal yasalar kapsamında hareket etmektedir. Proje izinleri ise yetkilendirilmiş Eyalet Çevre Koruma Büroları tarafından verilmektedir. Konsantre deşarjı ile ilgili tabi olunan tüm yükümlülükler proje spesifik olarak düzenlenmektedir. Federal ve Eyalet yasalarında konsantre akımların deşarjı ve bertarafı için genel geçer hükümler bulunmamaktadır. Tesislerin uyacağı tüm limitler ve yerine getirmesi gereken yükümlülükler izin aşamasında tespit edilmektedir. İzin aşamasındaki ana yetkili ise lokal Çevre Koruma Ajansıdır. Bunun Türkiye'deki karşılığı Belediyeler ile Çevre ve Şehircilik Bakanlığı ve İl Müdürlükleri olmaktadır.

6.4. Konsantre Atık Yönetim Modeli Önerisi

Konsantre akımlar için konulacak mevzuatların proje spesifik olması gerekliliğinin altı bir kez daha çizilmelidir. Genel geçer deşarj standartlarının konulması halinde ya uyulması çok zor ve bazı tesisler için gereksiz olacak katı standartlar yürürlüğe girecek ya da bazı tesislerin konsantre akımları için yetersiz kalacak daha rahat yönetmelikler uygulanacaktır. Her iki durumda arzu edilen sonuçlara ulaşmaktan uzak kalabilecektir. Bu nedenle, deşarj kriterleri konulmasının düşünüldüğü durumlarda yerel kurumlara (il müdürlüğü ve/veya belediye) yetkilendirme yapılarak kendilerine özgü yönetmelik hazırlamalarının önü açılabilir. Spesifik durumlarda ve yasanın öngörmediği haller meydana geldiğinde yerel kurumların belirli bir düzenleyici yetkiyi ellerinde bulundurması gelecekteki sorunların çözümü noktasında anahtar bir rol üstlenebilir. Yurtdışı örneklere bakıldığı zaman yerel otoritelerin bölgeye özgü dinamiklere daha hâkim olduğu, bu nedenle yetkilendirilmelerinde yarar bulunduğunun vurgulanması özellikle dikkate alınmalıdır.

Ülkemizde, gelecekte çevre kalite standartlarının (ÇKS) uygulanmaya başlamasını takiben, konsantre akımı deşarj parametrelerinin ve konsantrasyonlarının belirlenmesi, diğer atıksuların deşarjında olacağı gibi projeye özel olacaktır. Ancak, ülkemizde günümüzde uygulanan yasal mevzuatta konsantre akımlarının yönetimi ile ilgili boşluk bulunmaktadır. Bunların deşarjı, arıtılmış atıksularda olduğu gibi ya kanalizasyona sistemine ya da alıcı ortama yapılacaktır. Kanalizasyon ve alıcı ortam seçeneğinin olmadığı durumlarda ise sıfır sıvı deşarjı yaklaşımı uygulanabilir. Sanayi kuruluşlarının su geri kazanım proseslerinde oluşan membran konsantrelerini deşarj edip edemeyeceklerini belirlemek amacıyla izlemeleri gereken adımlar Çizelge 6.1'de aşağıda deşarj ortamına bağlı olarak

verilmiştir. Ülkemiz özelinde membran konsantrelerinin yönetimi için izlenecek adımlar ise Şekil 6.1'de gösterilmiştir. Çizelge 6.1'deki adımların detayları ise aşağıda sunulmuştur. Ayrıca bu adımları içeren membran konsantresi yönetimi yazılım algoritması Ek-3'de sunulmuştur.

6.4.1. Kanalizasyona deşarj

Kanalizasyonun, membran konsantresi deşarjı için bir seçenek olması durumunda, alıcı ortama deşarj yerine kanalizasyona deşarj, membran konsantrelerinin yönetimi açısından daha uygun bir seçenektir. Endüstriler, su geri kazanım proseslerinde oluşan membran konsantresinin kanalizasyona deşarjında, atıksu altyapı yönetimi tarafından belirlenen standartlara tabii olup, bunların kanalizasyona deşarjı da yönetimin izni ile mümkündür.

Membran konsantresinin deşarj edileceği kanalizasyon sistemi; atıksu arıtma tesisi (AAT) ile sonuçlanan, derin deniz deşarjı (DDD) ile sonuçlanan hem AAT hem de DDD ile sonuçlanan ve AAT ile sonuçlanmayan bir sistem olabilir. Her bir sisteme deşarj için parametre listesi ve bu parametrelere ait standart değerler atıksu altyapı yönetiminden (büyük şehirlerde büyükşehir belediyeleri su ve kanalizasyon idareleri, belediye ve mücavir alan sınırları içinde belediyeler, organize sanayi bölgelerinde organize sanayi bölgesi yönetimi, küçük sanayi sitelerinde kooperatif başkanlıkları, serbest ve/veya endüstri bölgelerinde bölge müdürlükleri, kültür ve turizm koruma ve gelişme bölgelerinde, turizm merkezlerinde Kültür ve Turizm Bakanlığı veya yetkili kıldığı birimleri) temin edilmelidir. Ayrıca deşarj edilebilecek maksimum atıksu (membran konsantresi) debisi ile ilgili bir sınır değer olup olmadığı yine ilgili yönetim tarafından belirlenecektir. İlgili kurumun atıksu altyapı deşarjı için sınır değer koymadığı durumlarda Çevre ve Şehircilik Bakanlığı'nın yayınlamış olduğu ve deşarjın yapılacağı dönemde yürürlükte olacak Su Kirliliği Kontrolü Yönetmeliği'nin (SKKY) ilgili tablosunda (mevcut durumda Tablo 25) yer alan değerler baz alınır. Herhangi bir atıksu arıtma tesisi ile sonuçlanmayan kanalizasyon sistemlerinde ise mahalli çevre kurulu (MÇK) kararları uygulanmalıdır.

Konsantre deşarjı için ilgili parametreler ve standartlar belirlendikten sonra, deşarjı yapacak işletme, kanalizasyon sistemine deşarj etmeyi planladığı membran konsantresindeki ilgili parametrelerin konsantrasyonlarını ilgili denklemleri kullanarak her bir parametre için ayrı ayrı hesaplayacaktır. Bunun için,

a. Atıksu geri kazanım ünitesinin sadece ters ozmoz membranlarını (RO) kullanılması durumunda, Denklem (6.3),
b. Atıksu geri kazanım ünitesinde nanofiltrasyon (NF) ve RO kullanılması durumunda:
    - NF ürün suyu RO'ya besleniyorsa, Denklem (6.13)
    - NF konsantresi RO'ya besleniyorsa, Denklem (6.16)

c. Atıksu geri kazanım tesisinde ultrafiltrasyon (UF) kullanılması durumunda UF geri yıkama suları tesisin başına geri gönderilmelidir. Ancak UF yıkama sularının membran konsantresi ile birleştirilerek deşarj edilmesi durumu, UF geri yıkama sularının membran konsantresi debisinin %10'unu geçmemesi şartı ile gerçekleştirilebilir. Bu durumda, Denklem (6.19)
d. Arıtılmış atıksuyun tamamının geri kazanım tesisine gönderilmemesi durumunda, geri kazanım tesisine gönderilmeyen arıtılmış atıksu ile membran konsantresi paçal yapılarak deşarj edilebilir. Bu durumda, Denklem (6.23) kullanılmalıdır.

Her bir parametre için hesaplanan konsantrasyon değerinin, deşarj limit değerinden büyük olup olmadığı tespit edilir. Kanalizasyona deşarjın uygun olması için membran konsantresindeki tüm parametrelerin konsantrasyonlarının deşarj limit değerlerinden düşük olması gerekmektedir. Membran konsantresindeki herhangi bir parametrenin sınır değerin üstünde olması durumunda kanalizasyona deşarj mümkün olmayıp, bunun için farklı alternatifler değerlendirilmelidir. Bunlar,

a. Atıksu altyapı yönetimi ile görüşerek uygunluk istenebilir,
b. İlgili parametre(ler) için ön arıtım yapılabilir,
c. Daha düşük geri kazanım oranları belirlenerek (Denklem (6.24)-(6.29)) deşarj edilecek membran konsantresi konsantrasyonlarının azaltılması sağlanabilir.

Kanalizasyona deşarj limitini sağlamayan sorunlu parametre(ler) için atıksu altyapı yönetiminden uygunluk istenmesi durumunda, deşarj edilecek konsantre debisinin ortalama günlük bazda kanalizasyondaki toplam debinin %10'undan daha az olması gerekmektedir. Bunun temel nedeni, özellikle tuzluluk/iletkenlik parametreleri açısından kanalizasyonun sonlandığı AAT'lerdeki biyolojik arıtma aktivitesinin korunmasıdır.

6.4.2. Alıcı Ortam Deşarjı

Endüstriyel atıksu geri kazanımında ortaya çıkan membran konsantrelerinin alıcı ortama deşarjı için iki temel yaklaşım söz konusudur. Bunlardan birincisi halen teknoloji tabanlı deşarj standartlarının uygulandığı SKKY Sektör tablolarında belirtilen parametreler ve bunların konsantrasyonlarının atıksu arıtımında olduğu gibi, membran konsantre deşarjında da geçerli olmasıdır. Diğer yaklaşım ise su geri kazanım tesisine giren arıtılmış atıksu eğer deşarj standartlarını sağlıyorsa membran konsantresindeki parametrelerin konsantrasyonlarına bakılmadan deşarj edilebilmesidir. Bu yaklaşımdaki gerekçe toplam deşarj yükünün değişmeyeceği gerçeğidir. Ancak, mevcut deşarj limitleri daha çok teknoloji tabanlı olup, alıcı ortam bazlı (çevresel kalite standartları) deşarj limiti mevzuatları henüz ülkemizde uygulanmamaktadır. Özellikle su geri kazanımının yoğun olduğu endüstriyel bölgelerde alıcı ortamın korunması gerekmektedir. Bu nedenle, membran konsantrelerinin deşarjında temel yaklaşım, daha sıkı sınırlar oluşturduğu gerekçesi ile SKKY sektör tablolarındaki limitlerin membran konsantresinin deşarjı için de uygulanmasıdır. Sadece nehir, akarsu, dere vs. gibi alıcı ortamlarda seyrelmenin ve ayrışmanın daha fazla olacağı düşünülerek özellikle deşarj öncesi alıcı ortamın arka plan seviyelerine ve SKKY sektör tablolarına göre aşağıda detayları sunulan kısıtlı artışlar ancak bilimsel çalışmaların sonucuna göre söz konusu olabilecektir.

Membran konsantresinin alıcı ortama deşarj edilmesi durumunda aşağıdaki seçenekler mevcuttur.

a. Derin Deniz Deşarjı (DDD)
b. Deniz Deşarjı
c. Kıta içi sular (Göller, rezervuar, dere, akarsu, çay vb.)
d. Kuru dere
e. DSİ kurutma kanalı
f. DSİ sulama kanalı/göleti
g. İçme suyu havzası
h. Doğrudan arazide sulamada kullanımı

Yukarıda belirlenen, “a-e” deşarj seçenekleri için membran konsantresinin deşarjında, SKKY’nin ilgili sektör tablosunda belirtilen parametreler ve standart değerler (SD) (verilmişse 24 saatlik kompozit, yoksa 2 saatlik kompozit, yoksa anlık numune değerleri) baz alınır. Hassas alanlara yapılacak deşarjlarda sektör tablosunda yer almıyorsa toplam azot ve toplam fosfor parametreleri de sektör tablosuna ilave edilir. İlave parametrelerle ilgili deşarj standardı SKKY hükümleri de dikkate alınarak proje özelinde Bakanlık tarafından belirlenecektir.

Yukarıda belirlenen “f” deşarj seçeneği için DSİ’nin görüşü alınmalıdır.

Yukarıda belirlenen “g” deşarj seçeneği için, havzaya ait havza koruma planı çalışmalarının olup olmadığı tespit edilmelidir. Havza koruma planı çalışması (özel hükümler) yapılmışsa çalışma kapsamında belirlenen parametreler dikkate alınır. Havza koruma planı çalışması yapılmamışsa yapılacak deşarjlarda sektör tablosunda yer almıyorsa toplam azot ve toplam fosfor parametreleri de sektör tablosuna ilave edilir. Bakanlık gerekli gördüğü hallerde iletkenlik ve 45 adet AB öncelikli kirleticileri parametrelerinin de membran konsantresi deşarjında dikkate alınmasını isteyebilir. SKKY’deki sektör tablosunda eğer verilmişse 24 saatlik kompozit numune, yoksa 2 saatlik kompozit numune, yoksa anlık numune değerleri standart değer olarak kullanılmalıdır. TN, TP, iletkenlik ve öncelikli kirleticiler için standart değerler SKKY hükümleri de dikkate alınarak proje özelinde Bakanlık tarafından belirlenecektir.

Yukarıda belirtilen “f” ve “h” seçeneğinin seçilmesi durumunda ise Atıksu Arıtma Tesisleri Teknik Usuller Tebliği ilgili tablo parametreleri baz alınır.

Alıcı ortam özelinde Bakanlık gerekli gördüğü hallerde ilave parametre(ler) için de değerlendirme yapılmasını isteyebilir.

Alıcı ortam tipine bağlı olarak belirlenen deşarj parametreleri ve standartlarından sonra, kanalizasyona deşarj işlemine benzer olarak su geri kazanım tesisine girecek arıtılmış atıksu özelliğine bağlı olarak membran konsantresindeki ilgili parametrelerin konsantrasyonları her bir parametre için hesaplanmalıdır. Hesaplamalarda aşağıdaki denklemler kullanılmalıdır.

a. Su geri kazanım ünitesinin sadece ters ozmoz membranlarının (RO) kullanılması durumunda Denklem (6.3)
b. Su geri kazanım ünitesinde nanofiltrasyon (NF) ve RO kullanılması durumunda
    - NF çıkışı RO’ya besleniyorsa Denklem (6.13)
    - NF konsantresi RO’ya besleniyorsa Denklem (6.16)
c. UF yıkama sularının membran konsantresi ile birleştirilerek deşarj edilmesi durumu, UF geri yıkama sularının membran konsantresi debisinin %10’unu geçmemesi şartı ile gerçekleştirilebilir. Bu durumda, Denklem (6.19)
d. Hesaplamalar sonucunda membran konsantresindeki parametrelerden bir veya birden fazlasının standart değerlerin üstünde çıkması durumunda varsa paçal opsiyonu değerlendirilebilir. Arıtılmış atıksuyun tamamının su geri kazanım tesisine gönderilmemesi durumunda, su geri kazanım tesisine gönderilmeyen arıtılmış atıksu ile membran konsantresi paçal yapılarak alıcı ortama deşarj edilebilir. Bu durumda, Denklem (6.23) kullanılmalıdır.

Her bir parametre için hesaplanan konsantrasyon değerinin, standart değerden büyük olup olmadığı tespit edilir. Tüm parametrelerin standart değerlerin altında çıkması durumunda konsantrenin alıcı ortama deşarjı mümkündür. Alıcı ortama deşarjın uygun olması için membran konsantresindeki tüm

parametrelerinin konsantrasyonlarının standart değerlerden düşük olması gerekmektedir. Hesaplama sonucu deşarj standartlarının üzerinde bir veya birden fazla parametre olması durumunda deşarj membran konsantresinin deşarj standartlarını sağlayacak en yüksek geri kazanım oranları hesaplanabilir (Denklem (6.24)-(6.29)). Bunun uygun olmaması durumunda ise, alıcı ortam tipine bağlı olarak bilimsel içerikli bir rapor hazırlatılarak deşarj standartlarının artırılıp artırılamayacağı tespit edilir. Membran Konsantresi Deşarj Uygunluk Raporu, sadece alıcı ortam tipinin deniz ve kıta içi sular olması durumunda ve sadece yıllık maksimum konsantre debisi ortalamasının, deşarj edilecek alıcı ortam yıllık ortalama debisinden küçük olduğu durumda hazırlanacaktır. Söz konusu 'Membran Konsantresi Deşarj Uygunluk Raporu' formatı Ek-4'de sunulmuştur. Yıllık maksimum konsantre debisi ortalamasının, deşarj edilecek alıcı ortam yıllık ortalama debisinden büyük olduğu durumda; bu raporun hazırlanmasına gerek olmayıp, mevcut ilgili SKKY deşarj limitleri aynen geçerli olacaktır.

Membran konsantrelerinde mevcut SKKY deşarj konsantrasyon limitlerini aşan parametre(ler) için izin verilebilecek deşarj konsantrasyon limiti artırımı en fazla %30 olacaktır. Ancak, parametre(ler) için deşarj limiti artırımının hangi seviyede olacağı (örneğin %0-30 arası 'membran konsantresi deşarj uygunluk raporu baz' alınarak, Bakanlık tarafından belirlenecektir.

Deşarj konsantrasyonu limiti artırımı için öngörülen en fazla %30 artırımın seçilme gerekçeleri aşağıda sunulmuştur.

1) Rapor, sadece yıllık maksimum konsantre debisi ortalamasının, deşarj edilecek alıcı ortam yıllık ortalama debisinden küçük olduğu durumda hazırlanacaktır. Yıllık maksimum konsantre debisi ortalamasının, deşarj edilecek alıcı ortam yıllık ortalama debisinden büyük olduğu durumda; bu raporun hazırlanmasına gerek olmayıp, mevcut ilgili SKKY deşarj limitleri aynen geçerli olacaktır.

2) Uluslararası uygulamalarda, mevzuatlarda ve araştırma raporlarında, SWRO (deniz suyu ters osmoz) konsantrelerinin deniz suyuna deşarjlarında, deniz çayırlarına minimal tuzluluk etkisi için karışım bölgesinin sonunda tuzluluğun genellikle en fazla binde 2-3 civarı (ppt) artabileceği belirtilmektedir. Deniz suyunun ortalama tuzluluğunun binde 35 olduğu kabul edildiğinde, deşarj sonrası karışım bölgesi sonunda tuzluluk artışı takriben %9 olabilir (3/35=0.09 => %9). Benzer yaklaşım tatlı yüzeysel sulara da öngörülebilir. Alıcı ortamda karışım noktası sonunda en fazla %10 civarı tuzluluk veya diğer kirletici konsantrasyonlarında artışa izin verilebilmesi için mevcut SKKY boru sonu deşarj limitlerine de bir miktar tolerans gösterilebilir. Kentsel ve endüstriyel atıksu arıtma ve geri kazanım tesislerinde deşarj edilecek membran konsantre debileri, konvansiyonel evsel/kentsel/endüstriyel atıksu arıtma tesislerinin alıcı ortamlara deşarj debilerine göre, global olarak genellikle çok daha az seviyelerdedir. Ülkemizdeki mevcut endüstriyel atıksu arıtma ve geri kazanım tesislerinin membran konsantre debileri de tipik olarak 10.000 m^3/gün'ün altındadır. Uluslararası endüstriyel tesislerde de benzer konsantre debileri mevcuttur. Birçok endüstriyel tesisinin deşarj edilen konsantre debileri 1.000-10.000 m^3/gün aralığındadır. Bu küçük debiler baz alındığında, alıcı ortamda karışım noktası sonunda izin verilebilir %10'luk kirletici konsantrasyonu artırımı için, boru sonu deşarjlarda da en fazla %30'luk bir artırım makul gözükmektedir. Deşarj edilen birçok dere ve nehir yıllık ortalama bazda 1.000-10.000 m^3/gün'den çok daha fazla debilerde akmaktadır. Dolayısıyla, en fazla %30'luk deşarj limiti artırımı birçok nehir ve derelerimiz için sorun teşkil etmeyecektir.

3) Su ve atıksu analizlerinde birçok parametre için ölçüm varyasyon katsayıları global olarak ±%5-10 bandındadır. Dolayısıyla, seçilen %30'luk maksimum boru sonu artırımı bu aralığı kapsamaktadır.

4) RO membranlarında tipik tuzluluk giderimi >%99, organik madde giderimi ise %95-99 bandındadır. Hatta uçucu organik maddeler ve hidrofilik, düşük moleküler ağırlıklı organik maddeler için giderim oranları %30-50'lere düşebilmektedir. Dolayısıyla, birçok kirletici için, giriş suyu konsantrasyonunun tipik olarak %1-5 arası ürün suyunda kalmaktadır. Neticesinde, konsantrelerdeki kirletici konsantrasyonları az da olsa azalmaktadır. Çoğu tasarımda RO membranlarında kirletici giderimleri teorik olarak %99-100 seçildiği için konsantredeki konsantrasyonlar da gerçek değerinden bir miktar fazla öngörülmektedir. Halbuki pratik uygulamalarda konsantrelerdeki kirletici konsantrasyonları öngörülenden %1-10 arası daha az olmaktadır. Bu olumlu husus, boru sonu %30'luk artırım limiti için de bir gerekçedir.

5) Kentsel ve endüstriyel atıksu arıtımı ve geri kazanımı yapan global ve ülkemizdeki birçok tesis zaten öncelikli olarak konvansiyonel arıtım yapmaktadır. Geri kazanım yapmadıkları düşünüldüğünde zaten bu tesislerin çoğu ikincil arıtma çıkışlarını alıcı ortama deşarj ediyor olacaklardır. Dolayısıyla, kirletici yükü baz alındığında, membran konsantrelerinin spesifik bir parametre için (örneğin, KOİ, iletkenlik) kirlilik yükü çoğu durumda ikincil arıtma çıkışlarından az olacaktır. Bunun nedeni, NF, RO membranları öncesi uygulanan ön arıtmalarda (koagülasyon, GAC, kartuş filtreler vb.) kirleticilerin bir miktar tutulması ve kirletici yükünün azaltılmasıdır. Bu ön arıtmalarda tutulamayan tuzluluk/iletkenlik parametreleri için de membran konsantre yükü ikincil arıtma çıkışı yükünden az olacaktır çünkü NF, RO membranlarında iletkenlik giderimleri %100 değildir, iletkenliğin az da olsa bir kısmı ürün suyunda kalmaktadır. Dolayısıyla, membran konsantrelerine aslında sadece konsantrasyon bazında değil yük bazında bakılmalıdır. Yük bazında da membran konsantreleri ikincil arıtma çıkışlarına göre çevresel etki anlamında genel olarak avantajlıdır.

6) Konsantrasyon bazında deşarj limitlerine özellikle SWRO tesislerinin denize konsantre deşarjlarında global olarak önem verilmektedir. Bunun nedeni denizden daha tuzlu konsantreler özellikle karışımın az olduğu dar koylara vb. ortamlara deşarj edilirse, ani tuzluluk artışı sonrası hassas biyotaya şok etkisi yapabilir. Dolayısıyla, SWRO konsantreleri deşarj projeleri, tuzluluk parametresi baz alınarak karışım hesaplarına/modellerine göre projelendirilmektedir. Bu konuyla ilgili detaylar MEMKON projesi final raporu bölüm 3'de sunulmuştur.

7) Bazı endüstriyel atıksu geri kazanım tesislerinde MF, UF geri yıkama suları tesis girişine verilmektedir. Dolayısıyla, membran yüzeylerinden sıyrılma sonucu geri yıkama suyuna geçen özellikle kolloidal ve partiküler organik maddeler ve makromoleküller, biyolojik arıtmada kısmen de olsa arıtılabilir ve tesis genel KOİ yükünü (su fazında, çamur fazı dikkate alınmadan) azaltabilir. Biyolojik olarak giderilen bu organik maddeler RO prosesine gelmeyerek, deşarj edilecek RO konsantresinin KOİ yükünü de azaltabilir. Organik madde bazında benzer avantajlar, NF ve/veya RO konsantrelerinin kısmen veya tamamen tesis girişine geri devir ettirilmesiyle de elde edilebilir. NF ve RO konsantrelerindeki organik maddeler biyolojik arıtmada bir miktarda olsa mineralizasyona uğrayabilir. Ancak, NF, RO konsantrelerinin tesis girişine geri devir edilmesi uygulamalarında zamanla tesiste su fazında iletkenlik/tuz birikimi ve bu birikimlerin biyolojik aktiveye olası etkileri incelenmelidir. Tuzluluğu yüksek atıksularda, tuzluluk için yük ve konsantrasyon birikimi hesaplamaları ve analizleri yaparak (biyolojik arıtmaya etkisi açısından),

konsantrelerin kesikli veya dönemsel olarak veya debinin bir kısmının geri devir edilmesi önerilebilir.

8) Özellikle RO girişinde tıkanma kontrolü için endüstriyel uygulamalarda organik madde sınırı projelerde önerilmektedir (en fazla 100 mg/L KOİ gibi). Dolayısıyla, çoğu endüstriyel tesiste, örneğin ikincil arıtma çıkışı KOİ=200 mg/L ise, RO girişi ön arıtmalar ile (UF, GAC, mekanik filtrasyon vb.) KOİ yaklaşık 30-50 mg/L civarlarına getirilmektedir. RO tesisinin %80 su geri kazanım oranı ile çalıştığı varsayıldığında, RO girişi KOİ=40 mg/L ise, konsantrede KOİ yaklaşık 200 mg/L olacaktır. Diğer bir deyimle, ikinci arıtma çıkışı ile benzer KOİ mertebelerinde olacaktır. Bu durum, MEMKON projesinde çalışılan pilot tesislerde de teyit edilmiştir. Hatta, Bursa OSB RO konsantreleri KOİ bazında genel olarak Nilüfer deresini deşarj sonrası kirletmemekte, seyreltmektedir.

Hesaplamalar sonucunda hala membran konsantresinin deşarj elmesinin mümkün olmadığı durumlarda, su geri kazanım oranının düşürülmesi veya sıfır sıvı deşarjı yöntemlerinden birisi tercih edilmelidir.

6.4.3. Sıfır Sıvı Deşarjı

Membran geri kazanım tesisi konsantre deşarjının mümkün olmadığı durumlarda veya deşarjın istenmediği durumlarda kullanıcı sıfır sıvı deşarjı yaklaşımını uygulamalıdır. Termal yöntemler, kristalizasyon, EDR, membran distilasyonu, ileri ozmoz ve diğer ileri yöntemler konsantrenin özelliğine göre kullanılabilecek proseslerdir. Sıvı deşarjı söz konusu olmadığından sıvı deşarjı ile ilgili bir izin süreci gerekmemektedir.

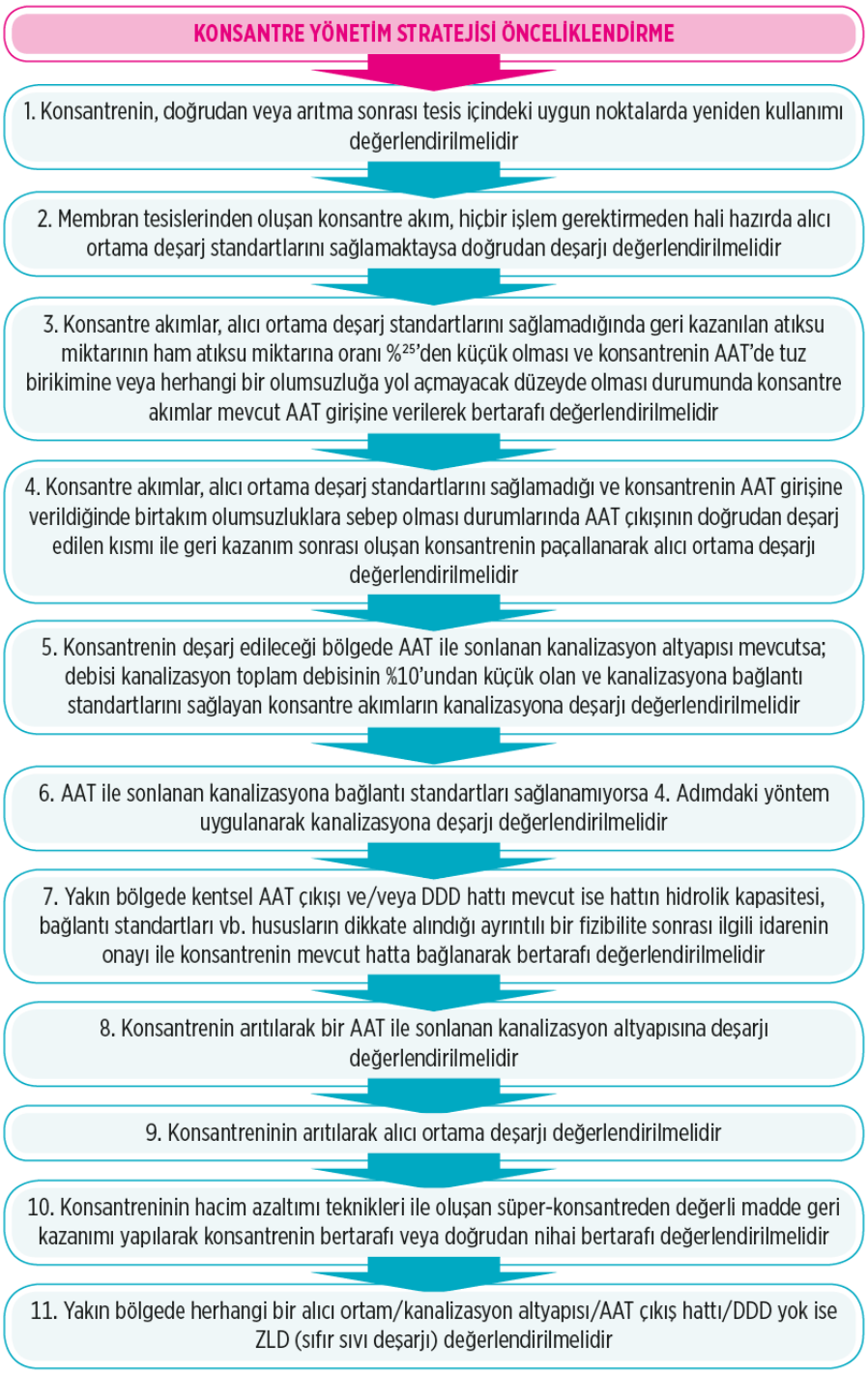
Çizelge 6.1. Membran konsantresi yönetimi için takip edilmesi gereken adımlar

	ADIMLAR	SEÇENEKLER VE GEREKLİ VERİLER	NOTLAR
1	**DEŞARJ NOKTASININ SEÇİMİ**	**KANALİZASYON** • Atıksu Arıtma Tesisi (AAT) ile sonlanan kanalizasyon • Derin Deniz Deşarjı (DDD) ile sonlanan kanalizasyon • Hem AAT hem de DDD ile sonlanan kanalizasyon • Hiçbir AAT ile sonuçlanmayan kanalizasyon **ALICI ORTAM** • DDD • Deniz • Kıta içi sular (Göller, rezervuar, dere, akarsu, çay vb.,) • Kuru dere • DSİ kurutma kanalı • Sulama kanalı/göleti • İçme suyu havzası • Konsantrenin direk olarak arazide sulamada kullanımı **SIFIR SIVI DEŞARJI (ZLD)**	Öncelik, kanalizasyona deşarj olmalıdır. Mümkün olmadığı durumlarda alıcı ortama deşarj yapılabilir. Her ikisinin de mümkün olmaması durumunda sıfır sıvı deşarjı (ZLD) yaklaşımı benimsenmelidir. Sulama suyu kanalı ve göleti için DSİ'nin görüşü alınmalıdır.
2	**STANDARTLARIN BELİRLENMESİ**	**KANALİZASYON DEŞARJI** Altyapı tesisini işleten birimler (Büyükşehir Belediyeleri Su ve Kanalizasyon birimleri, Belediyeler vs.) tarafından belirlenen parametreler, Bu birimler tarafından bir parametre belirtilmemişse, Su Kirliliği Kontrolü Yönetmeliği'nin (SKKY) ilgili tablosunda yer alan parametreler, Hiçbir AAT ile sonuçlanmayan kanalizasyon için Mahalli Çevre Kurulu'nun belirlediği parametreler. **ALICI ORTAM DEŞARJI** DDD, deniz, kıta içi sular (göller, rezervuar, akarsu, çay vb.), kuru dere ve DSİ kurutma kanalı alıcı ortamlarına deşarj seçenekleri için membran konsantresinin deşarjında, SKKY'nin ilgili sektör tablosunda belirtilen parametreler ve standart değerler baz alınır. Alıcı ortam özelinde Bakanlık gerekli gördüğü hallerde ilave parametre(ler) için de değerlendirme yapılmasını isteyebilir.	Deşarj standartları, SKKY Sektör Tablolarında belirtilen 24 saatlik yoksa 2 saatlik kompozit numune değerleri olarak alınmalıdır. DDD için SKKY'deki ilgili tablo parametreleri de dikkate alınmalıdır.

	ADIMLAR	SEÇENEKLER VE GEREKLİ VERİLER	NOTLAR
		Hassas alanlara yapılacak deşarjlarda sektör tablosunda yer almıyorsa toplam azot (TN) ve toplam fosfor (TP) parametreleri de sektör tablosuna ilave edilir. İlave parametrelerle ilgili deşarj standardı SKKY hükümleri de dikkate alınarak proje özelinde Bakanlık tarafından belirlenecektir. İçme suyu havzası deşarj seçeneği için; havzaya ait havza koruma planı çalışmalarının olup olmadığı tespit edilmelidir. Havza koruma planı çalışması (özel hükümler) yapılmışsa çalışma kapsamında belirlenen parametreler dikkate alınır. Havza koruma planı çalışması yapılmamışsa yapılacak deşarjlarda sektör tablosunda yer almıyorsa TN ve TP parametreleri de sektör tablosuna ilave edilir. Bakanlık gerekli gördüğü hallerde iletkenlik ve 45 adet Avrupa Birliği (AB) öncelikli kirleticileri parametrelerinin de membran konsantresi deşarjında dikkate alınmasını isteyebilir. DSİ sulama kanalı/göletine deşarj ve doğrudan arazide sulama amaçlı kullanım seçenekleri seçildiğinde; Atıksu Arıtma Tesisleri Teknik Usuller Tebliği, ilgili tablo parametreleri baz alınır.	
3	**PROSESİN VE DİZAYN PARAMETRELERİNİN BELİRLENMESİ**	Atıksu geri kazanım tesisine girecek arıtılmış atıksudaki ilgili parametrelerin ortalama konsantrasyonları, Atıksu geri kazanım tesisine girecek arıtılmış atıksu debileri (tasarım, pik debiler, vs.), Atıksu geri kazanım tesisine girmeyecek (varsa) arıtılmış atıksuyun debisi, Atıksu geri kazanım tesisinde ultrafiltrasyon (UF) var ise ve geri yıkama suları konsantre ile deşarj ediliyorsa bunun debisi, Atıksu geri kazanım tesisinde kademelendirme olup olmadığı • Sadece ters ozmos (RO) prosesi • Nanofiltrasyon (NF) ve RO proseslerinin kombinasyonu (NF çıkışı RO'yu besliyor veya NF konsantresi RO'yu besliyor). Membranların ilgili parametreleri ne kadar tuttuğu/giderdiği ile ilgili bilgiler, Geri kazanım oranları.	UF yıkama sularının membran konsantresi ile birleştirilerek deşarj edilmesi durumunda, UF geri yıkama sularının membran konsantresi debisinin %10'unu geçmemesi şartı ile gerçekleştirilebilir. RO membranları herhangi bir kirletici parametreyi %30'dan daha fazla geçiremez (giderim en az %70).
4	**HESAPLAMALARIN YAPILMASI**	İlgili her bir parametre için membran konsantresindeki konsantrasyonlar hesaplanmalıdır. Hesaplanan değerlerden herhangi birisinin veya birden fazlasının standart değerin üzerinde çıkması durumunda membran konsantresinin deşarjına izin verilmez. Bu durumda varsa paçallama seçeneği ile deşarjın mümkün olup olmadığı tespit edilir.	

	ADIMLAR	SEÇENEKLER VE GEREKLİ VERİLER	NOTLAR
		Paçallamanın mümkün olmaması veya istenmemesi durumunda tüm parametrelerin deşarj standartlarının altında çıkmasını sağlayacak maksimum geri kazanım oranı hesaplanır. Bunun uygun olup olmadığı değerlendirilir.	
5	**YENİDEN DEĞERLENDİRME**	Deşarj standartlarının sağlanamaması durumunda, **KANALİZASYON DEŞARJI için;** • Kanalizasyona bağlantı öncesi ön arıtım yapılabilir, • Mevcut durumun değerlendirilmesi için ilgili Atıksu Alt Yapı Yönetimine başvuru yapılabilir. **ALICI ORTAM DEŞARJI için;** Eğer Alıcı Ortam Deniz ve Kıta içi sular ise • Konsantre arıtımı yapılır, • ZLD yaklaşımı uygulanır, • Yıllık maksimum konsantre debisi ortalamasının, deşarj edilecek alıcı ortam yıllık ortalama debisinden büyük olduğu alıcı ortamlar ile alıcı ortamın sulama kanalı/göleti, doğrudan sulama, kuru dere, DSİ kurutma kanalı olduğu durumda SKKY deşarj standartları geçerli olup deşarj standartlarında artışa izin verilmez. Konsantre arıtımı ve ZLD yaklaşımlarından birisi seçilmelidir. Yıllık maksimum konsantre debisi ortalamasının, deşarj edilecek alıcı ortam yıllık ortalama debisinden küçük olduğu durumda Bakanlığın belirlediği çerçeve dahilinde hazırlanacak ‘Membran Konsantresi Deşarj Uygunluk Raporu’ ile deşarj standardında artış izni talep edilebilir. Membran konsantrelerinde mevcut SKKY deşarj konsantrasyon limitlerini aşan parametre(ler) için izin verilebilecek deşarj konsantrasyon limiti artırımı en fazla %30 olacaktır.	
6	**BAŞVURU**	Yukarıda belirtilen adımların tamamlanması sonucu, membran konsantresinin deşarjı standart değerlerin altında olacağı belirlenmişse, deşarjın uygunluğu için T.C. Çevre ve Şehircilik Bakanlığı’na başvurulur. Yukarıda belirtilen debi ve alıcı ortam şartını sağlayan ancak ilgili SKKY tablolarında belirtilen deşarj parametrelerinden en az birinin limit değerinin sağlayamayan tesisler, membran konsantresi deşarjı için ‘Membran Konsantresi Deşarj Uygunluk Raporu’ hazırlatarak başvuru dosyasına ekler.	Başvuru hazırlıkları sırasında tüm bu uygulama adımlarını içeren MEMKON yazılımı kullanılabilir. Yazılımın kullanılması durumunda yazılımın sonuç raporu (pdf dosyası) başvuru dosyasına eklenmelidir.

Proje çalışmaları kapsamında sanayi kuruluşlarının atıksu geri kazanım proseslerinde oluşan membran konsantrelerini deşarj edip edemeyeceklerini belirlemek amacıyla izlemeleri gereken ve yukarıda detayları açıklanan adımları içeren web tabanlı bir yazılım üretilmiştir. Bu yazılımın kullanım kılavuzu Ek-5'de sunulmuştur.

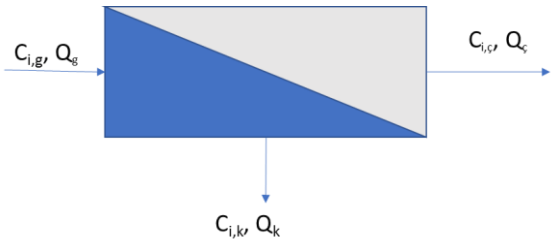


Şekil 6.1. Konsantre yönetiminde önceliklendirme akış diyagramı

6.5. Membran Konsantresi Hesaplama Yöntemleri

6.5.1. Membran konsantresinin sadece ters ozmozdan kaynaklanması durumu

Korunan kirleticiler için basit bir kütle dengesi yapılırsa,



$$Q_g C_{i,g} = Q_ç C_{i,ç} + Q_k C_{i,k} \quad \text{(Denklem 6.1)}$$

$$Q_g C_{i,g} = R Q_g \alpha_i C_{i,g} + (1 - R) Q_g C_{i,k} \quad \text{(Denklem 6.2)}$$

$$C_{i,k} = \frac{(1-\alpha_i R) C_{i,g}}{1-R} \quad \text{(Denklem 6.3)}$$

Burada,

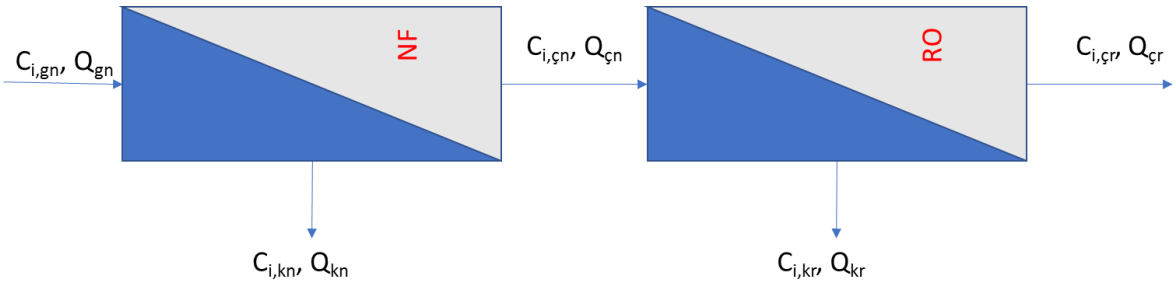
Q_g Membran (Ters ozmoz) sistemine giriş debisi (L^3/T)
$C_{i,g}$ i parametresinin giriş konsantrasyonu (M/L^3)
$Q_ç$ Membran çıkış debisi (L^3/T)
$C_{i,ç}$ i parametresinin çıkış konsantrasyonu (M/L^3)
Q_k Membran konsantresi debisi (L^3/T)
$C_{i,k}$ i parametresinin konsantredeki konsantrasyonu (M/L^3)
R Su geri kazanım oranı (0-1)
α_i i parametresi için membrandan geçiş yüzdesi (örneğin % 99 alıkonma için $\alpha_i = 0.01$)

Eğer ters ozmoz çıkış konsantrasyonu 0 ise ($\alpha_i = 0$), Denklem (6.3) aşağıdaki forma dönüşür.

$$C_{k,0} = \frac{C_{i,g}}{1-R} \quad \text{(Denklem 6.4)}$$

6.5.2. Nanofiltrasyon çıkışının ters ozmoza verilmesi durumu

Nanofiltrasyon çıkışının ters ozmoza beslenmesi durumunda hesaplama yukarıda belirtildiği gibi yapılacaktır.



NF için kütle dengesi,

$$Q_{gn}C_{i,gn} = Q_{çn}C_{i,çn} + Q_{kn}C_{i,kn} \quad \text{(Denklem 6.5)}$$

$$Q_{gn}C_{i,gn} = R_n Q_{gn}\alpha_{i,n}C_{i,gn} + (1 - R_n)Q_{gn}C_{i,kn} \quad \text{(Denklem 6.6)}$$

$$C_{i,kn} = \frac{(1-\alpha_{i,n}R_n)C_{i,gn}}{1-R_n} \quad \text{(Denklem 6.7)}$$

Q_{gn} NF giriş debisi (L^3/T)
$C_{i,gn}$ *i* parametresinin NF giriş konsantrasyonu (M/L^3)
$Q_{çn}$ NF çıkış debisi (L^3/T)
$C_{i,çn}$ *i* parametresinin NF çıkış konsantrasyonu (M/L^3)
Q_{kn} NF konsantresi debisi (L^3/T)
$C_{i,kn}$ *i* parametresinin NF konsantresindeki konsantrasyonu (M/L^3)
$\alpha_{i,n}$ *i* parametresi için NF'den geçiş yüzdesi
R_n NF geri kazanım oranı.

Benzer şekilde RO için

$$Q_{çn}C_{i,çn} = Q_{çr}C_{i,çr} + Q_{kr}C_{i,kr} \quad \text{(Denklem 6.8)}$$

$$Q_{çn}C_{i,çn} = R_r Q_{çn}\alpha_{i,r}C_{i,çn} + (1 - R_r)Q_{çn}C_{i,kr} \quad \text{(Denklem 6.9)}$$

$$C_{i,kr} = \frac{(1-\alpha_{i,r}R_r)C_{i,çn}}{1-R_r} = \frac{(1-\alpha_{i,r}R_r)\alpha_{i,n}C_{i,gn}}{1-R_r} \quad \text{(Denklem 6.10)}$$

Q_{kr} RO konsantresi debisi (L^3/T)
$C_{i,kr}$ *i* parametresinin RO konsantresindeki konsantrasyonu (M/L^3)
$\alpha_{i,r}$ *i* parametresi için RO'den geçiş yüzdesi
R_r RO geri kazanım oranı.

Toplam sistemin kütle dengesi ise

$$Q_{gn}C_{i,gn} = Q_{çr}C_{i,çr} + Q_{kn}C_{i,kn} + Q_{kr}C_{i,kr} = Q_{çr}C_{i,çr} + Q_{kT}C_{i,k} \quad \text{(Denklem 6.11)}$$

$$Q_{gn}C_{i,gn} = \alpha_{i,n}\alpha_{i,r}C_{i,gn}R_nR_rQ_{gn} + (1 - R_nR_r)Q_{gn}C_{i,k} \quad \text{(Denklem 6.12)}$$

$$C_{i,k} = \frac{(1-\alpha_{i,n}\alpha_{i,r}R_nR_r)C_{i,gn}}{(1-R_nR_r)} \quad \text{(Denklem 6.13)}$$

Bu bağıntı yukarıda verilen Denklem (6.3) ile aynı olup, seri bağlı RO membran hesaplamasından bir farkı yoktur. Ancak konsantre hattındaki derişimler NF ve RO membranların parametrelerin alıkonma oranlarındaki farklılık nedeniyle değişiklik gösterecektir.

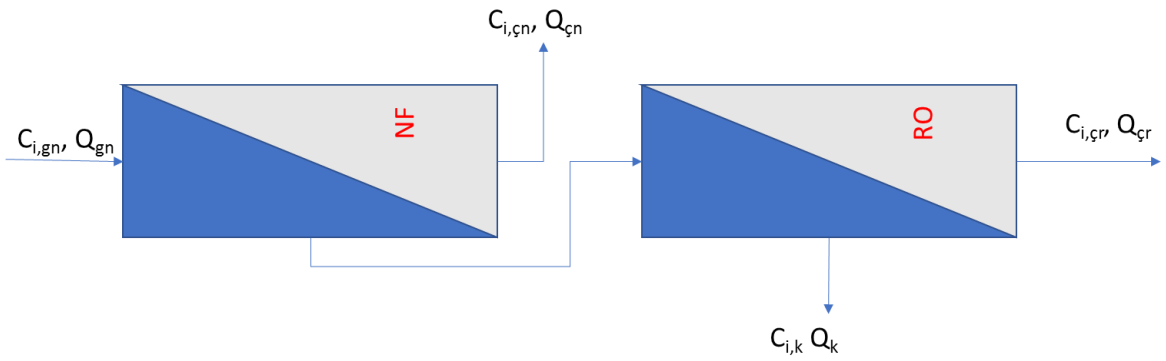
NF çıkışının RO'ya beslendiği bu sistemde toplam geri kazanım oranı R_T,

$$R_T = (R_nR_r) \times 100$$

bağıntısı kullanılarak gerçekleştirilmektedir.

6.5.3. Nanofiltrasyon konsantresinin ters ozmoza verilmesi durumu

NF Konsantresinin ters ozmoza beslenmesi durumunda hem NF'den hemde RO'dan çıkış suyu alınır. Bazı kirleticiler için, NF membranların bunları tutma oranları RO membranlara oranla çok daha düşük olduğundan konsantre hattındaki parametrelerin konsantrasyonları daha düşük olacaktır. Aşağıda, membranların kirletici parametreleri tutma oranlarına bağlı olarak izin verilebilecek maksimum konsantrasyonlar hesaplanmıştır.



$$Q_{gn}C_{i,gn} = Q_{çn}C_{i,çn} + Q_{çr}C_{i,çr} + Q_kC_{i,k} \quad \text{(Denklem 6.14)}$$

$$Q_{gn}C_{i,gn} = R_nQ_{gn}\alpha_{i,n}C_{i,gn} + \alpha_{i,r}R_r(1-R_n)Q_{gn}\frac{(1-\alpha_{i,n})}{1-R_n}C_{i,gn} + C_{i,k}(1-R_n)(1-R_r)Q_{gn} \quad \text{(Denklem 6.15)}$$

$$C_{i,k} = \frac{(1-\alpha_{i,n}R_n)(1-\alpha_{i,r}R_r)}{(1-R_{in})(1-R_{,r})}C_{i,gn} \quad \text{(Denklem 6.16)}$$

Eğer $\alpha_{i,n} = \alpha_{i,r} = 0$

$$C_{i,k0} = \frac{1}{(1-R_n)(1-R_r)}C_{i,gn} \quad \text{(Denklem 6.17)}$$

NF konsantresinin RO'ya beslendiği bu sistemde toplam geri kazanım oranı R_T,

$$R_T = (R_n + (1 - R_n)R_r) \times 100 \quad \text{(Denklem 6.18)}$$

bağıntısı kullanılarak gerçekleştirilmektedir.

6.5.4. Ultrafiltrasyon yıkama sularının membran konsantresi ile karışması durumu

Ultrafiltrasyon geri yıkama sularının NF ve RO konsantresi ile deşarj edilmesi durumunda, konsantrede bir miktar seyrelme olacaktır. Bu aşamada, UF debisinin geri kazanım tesisine girecek debinin %10'unu aşmayacak şekilde belirlenmesi gerekmektedir. UF yıkama sularının karakterizasyonunun net olarak öngörülmesi güç olduğundan, her bir kirletici parametre için UF geri yıkama suyundaki konsantrasyon, NF/RO sistemine giriş konsantrasyonu olarak kabul edilir. Bu durumda,

$$C_{i,deşarj} = \frac{Q_k C_{i,k} + Q_{UF,g} C_{i,g}}{Q_k + Q_{g,UF}} \quad \text{(Denklem 6.19)}$$

$C_{i,deşarj}$ i parametresinin deşarj konsantrasyonu (M/L^3)
$Q_{UF,g}$ UF geri yıkama suyu debisi (L^3/T)

Sadece RO ile geri kazanım yapılacak tesislerde UF geri yıkama sularının konsantre ile birlikte deşarj edilmesi durumunda deşarj konsantrasyonu aşağıdaki şekilde hesaplanabilir.

$$C_{i,k} = \frac{\frac{\left(1-\alpha_{i,r}R_r\right)C_{i,g}}{1-R_r}(1-R_r)Q_g + C_{i,g}Q_{UF,g}}{(1-R_r)Q_g + Q_{UF,g}} \quad \text{(Denklem 6.20)}$$

NF çıkışının RO'ya beslenmesi durumunda is UF geri yıkama sularının birlikte deşarj edilmesi sonucu oluşacak konsantrasyon aşağıdaki şekilde hesaplanmıştır.

$$C_{i,k} = \frac{\frac{\left(1-\alpha_{i,n}\alpha_{i,r}R_nR_r\right)C_{i,gn}}{(1-R_nR_r)}(1-R_nR_r)Q_{gn} + C_{i,gn}Q_{UF,g}}{(1-R_nR_r)Q_{gn} + Q_{UF,g}} \quad \text{(Denklem 6.21)}$$

Son olarak, NF konsantresinin RO'ya beslenmesi durumunda ise deşarj konsantrasyonları aşağıda verilen denklemle hesaplanacaktır.

$$C_{i,k} = \frac{\frac{\left(1-\alpha_{i,n}R_n\right)\left(1-\alpha_{i,r}R_r\right)}{(1-R_n)(1-R_{,r})}C_{i,gn}(1-R_n)(1-R_r)Q_{gn}C_{i,gn} + C_{i,gn}Q_{UF,g}}{(1-R_n)(1-R_r)Q_{gn} + Q_{UF,g}} \quad \text{(Denklem 6.22)}$$

Bu hesaplamalar sonucunda membran konsantresindeki parametrelerin standartları sağlaması durumunda, konsantrenin kanalizasyon deşarjına uygun olduğu belirtilecektir. Parametrelerden herhangi birinin deşarj standartlarının üstünde çıkması durumunda ise paçallama mümkün ise, paçal konsantrasyonları hesaplanacaktır.

6.5.5. Paçallama durumu

Paçallama yapılabilecek arıtılmış atıksu mevcut ise, basit bir kütle dengesi yapılarak paçal sonucu oluşacak deşarj konsantrasyonları belirlenir.

$$C_{i,d} = \frac{Q_k C_{i,k} + Q_p C_{i,p}}{Q_k + Q_p} \quad \text{(Denklem 6.23)}$$

Burada,

Q_p: Paçal debisi (L^3/T)
$C_{i,p}$: i parametresinin paçaldaki konsantrasyonu (M/L^3)

Paçallama seçeneğinin olmaması veya bu seçenekte de parametrelerden herhangi birisinin belirtilen standartları sağlamaması durumunda tüm parametrelerin standartları sağlaması için gerekli maksimum kazanım oranı hesaplanır.

6.5.6. Maksimum geri kazanım oranlarının hesaplanması

Maksimum geri kazanım parametrelerinin hesaplanması için kullanılacak denklemler aşağıda sunulmuştur.

Sadece RO ve paçallama seçeneğinin olmadığı durumda,

$$R_r = \frac{(Q_g + Q_{UF,g})(C_{i,stn} - C_{i,g})}{(C_{i,stn} - C_{i,g}\alpha_{i,r})Q_g} \quad \text{(Denklem 6.24)}$$

ve paçallama olması durumunda ise

$$R_r = \frac{(Q_g + Q_{UF,g})(C_{i,stn} - C_{i,g}) + Q_p(C_{i,stn} - C_{i,p})}{(C_{i,stn} - C_{i,g}\alpha_{i,r})Q_g} \quad \text{(Denklem 6.25)}$$

denklemleri kullanılarak hesaplanır.

NF çıkışının RO'ya beslenmesi durumunda ise paçalsız ve paçallı seçenekler için kullanılan bağıntılar aşağıda verilmiştir.

$$R_r = \frac{(Q_{gn} + Q_{UF,g})(C_{i,stn} - C_{i,gn})}{(C_{i,gn}\alpha_{i,n}\alpha_{i,r}R_n - C_{i,stn}R_n)Q_{gn}} \quad \text{(Denklem 6.26)}$$

$$R_r = \frac{(Q_{gn} + Q_{UF,g})(C_{i,stn} - C_{i,gn}) + Q_p(C_{i,stn} - C_{i,p})}{(C_{i,gn}\alpha_{i,n}\alpha_{i,r}R_n - C_{i,stn}R_n)Q_{gn}} \quad \text{(Denklem 6.27)}$$

NF konsantrasyonunun RO'ya beslenmesi durumunda ise paçallı ve paçalsız geri kazanım yüzdeleri,

$$R_r = \frac{Q_{gn}\left((1-R_n)C_{i,stn} - (1-R_n\alpha_{i,n})C_{i,gn}\right) - Q_{UF,g}(C_{i,gn} - C_{i,stn})}{\left((1-R_n)C_{i,stn} - \alpha_{i,r}(1-\alpha_{i,n}R_n)C_{i,gn}\right)Q_{gn}} \quad \text{(Denklem 6.28)}$$

$$R_r = \frac{Q_{gn}\left((1-R_n)C_{i,stn}-(1-R_n\alpha_{i,n})C_{i,gn}\right)-Q_{UF,g}(C_{i,gn}-C_{i,stn})+Q_p(C_{i,stn}-C_{i,p})}{\left((1-R_n)C_{i,stn}-\alpha_{i,r}(1-\alpha_{i,n}R_n)C_{i,gn}\right)Q_{gn}} \quad \text{(Denklem 6.29)}$$

bağıntıları kullanılarak hesaplanır.

Burada, $C_{i,stn}$ i parametresinin deşarj standardıdır. Her bir parametre için standardı sağlayabilecek maksimum geri kazanım oranı hesaplandıktan sonra, hesaplanan geri kazanım oranlarının en düşüğü kullanıcıya projelendirme geri kazanım yüzdesi olarak verilmektedir.

BÖLÜM 7

ENDÜSTRİYEL ATIKSU GERİ KAZANIMINDA MEMBRAN KONSANTRESİ YÖNETİMİ: PİLOT TESİS ÇALIŞMALARI

7. ENDÜSTRİYEL ATIKSU GERİ KAZANIMINDA MEMBRAN KONSANTRESİ YÖNETİMİ: PİLOT TESİS ÇALIŞMALARI

7.1. A Firması Su Geri Kazanım Tesisi Pilot Çalışma Raporu

7.1.1. Genel

A firması su geri kazanım tesisi, bir Organize Sanayi Bölgesi (OSB) bünyesinde yer alan firmalara proses suyu temin etmektedir. OSB toplamda 670 ha alana sahip olup, bu alanın yaklaşık 385 ha'lık kısmı sanayi parsellerinden oluşmaktadır. OSB'de tekstil başta olmak üzere, otomotiv yan sanayi, metal, makine, gıda ve kimya gibi çok farklı sektörlerde üretim yapan firmalar bulunmaktadır. OSB bünyesinde bulunan 288 firmanın üretim dağılımına göre %24'lük pay ile en çok bulunan sektör tekstildir. Tekstil sektörünü %17 ile motorlu kara taşıtı üretimi ve %9 ile makine ekipman üretimi takip etmektedir.

OSB'da faaliyet gösteren firmalara 1. ve 2. kalite su olmak üzere iki farklı kaynaktan su temin edilmektedir. 1. kalite olarak adlandırılan su, şehir şebeke suyudur. 2. Kalite olarak adlandırılan su ise OSB yakınında akan dereden alındıktan sonra A firması su geri kazanım tesisinde arıtılarak, üretim proseslerinde kullanılmak üzere ana su depolarına terfi edilmekte ve ana depolardan OSB 2. kalite su şebekesine verilmektedir. Su geri kazanım tesisi ile OSB arasındaki su iletim hattı 5 km'dir. Bu tesisin amacı OSB'da faaliyet gösteren firmaların ihtiyaç duyduğu kalitede düşük maliyetli su temini gerçekleştirmektedir. OSB'de 2015 yılında şehir şebekesinden alınan 1. kalite su miktarı 2.794.771 m^3/yıl olup, su geri kazanım tesisinden alınan 2. kalite su miktarı ise 10.407.115 m^3/yıl'dır. Toplam 13.201.886 m^3/yıl suyun %66'sını tekstil sektörü, %27'sini enerji sektörü, %5'ini otomotiv, makine ve metal sektörleri, kalan %2'lik kısmı ise diğer sektörler tüketmiştir.

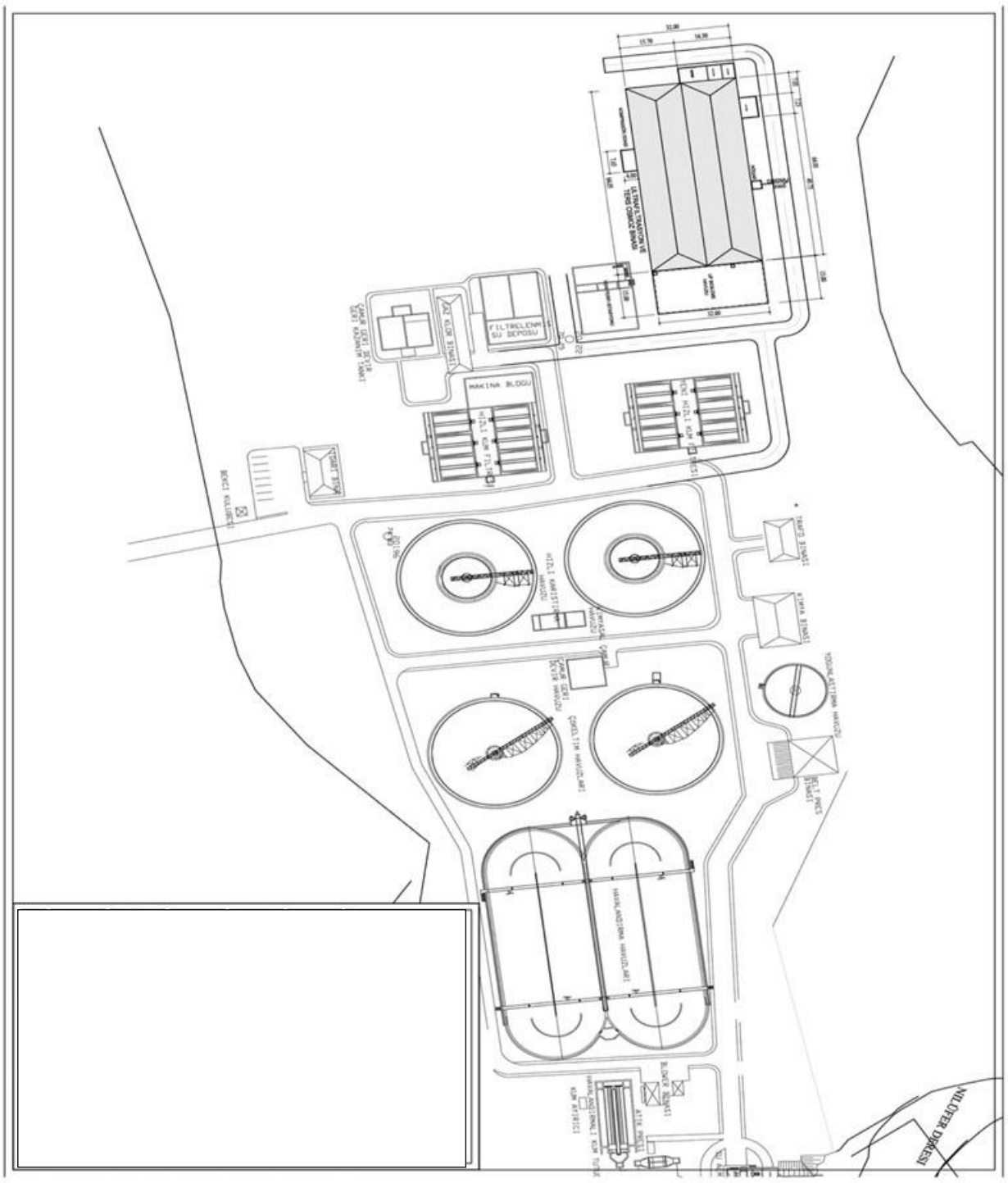
OSB'de 1. ve 2. kalite su için ayrı fiyat tarifeleri uygulanmaktadır. Bu nedenle üretim, yıkama ve sulama işlerinde 2. kalite su kullanımı tercih edilmektedir. OSB'de uygulanan su birim fiyatı bilgisi Çizelge 7.1. ile verilmiş olup, 1. kalite ve 2. kalite suyun birim fiyatları arasında büyük bir fark olduğu görülmektedir. OSB'de faaliyet gösteren sektörlerin toplam su tüketiminin %80'ini su geri kazanım tesisinden verilen 2. kalite su oluşturmaktadır. Buna göre 2015 yılındaki su maliyetlerinde 46.277.946 TL'lik bir tasarrufun gerçekleştiği hesaplanmıştır.

Çizelge 7.1.1. OSB su birim fiyatları

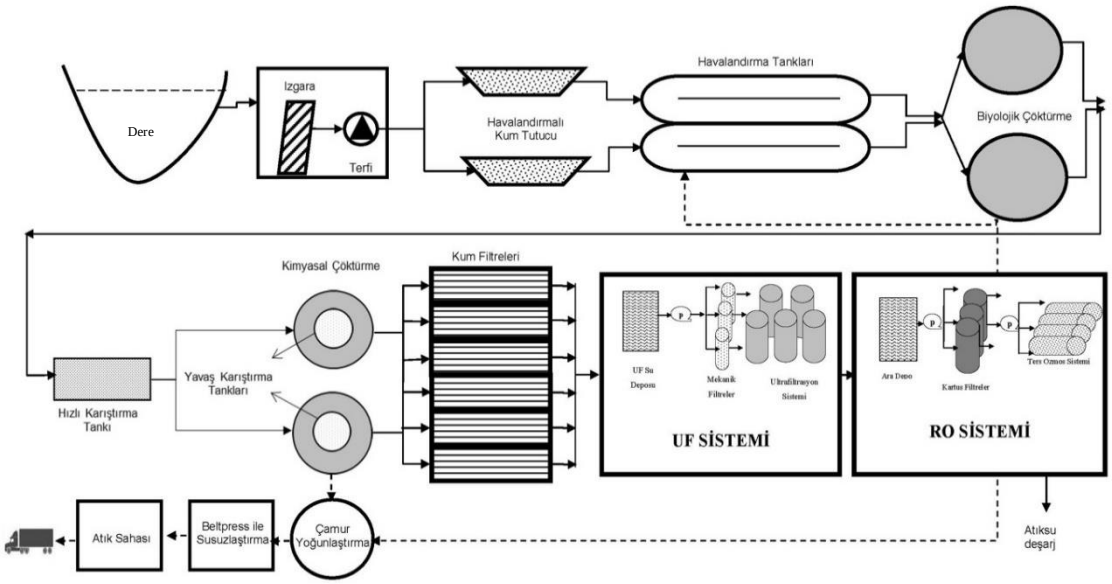
Su Kalitesi	Birim Fiyat (TL/m^3)
1. Kalite (insani tüketim amaçlı sular)	6,03
2. Kalite (proses ve sulama suları)	0,96

7.1.2. A firması su geri kazanım tesisi tanıtımı

A firması su geri kazanım Tesisi 85.000 m^2 açık alan ve 11.000 m^2 kapalı alan olmak üzere toplam 96.000 m^2 alana sahiptir. Tesiste 2 idari personel, 1 mühendis ve 20 teknisyen olmak üzere toplam 23 kişi çalışmaktadır. Tesisin genel vaziyet planı Şekil 7.1.1'de ve tesis akım şeması Şekil 7.1.2'de sunulmuştur.



Şekil 7.1.1. A firması su geri kazanım tesisi genel vaziyet planı



Şekil 7.1.2. A firması su geri kazanım tesisi akım şeması

Su geri kazanım tesisi mekanik/fiziksel, biyolojik arıtma, kimyasal arıtma ve kum filtresi ünitelerinden oluşan konvansiyonel arıtma ile ultrafiltrasyon (UF) ve ters osmoz (RO) ünitelerinden oluşan ileri arıtma bölümlerinden oluşmaktadır. Konvansiyonel arıtma 50.000 m^3/gün kapasite ile 2002 yılında kurulmuş olup ileri arıtma kademeleri ile 2007 yılında inşa edilmiştir. Su geri kazanım tesisinde kum filtresinden geçirilen ve UF+RO ünitelerinden geçirilen sular karıştırılarak OSB'ye 2. kalite su iletimi yapılmaktadır.

Tesis su alma yapısı ile dereden temin edilen su, öncelikle fiziksel arıtma işlemlerine (ızgara ve kum tutucu) tabi tutularak, ham sudaki katı partiküllerin giderimi yapılmaktadır. Ham su içerisindeki organik kirliliğin giderilmesi için havalandırma havuzları ve çöktürme havuzlarından oluşan biyolojik arıtma kademesine geçen su daha sonra koagülasyon, flokülasyon ve çöktürme işlemlerinin uygulandığı kimyasal arıtma sistemine alınmaktadır. Fiziksel, biyolojik ve kimyasal olarak arıtılan su hızlı kum filtrelerinden geçirilerek içerisindeki küçük partiküller de tutulmaktadır. Hızlı kum filtrelerinden çıkan su, boru içi koagülasyon işlemine tabi tutulduktan sonra, otomatik temizlemeli 200 μm gözenek çaplı mekanik filtrelerden geçirilerek askıda katı maddelerin tutulması sağlanmakta ve akabinde UF ünitesine verilmektedir. UF sisteminden çıkan su RO membranlarına verilmeden önce, 5 μm gözenek çapına sahip kartuş filtrelerden geçirilerek yüksek basınç pompaları ile RO membranlarına iletilmektedir. RO ünitesi öncesinde dozlanan kimyasallar ile suda bulunan fazla klor giderilmekte ve ağır metallerin membran yüzeyine yapışıp, membranları tıkaması önlenmektedir. RO ünitelerinde tüm çözünmüş tuzlar, inorganik moleküller, ayrıca molekül ağırlığı yaklaşık 100 Dalton'un üzerindeki organik moleküller giderilmektedir.

7.1.2.1. Fiziksel arıtma üniteleri

Su alma ve terfi yapısı, arıtma tesisinin ilk birimi olarak inşa edilmiştir. Manuel ve otomatik temizlemeli ızgaralar ve kanal sistemi ile dereden alınan ham su, dalgıç pompalar ile tesise terfi edilmektedir. Izgaralar ham su içindeki katı maddelerin pompa vb. teçhizata zarar vermemesi

için sudan ayırmak ve böylece diğer arıtma ünitelerine gelecek yükü hafifletmek amacıyla kullanılmaktadır. Su alma yapısı ve ızgaraların genel görünümü Şekil 7.1.3'de sunulmuştur.

Şekil 7.1.3. Su alma yapısı ve ızgaraların genel görünümü

Terfi ettirilen su havalandırmalı kum tutucu ünitesine gelerek kum ve çakıl gibi inert maddelerin çöktürülmesi, yağların ise yüzdürülerek sistemden uzaklaştırılması planlanmıştır. Havalandırmalı kum tutucu üzerinde yürür köprü tesis edilmiş olup, bu köprü üzerinde monteli dalgıç kum pompası ile tutulan kumlar köprü ve havuz yanındaki kanallar yardımıyla kum ayırıcıya ulaştırılmaktadır. Burada kum ve su birbirinden ayrılırken, ayrılan kum, kum arabalarıyla sistemden uzaklaştırılmaktadır. Sistemin havalandırması blower ve çubuk difüzör yardımıyla gerçekleştirilmektedir. Havuz üzerinde biriken yağlar köprü üzerine monte edilmiş sıyırıcı paletler yardımıyla sıyrılarak, havuz kenarında bulunan yağ haznesinde biriktirilip uzaklaştırılmaktadır. Havalandırmalı kum tutucu ünitesinin genel görünümü Şekil 7.1.4'de verilmiştir.

Şekil 7.1.4. Havalandırmalı kum tutucu genel görünümü

7.1.2.2. Biyolojik arıtma üniteleri

Havalandırmalı kum tutucu yapısından sonra kanaldan geçen su kendi cazibesi ile akarak organik kirliliğin giderilmesi amacıyla tasarlanmış havalandırma havuzuna alınmaktadır. Tasarımda birleşik karbon, azot ve fosfor giderimi amaçlanmıştır. Havalandırma havuzu giriş suyundaki amonyak azotu önce nitrite sonra nitratlara dönüştürülmektedir. Havalandırma havuzunun anareobik kısmına sürekli %100 oranında geri devir çamuru döndürülmektedir. Anaerobik bölümdeki bakteriler giriş suyundaki karbon kaynaklarını kullanmaktadır ve oksijenmetre ile kontrol edilen blowerlar ile havalandırma havuzundaki oksijen seviyesi kontrol edilmektedir. Denitrifikasyon işlemi karbondioksit ve azot gazlarının oluşması şeklinde sonuçlanmaktadır. Anoksik bölgede çökelmenin önlenmesi amacıyla dalgıç mikserler konulmuştur. Havalandırma havuzu çıkışında, sistemdeki aktif biyokütleye zarar veremeyecek şekilde ilave KOİ giderimi için poli alüminyum klorür hidroksit (PAK) ve renk giderimi amacıyla da dekolorant dozlanmaktadır. Biyolojik çöktürme havuzu dağıtım yapısıyla çıkış suyu biyolojik çöktürme havuzuna iletilmektedir. Dip sıyırıcı ile sıyrılan biyokütle ise geri devir havuzuna gelmektedir. Havalandırma havuzu ve biyolojik çöktürme havuzuna ait genel görünümler sırasıyla Şekil 7.1.5 ve Şekil 7.1.6'da sunulmuştur.

Şekil 7.1.5. Havalandırma havuzu genel görünümü

Şekil 7.1.6. Biyolojik çöktürme havuzu genel görünümü

7.1.2.3. Kimyasal arıtma üniteleri

Biyolojik arıtma ünitelerinde yaklaşık %80 oranında organik madde giderimi tasarlanmış olup su bir sonraki ünite olan kimyasal arıtma ünitelerine iletilmektedir. Kimyasal arıtmanın amacı, suda çözünmüş halde bulunan kirleticilerin kimyasal reaksiyonlarla çözünürlüğü düşük bileşiklere dönüştürülmesi ya da kolloidal ve askıdaki maddelerin yumaklar oluşturarak çökeltilmesi suretiyle giderilmesidir. Ayrıca tesis ziyaretinde kimyasal arıtmanın müteakip olarak uygulanan ileri arıtma ünitelerindeki katı madde yükünün azalması için de uygulandığı bilgisi edinilmiştir. Bu amaçlarla biyolojik çöktürme havuzundan savaklanan su, koagülasyon, flokülasyon ve çöktürme işlemlerinin gerçekleştiği kimyasal arıtma ünitelerine gelmektedir. Koagülasyon ve flokülasyon esnasında kimyasalların suya tam karışımını sağlamak ve flok oluşturmak amacı ile karıştırma işlemleri uygulanır ve bu karıştırma temel olarak hızlı ve yavaş karıştırma olarak ikiye ayrılır. Kimyasal arıtmanın ilk ünitesi olan hızlı karıştırma ünitesindeki amaç, su içerisinde yumakları oluşturacak kimyasal maddenin homojen olarak karışmasını sağlamaktır. Bu işlem sonucu oluşan tanecikler çok küçük yumaklar halinde birleşirler. Hızlı karıştırma ünitesinde suya koagülant ve flokülant kimyasalları dozajı yapılmaktadır. Koagülant olarak %10 oranında Al_2O_3 içeren PAK (PAK 10) kimyasalı ve flokülant olarak ise anyonik polielektrolit kullanılmaktadır. Tesis yetkilileri kimyasal arıtmada ortam pH değerinin 7,3-7,4 arasında tutulduğunu belirtmişlerdir.

Hızlı karıştırma işlemini müteakiben su yavaş karıştırma ünitesine geçmekte ve hızlı karıştırma ünitesinde oluşan taneciklerin birleşerek daha kolay çöken yumaklar oluşturması sağlanmaktadır. Tesiste yavaş karıştırma ve çöktürme işlemleri, iç içe iki havuz yapısı şeklinde olan klariflokülatör havuzlarında gerçekleşmektedir. Hızlı karıştırma ünitesinin dağıtma yapısından gelen ham su klariflokülatör havuzunun orta bölmesinden havuza girmektedir. Buradan yumakların uzaklaştırılması için kimyasal çöktürme havuzuna geçmektedir. Kimyasal çöktürme havuzunun dip kısmında biriken çamur önce çamur yoğunlaştırma havuzuna gönderilmekte, ardından beltpres ünitesinde katı madde oranı arttırılarak susuzlaştırıldıktan sonra uygun bir şekilde bertaraf edilmektedir. Hızlı ve yavaş karıştırma ünitelerinin genel görünümü Şekil 7.1.7'de, kimyasal çöktürme havuzunun genel görünümü Şekil 7.1.8'de sunulmuştur.

Kimyasal çöktürme havuzundan savaklanan suya bir sonraki proses olan hızlı kum filtrelerine girmeden önce 2 mg/L civarında %15 aktif klorlu sodyum hipoklorit kimyasalı dozajı yapılmaktadır. Burada amaç, filtre yataklarında oluşacak mikrobiyal çoğalmanın önlenmesi, kalan askıda katı maddelerin filtre yataklarını tıkanmasının önlenmesidir. Kimyasal ilavesi ile aynı zamanda nispeten renk ve amonyum azotu giderimi de sağlanmaktadır.

Şekil 7.1.7. Hızlı ve yavaş karıştırma ünitesi genel görünümü

Şekil 7.1.8. Kimyasal çöktürme havuzu genel görünümü

Kimyasal çöktürme havuzunda çökelemeyen ince flokların sudan ayrılması amacıyla hızlı kum filtreleri tasarlanmıştır. Filtre yataklarından geçirilerek süzülen su, filtre haznesi tabanında yer alan toplama borusu ile alınarak filtrelenmiş su toplama kanalına buradan da suyun bir kısmı ileri arıtma tesisine geçerken diğer bir kısmı da tesis içerindeki su deposuna alınmaktadır. Hızlı kum filtreleri geri yıkama suları geri kazanma tankında biriktirilerek burada çökelen çamur pompa yardımıyla yoğunlaştırma havuzuna gönderilmektedir. Hızlı kum filtrasyon ünitesinin genel görünümü Şekil 7.1.9'da verilmiştir.

Şekil 7.1.9. Hızlı kum filtrasyon ünitesi genel görünümü

7.1.2.4. Çamur bertarafı

Biyolojik ve kimyasal çöktürme havuzlarında çökelen çamurlar sıyırıcılar vasıtasıyla sıyrılarak çamur yoğunlaştırma havuzuna iletilmektedir. Yoğunlaştırma havuzunda bulunan sıyırıcı, karbon çelik, epoksi yüzey korumalı malzemeden yapılmıştır. Yoğunlaştırma havuzundan alınan çamur, beltpres pompaları ile beltprese alınırken, çamur yoğunluğunu arttırmak için katyonik polielektrolit ilavesi yapılmaktadır.

Çamur yoğunlaştırma havuzundan beltpres besleme pompaları yardımıyla alınan çamur beltprese basılmaktadır. Beltpresden süzülen sular geri devir binasına, çıkan çamur keki ise konveyör bant ile bir konteynerde biriktirilerek daha sonra katı atıklarla beraber yönetmelik uyarınca uzaklaştırılmaktadır. Çamur yoğunlaştırma ve beltpres ünitelerinin genel görünümleri ise sırasıyla Şekil 7.1.10 ve Şekil 7.1.11'de sunulmuştur. Tesis ziyaretinde elde edilen bilgilere göre konvansiyonel arıtma sonunda 5 ton/gün çamur oluşmaktadır.

Şekil 7.1.10. Çamur yoğunlaştırma havuzu genel görünümü

Şekil 7.1.11. Susuzlaştırma (beltpres) ünitesi genel görünümü

7.1.2.5. İleri arıtma üniteleri

Dereden temin edilen ham su (tesis girişi), konvansiyonel arıtma çıkışı ve OSB bünyesindeki firmaların talep ettiği proses kullanma suyu kalitesine ait ortalama değerler Çizelge 7.1.'de verilmiştir.

Çizelge 7.1.2. Ham su, konvansiyonel arıtma çıkışı ve talep edilen proses suyu kalitesi

Kalite parametreleri	Ham su kalitesi	Konvansiyonel arıtma çıkış kalitesi	Talep edilen proses suyu kalitesi
KOİ (mg/L)	277	50	10
AKM (mg/L)	292	25	5
İletkenlik (µs/cm)	1.750	3.000	1.000 (maksimum)
Renk (Pt-Co	325	300	25
Sertlik (°Fr)	20	30	10
Alkalinite (mg/L)	500	500	150

Çizelge 7.1.2'den de görüleceği üzere, talep edilen proses kullanma suyu kalitesine ulaşabilmek için ileri arıtma yapılması ihtiyacı doğmuştur. Tesiste yer alan ileri arıtma sistemine ait detaylı bilgiler aşağıda verilmiştir.

İleri arıtma sistemi, konvansiyonel arıtma sistemi çıkış suyunu arıtarak istenilen su kalitesinde 38.600 m^3/gün su elde etmek amacıyla kurulmuştur. İleri arıtma sistemi aşağıdaki ana ünitelerden oluşmaktadır.

- UF besleme havuzu ve pompa istasyonu
- Koagülant dozaj istasyonu
- Ön filtrasyon (mekanik filtrasyon)
- UF
- RO besleme havuzu ve pompa istasyonu
- Ters osmoz sistemi
- İleri arıtma binası
- Online izleme sistemi
- Trafo sistemi

Konvansiyonel arıtma tesisinden gelen arıtılmış su, UF ünitelerine verilmeden önce, UF verimini arttırmak ve işletme koşullarının stabilitesini sağlamak için, koagülasyon işlemine tabi tutulmaktadır. Koagülant kimyasalı olarak PAK 17 kullanılmakta ve koagülasyon işlemi hat üzerinde (in-line) gerçekleşmektedir. Koagülasyon işleminden sonra konvansiyonel arıtma tesisi çıkış suyu 200 µm elek aralığına sahip otomatik temizlemeli mekanik filtrelerden geçirilerek floklar tutulmaktadır. Filtrasyon sırasında elek üzerinde birikintiler oluşmakta ve bu birikintilerin temizlenmesi için geri yıkama sistemi, fark basınç ve zaman ayarlı olarak otomatik devreye girmektedir. Her UF hattı için bir adet olmak üzere toplam 7 adet mekanik filtre mevcuttur.

İleri arıtma tesisinde toplam 7 adet UF hattı mevcut olup, her hatta 76 adet UF modülü bulunmaktadır. UF membranları hollow fiber membran tipi olup, membran malzemesi polietersulfon malzemedir. Tesiste kurulu UF sistemi genel görünümü Şekil 7.1.12'de verilmiştir.

Şekil 7.1.12. UF sistemi genel görünümü

Mekanik filtreden geçen su, UF sistemlerine gelerek çoğu iyonların ve küçük molekül ağırlıklı organiklerin geçişine izin vererek daha büyük organikleri, kolloidleri, bakterileri ve virüsleri tutmaktadır. Verimi maksimize etmek için ölü-son (dead-end) prensibi tercih edilmiştir. Bu prensiple çalışan sistemlerde, membrana giren tüm su ürün tarafına geçmektedir. Besleme suyundaki tüm katı materyaller ise membran yüzeyinde kalmaktadır. Bunlar, geri yıkama işlemleri ile besleme tarafından alınmaktadır. Ayrıca tesis ziyaretinde tespit edildiği üzere, membrana giriş ve membrandan çıkış basınçları arasındaki far 0,7 bar olduğunda sistem otomatik geri yıkama yapmaktadır. Kimyasal geri yıkama işlemlerinde, %35'lik sülfürik asit, %15 aktif klorlu sodyum hipoklorit ve %47-48'lik sodyum hidroksit kimyasalları kullanılmaktadır. Tesis ziyaretinde UF ünitesinin 2 bar basınç altında işletildiği gözlenmiştir. Tesiste kurulu UF sisteminin tipik tasarım detayları özellikleri Çizelge 7.1.3'de sunulmuştur.

Çizelge 7.1.3. UF sistemi tasarım detayları

UF küme sayısı	7
Bir küme içerisindeki membran sayısı	76
Membran tipi	Hollow fiber
Membran malzemesi	Polyethersulfone (hidrofobik) asimetrik
Gözenek çapı	0,04-1,2 µm
Membran akış yönü	İçten dışa
Bir adet membran alanı	75 m^2
Toplam maksimum besleme debisi	2.450 m^3/saat (58.800 m^3/gün)-

UF sisteminden çıkan su önce kartuş filtrelerden geçirilmektedir. 5 µm gözenek çaplı kartuş filtreler RO sistemleri için istenilen ön filtrasyonu sağlayan en iyi sistemler olup yüksek basınç pompalarını ve membranları askıda katı maddelerden korumak için kullanılmaktadır. Tesis ziyaretinde edinilen bilgiye göre kartuş filtre sayısı 21 olup, 15 günde bir değiştirilmektedir.

Kartuş filtrelerde filtrasyonu tamamlanan su, yüksek basınç pompaları ile RO ünitelerine beslenmektedir. Tesiste her biri 246 RO modülüne sahip 7 adet RO hattı bulunmaktadır. Tesis ziyaretinde RO membranların işletim basıncı 13-14 bar civarında tespit edilmiştir. Bakiye klorun sisteme zarar vermesini engellemek için kartuş filtreler öncesinde sodyum metabisülfit dozajı yapılmaktadır. Kalsiyum, magnezyum ve bikarbonat iyonlarının reaksiyona girmemesi ve membran yüzeyinde çökeltilere sebep olmaması için kartuş filtreler sonrasında antiskalant kimyasalı kullanılmaktadır. Spiral sargılı membran modüllerinden oluşan RO sistemleri ortalama olarak %99 oranında iyon gidermektedir. Çoğu organik bileşikleri, virüs, bakteri ve patojenleri tutmaktadır. Tesiste kurulu RO sisteminin tipik tasarım detayları Çizelge 7.1.4'de sunulmuştur.

Çizelge 7.1.4. RO sistemi tasarım detayları

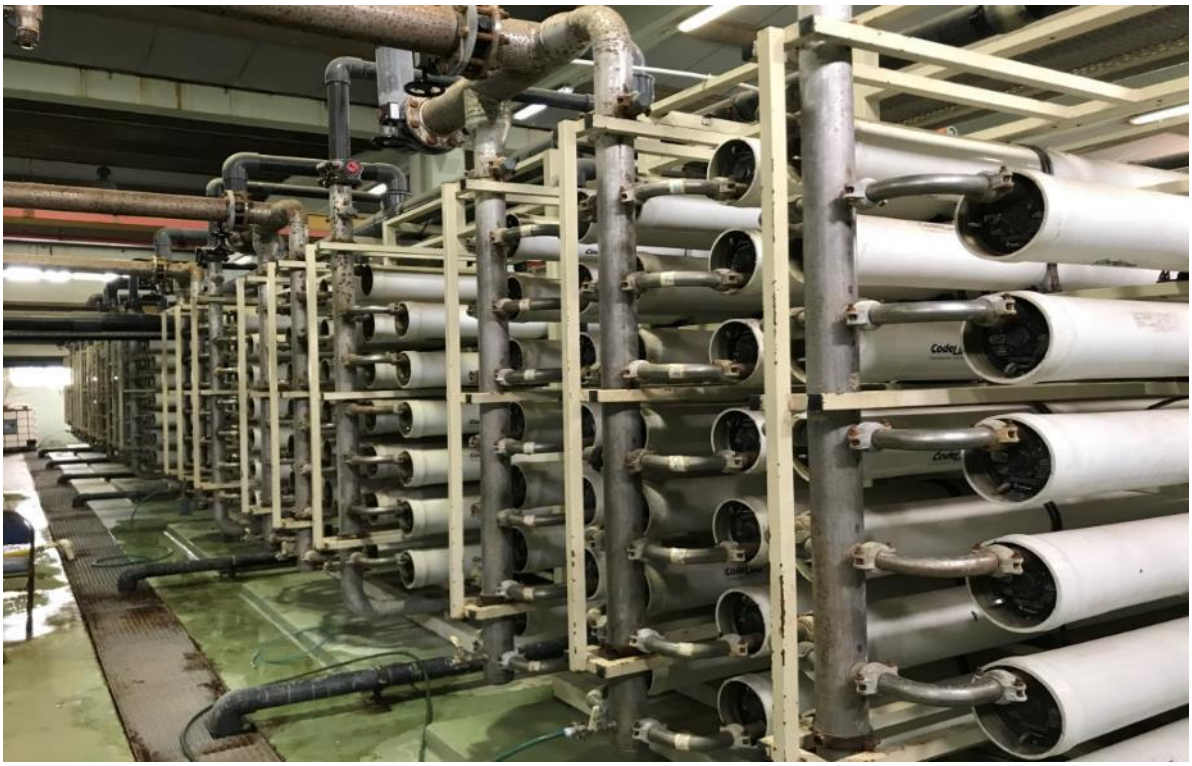
RO küme sayısı	7
RO küme basınçlı kap dizilimi	41 (28+13)
Her bir kap içerisindeki membran sayısı	6 adet /kap
Toplam membran modülü/kap	1.722 adet/287 kap
Membran tipi	Spiral sargılı
Toplam membran alanı	63.987 m^2
Toplam RO su üretim (ürün suyu) debisi	1.608 m^3/saat (38.600 m^3/gün)
İşletme basıncı	10 bar
Üretim oranı	%70
Toplam maksimum konsantre debisi	375 m^3/saat (9.000 m^3/gün)

Yüksek basınç pompaları, RO sistemi işletmesinde gerekli olan yüksek basıncı sağlanmaktadır. RO sistemi yüksek basınçlı SS304 borularla ve düşük basınçlı ürün suyu kollektörleri ile donatılmıştır. Yüksek basınçlı çok kademeli pompa ile sistem basınçlandırılmaktır. Tüm RO ekipmanları, enstrümanlar ve kartuş filtreler dahil olmak üzere epoksi kaplı karbon çelik bir şase üzerindedir. Tesiste kurulu RO sistemi genel görünümü Şekil 7.1.13'de verilmiştir. RO sistemi ürün suyu akımı toplama hattı ve konsantre akımı toplama hattı sırasıyla Şekil 7.1.14 ve Şekil 7.1.15'de sunulmuştur. UF+RO sistemlerine ait otomatik kontrol panosu anlık görüntüsü Şekil 7.1.16'de sunulmuştur.

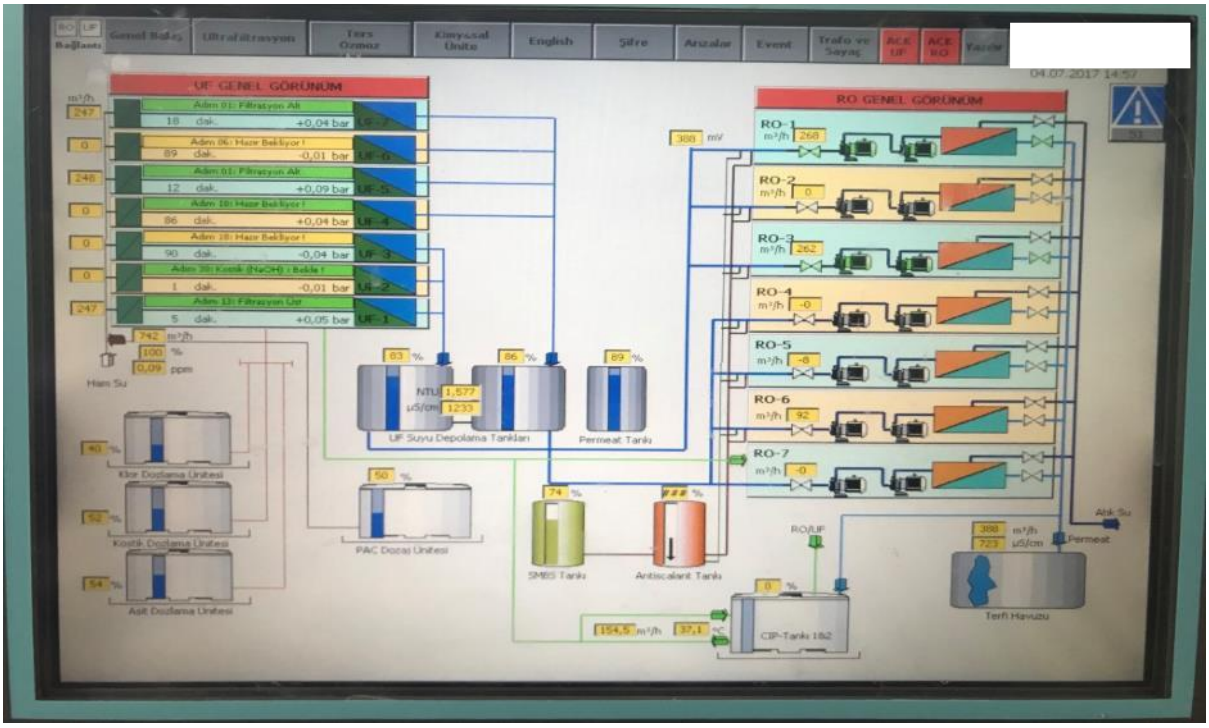
Tesis yetkililerinden alınan bilgiye göre, A firması su geri kazanım tesisi son 4 yıldır 25.000 m^3/gün kapasite ile çalışmaktadır. RO membran sistemi yaklaşık 5.650 m^3/gün konsantre üretmekte ve bu konsantre UF geri yıkama (yaklaşık 1.875 m^3/gün) ile birleşerek (toplam yaklaşık 7.500 m^3/gün) dereye deşarj edilmektedir. Tesisin konsantre deşarj izni olup, bu izin Su Kirliliği Kontrol Yönetmeliği (SKKY) Tablo 20.7 (Sektör: Su Yumuşatma, Demineralizasyon ve Rejenerasyon, Aktif Karbon Yıkama ve Rejenerasyon Tesisleri)'ye göre izlenmektedir.

Şekil 7.1.13. RO sistemi genel görünümü

Şekil 7.1.14. RO sistemi ürün suyu akımı toplama hattı



Şekil 7.1.15. RO sistemi konsantre akımı toplama hattı



Şekil 7.1.16. UF+RO sistemleri otomatik kontrol panosu anlık görüntüsü

7.1.3. Proje kapsamında numune alımları ve analizler

7.1.3.1. Numune alımları, sıklıkları ve parametreler

İlk saha ziyareti Prof. Dr. Mehmet Kitiş ve Prof. Dr. Erkan Şahinkaya tarafından 22.06.2017 tarihinde yapılmıştır. Yapılan ziyarette tesis hakkında bilgi alınmış ve numune alma noktaları tesis yetkilileriyle birlikte belirlenmiştir. Ziyaret esnasında tesis girişi (ham su), RO membran girişi ve RO konsantre akımı için numune alma noktaları belirlenmiştir. Adı geçen numune alma noktalarına ait fotoğraflar sırasıyla Şekil 7.1.17, Şekil 7.1.18 ve Şekil 7.1.19'da verilmiştir.

Şekil 7.1.17. Su geri kazanım tesisi girişi ham su numune alma noktası

Şekil 7.1.18. RO sistemi girişi numune alma noktası

Şekil 7.1.19. RO konsantre hattı numune alma noktası

Numune alma sıklığı, nasıl alınacağı ve nerelerden alınacağının tam olarak belirlenebilmesi için ziyaret esnasında numune alma ve analizlerden sorumlu olan firma personeli de tesis ziyaretine katılmıştır. İlk numune alımına 22.06.2017 tarihinde başlanmıştır. İzleme süresince ham su ve RO girişinden toplamda 3'er adet numune alınmış olup, her 4 haftada bir numune toplanmıştır. RO konsantresinden ise haftada bir numune olacak şekilde toplamda 10 adet numune alınmıştır. Tüm numune alım işlemleri 21.08.2017 tarihinde tamamlanmıştır. Numune alma noktaları ile ilgili detaylı bilgiler Çizelge 7.1.'de verilmiştir. Tesis konsantre deşarjını SKKY Tablo 20.7'ye göre yapmaktadır. İlgi tablo Çizelge 7.1.6.'da sunulmuştur.

Çizelge 7.1.5. Numune alma noktaları, sıklığı ve numune alma prosedürü

	Ham su girişi	**RO konsantresi**	**RO Girişi***
Numune alma şekli	24 saatlik kompozit numune	2 saatlik kompozit numune	2 saatlik kompozit numune
Numune hacmi	10 L	10 L	10 L
Numune sayısı	3	10	3

*** Numuneler Kartuş filtre sonrası alınmaktadır.**

Çizelge 7.1.6. SKKY Tablo 20.7: Sektör: Su yumuşatma, demineralizasyon ve rejenerasyon, aktif karbon yıkama ve rejenerasyon tesisleri

Parametre	Birim	Kompozit numune 2 saatlik	Kompozit numune 24 saatlik
Klorür (Cl^-)	(mg/L)	2.000	1.500
Sülfat (SO_4^{-2})	(mg/L)	3.000	2.500
Demir (Fe)	(mg/L)	10	-
Balık Biyodeneyi (ZSF)	-	10	-
pH	-	6-9	6-9

Tesisten alınan numunelerde Çizelge 7.1.6.'da (SKKY Tablo 20.7'de) verilen parametrelerin analizleri ve ilave olarak Çizelge 7.1.7.'de verilen parametrelerin analizleri de gerçekleştirilmiştir.

Çizelge 7.1.7. Alınan numunelerde SKKY Tablo 20.7'ye ilave olarak yapılan diğer analizler

Parametreler	**RO konsantresi**	**RO giriş**
Tuzluluk	X	X
İletkenlik	X	X
Toplam çözünmüş katı	X	X
Sülfat	X	X
Ca Sertliği	X	X
Mg sertliği	X	X
Toplam organik karbon	X	X
Toplam fosfor	X	X
Toplam azot	X	X

Tesise gerçekleştirilen ziyaret esnasında 04.07.2017 tarihinde analizleri gerçekleştiren firma personeli tarafından plan dahilinde tesis RO konsantre hattından otomatik numune alma cihazı ile 2 saatlik kompozit numune alımına ait fotoğraf Şekil 7.1.20'de verilmiştir.

Şekil 7.1.20. RO konsantre numune alma çalışması

7.1.3.2. Analitik Metotlar

Pilot tesis çalışması kapsamında tesisten alınan numunelerin analizleri akredite bir firma tarafından yapılmıştır. Analizi yapılan parametrelere ait analitik metotlar Çizelge 7.1.8'de sunulmuştur.

Çizelge 7.1.8. Pilot tesis çalışması kapsamında yapılan analizlerin analitik metotları

[1]Parametre	Birim	[1]Analiz metodu
*İletkenlik	µs/cm	SM 2510 B Laboratuvar Metodu
*pH	-	SM 4500 H^+ B Elektrometrik Metot
*Tuzluluk	‰	SM 2520 B Elektriksel İletkenlik Metodu
Balık Biyodeneyi (ZSF)	-	TS 5676 Seyreltme Metodu (SKKY Numune Alma ve Analiz Metodları Tebliği)
Demir (Fe)	mg/L	EPA 200.7 ICP OES Metodu
Kalsiyum Sertliği	mg/L	SM 3500-Ca B EDTA Titrimetrik Metot
Klorür	mg/L	SM 4500-Cl^- B Argentometrik Metot
Magnezyum (Mg) Sertliği	mg/L	SM 2340 B, SM 3500 Ca B Hesaplama Metodu
Sülfat	mg/L	SM 4500 SO_4^{-2} E Türbitimetrik Metot
Toplam Azot	mg/L	TS EN 12260 Oksidasyon Metodu
*Toplam Çözünmüş Madde	mg/L	SM 2540 C Gravimetrik Metot
Toplam Fosfor	mg/L	SM 4500-P B, SM 4500-P D Digestion Metodu sonrası Spektrometrik Metot
Toplam Organik Karbon	mg/L	TS 8195 EN 1484 Yüksek Sıcaklıkta Yakma Metodu

*Parametreler Yetkili Laboratuvar Personeli tarafından yerinde ölçülmüştür.
[1]Parametreler ve Metotlar AB-0315-T Nolu TÜRK AKREDİTASYON KURUMU Akreditasyon Sertifikası kapsamındadır.
SM: Standart Methods for the Examination of Water and Wastewater, 22th Edition (2012)
EPA: Environmental Protection Agency
ASTM: American Society for Testing and Materials

7.1.4. Su kalitesi değerlendirmesi

7.1.4.1. A firması su geri kazanım tesisi bünyesinde yapılan analizlerin değerlendirilmesi

A firması su geri kazanım tesisi sorumlusu tarafından proje ekibine farklı noktalardan alınan numunelerin 2017 yılı Ocak ile Haziran ayları arasında yapılan analiz sonuçları iletilmiştir. Numune alım noktaları ham su, RO girişi, RO çıkışı ve RO konsantresidir. Aşağıdaki Çizelge 7.1.9., Çizelge 7.1.10 ve Çizelge 7.1.11., 2017 yılı Ocak-Haziran arası aylarda elde edilen minimum, ortalama ve maksimum değerleri göstermektedir.

2017 yılı Ocak-Haziran ayları arasında dereden temin edilen suyun ve RO giriş suyunun kalitesi incelendiğinde (Çizelge 7.1.9. ve Çizelge 7.1.10), KOİ'nin en düşük 81 mg/L olduğu görülmüştür. En yüksek ölçülen KOİ değeri ise 209 mg/L'dir. 2017 yılı Ocak-Haziran ayları arasında ham su KOİ değerlerinin standart sapması 100 mg/L civarındadır. Bu durum, dereden gelen su kalitesinin sürekli olarak değişkenlik arz ettiğini göstermektedir. Bu problemin çözümüne yönelik olarak dengeleme havuzu yapılmasının planlandığı tesis yetkililerince

belirtilmiştir. KOİ ölçümlerinin beklenenden yüksek olması dereye evsel/endüstriyel atıksu deşarjlarının olduğunun bir göstergesidir. Biyolojik arıtma ile KOİ'nin yaklaşık %70-80 oranında giderildiği tespit edilmiştir. KOİ için kimyasal arıtma verimi ise %50'dir. Kimyasal arıtma sonrası ölçülen KOİ değeri ortalama 20 mg/L'dir. Arıtılmış suyun KOİ değerinin 20 mg/L seviyelerinde olması ileri arıtma prosesindeki RO membranlarının işletimi açısından (membran tıkanması, işletim ömrü vb.) herhangi bir sorun teşkil etmeyeceği düşünülmektedir.

İleri arıtma ünitesinde yer alan RO membranlarının performansı açısından önemli olan bir diğer parametre de AKM'dir. Ham suyun ortalama AKM içeriği 145 mg/L iken RO girişinden alınan numunenin AKM içeriği en yüksek 1 mg/L olarak tespit edilmiştir. Bu sonuç sugeri kaznım tesisinde yer alan arıtma ünitelerinin kombine şekilde verimli çalıştığını göstermektedir.

Ham suyun pH değeri çok değişkenlik göstermemekte olup genelde 8,0 civarındadır. Arıtılmış su RO'ya yine 8,0 pH değerinde girmektedir. Ham suyun iletkenlik değeri en fazla 1.600 µS/cm olarak ölçülmüştür. Arıtma süreçlerinde iletkenlik değerinde %5 civarında artış gözlenmiştir. Bu durum tesiste arıtma ünitelerine eklenen kimyasallardan kaynaklanmaktadır. RO öncesi ölçülen iletkenlik değerleri (ortalama 1.338 µS/cm) RO membran ömrü açısından bir sorun oluşturmayacağı beklenmektedir. Bu durum RO sonrası oluşan konsantrenin mineral/tuzluluk içeriğinin nispeten düşük olmasını (ortalama 4.582 µS/cm) sağlamaktadır (Çizelge 7.1.11.). Ham suyun ve RO girişinden alınan numunenin sertlik değerleri 18-27 °F olarak ölçülmüştür. Orta-sert nitelikteki bu su RO membranlarında tabakalaşma ve tıkanmaya yol açarak membran ömrünü kısaltabilir. Ayrıca bu sertlikteki bir su zamanla ürün suyu kalitesinin bozulmasına da neden olabilir.

Çizelge 7.1.9. Su geri kazanım tesisine giren (dereden temin edilen) ham su kalitesi

Parametre	Minimum Değer	Ortalama Değer	Maksimum Değer
KOİ (mg/L)	81	145	209
AKM (mg/L)	93	126	172
pH	8	8	8
İletkenlik (µS/cm)	868	1.292	1.631
Renk (Pt-Co)	96	127	146
Sertlik (°F)	18	23	27
Klorür (mg/L)	124	205	268
Amonyum Azotu (NH_4-N) (mg/L)	4	5,36	6,32
Fosfat Fosforu (PO_4-P) (mg/L)	0,30	0,48	0,73
Sülfit (mg/L)	0,29	0,52	0,93
Toplam Organik Madde (mg/L)	9,67	13,39	16,74
Yağ-Gres (mg/L)	3,30	5,86	9,20

Tesisin ölçtüğü 2017 yılı analiz sonuçlarına göre ham sudaki renk değeri 96-146 Pt-Co aralığında tespit edilmiştir. Kimyasal arıtma proseslerinde kullanılan PAK 10/17 ve dekolorant renk gideriminde oldukça etkili olmuştur. RO girişinde renk en fazla 14 Pt-Co olarak ölçülmüştür. Dereden alınan ham suyun amonyum azotu değeri ortalama 5,4 mg/L olarak tespit edilmiştir. Bu durum dereye evsel nitelikli deşarjların gerçekleştiğini doğrulamaktadır. Biyolojik arıtma ile amonyum azotu nitrifikasyon ile önce nitrit ve nitrata ve daha sonra denitrifikasyonla azot gazına dönüşmektedir. RO'ya giren nitrat konsantrasyonu ise ortalama 4 mg/L civarındadır.

Düşük konsantrasyonlarda (0,3-0,7 mg/L) fosfor (PO_4^{-3}-P) içeren ham su ileri artıma öncesinde biyolojik arıtma ile tamamen giderilmiş olduğu görülmüştür. Ham suyun sülfit içeriği 0,3-0,9 mg/L arasında ölçülmüş olup ortalama 0,5 mg/L'dir. RO girişinde ise sülfit yerine sülfat ölçülmüş olup ortalama 66 mg/L tespit edilmiştir. Toplam organik madde ise ham suda ve RO girişinde sırasıyla, 9-17 mg/L ve 2-3 mg/L arasında ölçülmüştür. Ham suyun yağ gres içeriği ise en fazla 10 mg/L olarak bulunmuştur. RO girişinde ham suya göre daha fazla parametre (özellikle tuz ve ağır metaller) ölçülmüştür. RO giriş numunelerinde florür, demir, bakır, alüminyum ve baryum seviyeleri deteksiyon limitinin altında olduğu görülmüştür. Membran prosesleri için önemli bir parametre olan silisyum ise RO girişinde 3-14 mg/L aralığında tespit edilmiş olup ortalama ise 8 mg/L'dir. Bu silisyum seviyesi membran performansını olumsuz yönde etkilemesi (demir ve alüminyum ile birleşerek metal silikat tabakalaşması) beklenmemektedir. RO giriş numunelerinin ortalama klorür, kalsiyum, potasyum, sodyum ve magnezyum konsantrasyonları sırasıyla; 262, 68, 17, 208 ve 13 mg/L'dir.

Tesiste 2017 yılı Ocak ile Haziran ayları arasında RO konsantresinde ölçülen iletkenlik değeri 3.810-5.920 µS/cm arasında değişmektedir (Çizelge 7.1.11). Ortalama iletkenlik değeri 4.582 µS/cm'dir. Bu değerin RO giriş iletkenlik ortalama değeri (1338 µS/cm) (Çizelge 7.1.10) ile karşılaştırıldığında geri kazanım oranının yaklaşık %70 olduğu hesaplanmış ve tasarım geri kazanım oranını sağladığı görülmüştür.

Çizelge 7.1.10. Su geri kazanım tesisi tarafından RO giriş suyunda gerçekleştirilen analiz sonuçları (Ocak-Haziran 2017)

Parametre	Minimum Değer	Ortalama Değer	Maksimum Değer
AKM (mg/L)	ND*	ND	1
pH	8	8	8
İletkenlik (µS/cm)	905	1.338	1.710
Renk (Pt-Co)	6	10	14
Sertlik (°F)	18	23	27
Klorür (mg/L)	136	262	392
Alkalinite (mg/L)	161	217	265
Nitrat Azotu (NO_3-N) (mg/L)	4	4	5
Fosfat Fosforu (PO_4-P) (mg/L)	ND	ND	ND
Sülfat (mg/L)	46	66	81
Toplam Organik Madde (mg/L)	2	3	3
Florür (mg/L)	ND	ND	ND
Silisyum (SiO_2) (mg/L)	3	8	14
Demir (mg/L)	ND	ND	ND
Bakır (mg/L)	ND	ND	ND
Alüminyum (mg/L)	ND	ND	ND
Kalsiyum (mg/L)	54	68	80
Potasyum (mg/L)	10	17	27
Sodyum (mg/L)	111	208	272
Magnezyum (mg/L)	1	13	19
Baryum (mg/L)	ND	ND	ND

* ND: Ölçüm limitinin altındadır.

Çizelge 7.1.11. Su geri kazanım tesisi tarafından RO konsantre suyunda gerçekleştirilen analiz sonuçları (Ocak-Haziran 2017)

Parametre	Minimum Değer	Ortalama Değer	Maksimum Değer
İletkenlik (µS/cm)	3.810	4.582	5.920
Renk (Pt-Co)	18	53	90
Klorür (mg/L)	670	895	1.275
Silisyum (SiO_2) (mg/L)	20	30	40
Demir (mg/L)	ND*	ND	ND
Bakır (mg/L)	ND	ND	ND
Kalsiyum (mg/L)	ND	219	348
Potasyum (mg/L)	ND	45	72
Sodyum (mg/L)	ND	623	1.038
Magnezyum (mg/L)	ND	39	54

* ND: Ölçüm limitinin altındadır.

SKKY Tablo 20.7'deki (Çizelge 7.1.6.) müsaade edilen klorür değeri 2.000 mg/L'dir. RO konsantresinde ölçülen klorür konsantrasyonu 670-1.275 mg/L (Çizelge 7.1.11.) arasında değişmekte olup, su geri kazanım tesisi klorür deşarj standartlarını sağlamaktadır. Benzer olarak, demir konsantrasyonu açısından da tesis, SKKY Tablo 20.7 limitini sağlamaktadır. RO konsantresinde demir konsantrasyonu ölçüm limitlerinin altında tespit edilmiştir. RO konsantre numunelerinin ortalama renk, silisyum, kalsiyum, potasyum, sodyum ve magnezyum değerleri sırasıyla, 53 Pt-Co, 30, 219, 45, 623 ve 39 mg/L'dir. RO konsantresi numunelerinde bakır değerleri ölçüm limitinin altındadır.

7.1.4.2. Proje kapsamında yapılan su kalite analizlerin değerlendirilmesi

A firması su geri kazanım tesisinde yapılan pilot çalışmalar kapsamında ham su giriş (tesis girişi), RO giriş ve RO konsantresinden 22 Haziran 2017 tarihinden itibaren numuneler alınarak, analizler yapılmıştır. Ham su ve RO giriş suyundan 3'er defa numune, RO konsantre suyundan ise 10 defa numune alınmıştır. Analizler sonuçları Çizelge 7.1.12 ve Çizelge 7.1.13'de sunulmuştur. Çizelge 7.1.12 ham su ve RO giriş suyu kalitesi verilerini, Çizelge 7.1.13 ise RO konsantre su kalitesi verilerini göstermektedir. Akreditasyon belgesine sahip laboratuvara yaptırılan bu analizlerin sonuçlarını içeren raporları Ek-6A'da sunulmuştur. 22 Haziran, 17 Temmuz 2017 ve 5 Eylül 2017 tarihlerinde ham su giriş (tesis girişi) ve RO girişinden alınan numunelerdeki analiz sonuçlarına göre iletkenlik, sertlik (magnezyum ve kalsiyum sertliği), sülfat ve toplam fosfor parametrelerinde kayda değer bir giderimim olmadığı görülmüştür. Demir, kimyasal arıtma ünitesinde %90'ın üzerinde giderilmiştir. Toplam organik karbonun biyolojik ve kimyasal arıtma ünitelerinde yaklaşık %65 oranında giderildiği görülmüştür. Ortalama toplam azot (TN) ve toplam fosfor (TP) giderim oranları ise sırasıyla %27 ve %45'tir (Çizelge 7.1.12). RO giriş ve RO konsantre iletkenlik değerleri birlikte değerlendirildiğinde RO sisteminin yaklaşık %65-75 oranında geri kazanıma sahip olduğu görülmüştür.

Çizelge 7.1.12. Proje kapsamında ham su ve RO giriş suyunda gerçekleştirilen analiz sonuçları (Haziran-Eylül 2017)

Parametre	Birim	Ham Su Giriş (24 saatlik kompozit)				RO Giriş (2 saatlik kompozit)			
		22.06.2017	17.07.2017	05.09.2017	Ortalama	22.06.2017	17.07.2017	05.09.2017	Ortalama
İletkenlik	µs/cm	1.291	1.024	932	1.082	1.027	1.177	863	1.022
pH	-	7,80	7,80	7,83	7,81	7,50	7,31	8,28	7,70
Tuzluluk	‰	4,04	0,51	0,5	1,68	6,38	0,6	0,42	2,47
Balık Biyodeneyi (ZSF)	-	4	4	2	3,33	3	3	2	2,67
Demir	mg/L	2,44	0,84	0,10	1,13	0,10	0,04	0,07	0,07
Kalsiyum Sertliği	mg/L	149	144	173	155	130	168	156	151
Klorür (Cl^-)	mg/L	842	-*	265	553	792	40	173	335
Magnezyum Sertliği	mg/L	99	96	115	104	86	112	104	101
Sülfat (SO_4^{2-})	mg/L	30	75	28	45	25	52	32	36
Toplam Azot (TN)	mg/L	5,9	8,2	9,3	7,8	2,5	7,0	7,7	5,8
Toplam Çözünmüş Katı Madde (TÇK)	mg/L	-*	500	716	608	-*	620	590	605
Toplam Fosfor (TP)	mg/L	1,1	1,3	2,2	1,5	0,9	0,4	1,2	0,85
Toplam Organik Karbon (TOK)	mg/L	17	24	12	17	<5	7	6	6

* Ölçüm yapılamamıştır

Çizelge 7.1.13. Proje kapsamında RO konsantre suyunda gerçekleştirilen analiz sonuçları (Haziran-Eylül 2017)

Parametre	Birim	RO Konsantre (2 saatlik kompozit)										
		22.06.2017	**30.06.2017**	**04.07.2017**	**10.07.2017**	**17.07.2017**	**27.07.2017**	**04.08.2017**	**18.08.2017**	**24.08.2017**	**05.09.2017**	**Ort.**
İletkenlik	µs/cm	2.930	3.350	4.450	5.020	3.750	4.880	4.750	5.120	4.500	2.640	4.139
pH	-	7,60	7,50	7,82	7,80	7,43	7,75	7,78	7,89	7,70	7,37	7,66
Tuzluluk	‰	4,22	3,89	27,7	4,02	1,87	3,75	2,33	2,51	1,97	1,34	5,36
Balık Biyodeneyi (ZSF)	-	2	2	4	3	2	2	3	3	3	3	2,70
Demir	mg/L	0,15	3,18	2,62	9,69	0,05	0,08	0,09	<0,01	0,02	0,23	1,79
Kalsiyum Sertliği	mg/L	461	520	535	180	468	564	226	418	372	545	429
Klorür (Cl^-)	mg/L	1.092	712	807	952	2.095	153	1.655	1.079	984	579	1.011
Magnezyum Sertliği	mg/L	307	347	357	57	312	376	150	278	248	363	280
Sülfat (SO_4^{2-})	mg/L	113	119	9	100	77	-*	138	101	103	107	96
Toplam Azot (TN)	mg/L	7,8	19,4	16	16,2	20,5	21,4	17,3	12,2	10,5	22,2	16,34
Toplam Çözünmüş Katı Madde (TÇK)	mg/L	5.980	2.039	2.180	2.340	1.840	-*	2.960	2.490	2.205	1.895	2.659
Toplam Fosfor (TP)	mg/L	0,99	1,39	1,05	3,26	0,9	1,65	1,12	0,68	1,03	2,13	1,42
Toplam Organik Karbon (TOK)	mg/L	20	21	20	25	28	-*	30	25	32	20	25

* Ölçüm yapılamamıştır

RO konsantre suyunda tespit edilen demir konsantrasyonları 0,01-9,69 mg/L'dir. 10 numunenin ortalama demir konsantrasyonu ise 1,79 mg/L'dir (Çizelge 7.1.13). Ham su girişinden alınan numunelerdeki demir konsantrasyonunun 2,44 mg/L'ye kadar çıktığı gözlenmiştir (Çizelge 7.1.12). SKKY Tablo 20.7'ye göre demir parametresinin deşarj standardı 2 saatlik kompozit numune için 10 mg/L'dir. Elde edilen sonuçlar baz alındığında RO konsantresinin alıcı ortama deşarjında demir parametresi bakımından bir sorun yaşanmayacağı değerlendirilmiştir. Demirin farklı işletme koşullarına bağlı olarak redoks reaksiyonlarına maruz kalması uzun vadeli işletmede çökelek oluşturma ve müteakip tortulaşma problemlerine neden olabilir. Demirin potansiyel problemli yapısından dolayı RO giriş konsantrasyonu değerlerinin mümkün olabildiği kadar düşük tutulması adına gerekli modifikasyonların yapılması uygun görülmektedir.

Balık biyodeneyi sonuçlarına göre ham su giriş değeri alınan üç numunede ortalama 3,3 olarak tespit edilmiştir (Çizelge 7.1.12). Arıtma prosesleri sonrasında RO membranlarına giriş yapan suyun ortalama balık biyodeney sonucu ise 2,67'dir. RO konsantre suyuna bakıldığında sonuçların 2-4 aralığında değiştiği ortalama değerin ise 2,70 olduğu görülmüştür (Çizelge 7.1.13). Bu bağlamda, balık biyodeneyi açısından RO membran konsantresi akımında önemli bir değişim olmadığı tespit edilmiştir. Ayrıca, SKKY Tablo 20.7 dikkate alındığında, bu değerlerin deşarj standartlarını sağladığı görülmüştür.

RO konsantre suyunun ortalama iletkenlik değeri 4.139 µS/cm olup, en yüksek değer 5.120 µS/cm olarak ölçülmüştür (Çizelge 7.1.13). İletkenlikte meydana gelen salınımlar RO giriş suyu karakterizasyonuna bağlı olarak gerçekleşmektedir. Bir başka deyişle RO giriş suyu iletkenlik değerlerinin 863-1.177 µS/cm arasında olması %65-75'lik su geri kazanım oranı ile beraber değerlendirildiğinde sonuçlar birbiri ile tutarlı gözükmektedir. Aynı şekilde, iletkenlik parametresi ile belirli bir korelasyona sahip toplam çözünmüş katı madde (TÇK) değerleri su geri kazanım oranı ile uyumlu bir görünüm sergilemektedir. Çizelge 7.1.12'deki RO giriş suyu TÇK değerleri (620 ve 590 mg/L) baz alındığında RO konsantre suyundaki TÇK değerleri (ortalama: 2.659 mg/L) beklenen düzeydedir. RO konsantre suyunda ortalama tuzluluk değeri ‰5,36 olarak tespit edilmiştir (Çizelge 7.1.13).

RO giriş suyu ortalama toplam sertlik değeri (kalsiyum sertliği + magnezyum sertliği) 252 mg $CaCO_3$/L olarak tespit edilmiştir (Çizelge 7.1.12). RO konsantresinde ise ortalama toplam sertlik değeri 709 mg $CaCO_3$/L olduğu gözlenmiştir (Çizelge 7.1.13). Tesiste antiskalant uygulaması bulunduğundan, kalsiyum ve magnezyum iyonlarından ileri gelen sertliğin proses açısından sorun teşkil etmeyeceği düşünülmektedir. Ancak ilerleyen zamanlarda RO membranları yüzeyinde inorganik tortulaşmaya bağlı olarak tıkanmalar ve membran yırtılmalarının meydana gelebileceği düşünülmektedir.

RO konsantre suyunda elde edilen klorür değerleri 153-2.095 mg/L gibi yüksek bir aralıkta salınım göstermektedir (Çizelge 7.1.13). Ancak farklı tarihlerde alınan 10 adet numunenin ortalama değeri hesaplandığında klorür konsantrasyonun 1.011 mg/L olduğu görülmüştür. SKKY Tablo 20.7'ye göre klorür parametresinin 2 saatlik kompozit numune için deşarj sınır değeri 2.000 mg/L'dir. Analiz sonuçlarına bakıldığında ilgili yönetmelik bağlamında klorür parametresi açısından herhangi bir sorun yaşanmayacağı düşünülmektedir. Aynı durum RO konsantresinde ölçülen sülfat parametresi için de geçerlidir. 2 saatlik kompozit numune sonuçlarına göre sülfat konsantrasyonu 9-138 mg/L aralığında değişim göstermektedir (Çizelge 7.1.13). Bu değer SKKY Tablo 20.7'de öngörülen 3.000 mg/L'lik deşarj sınır değerini rahatlıkla karşılamaktadır. Ancak sülfat anyonu membran proseslerinde çökebilen tuzlar ile ilintili olduğu için özellikle RO giriş suyu konsantrasyonunun tesis personeli tarafından tortulaşma bağlamında dikkate alınması uygun olacaktır.

SKKY Tablo 20.7'de pH parametresi için öngörülen değer aralığı 6-9'dur. RO konsantresinde yapılan tüm analiz sonuçlarına bakıldığında pH değeri 7,4-7,9 seviyesinde değişim göstermektedir. Ortalama değer ise 7,7'dir. Bu sonuçlar RO konsantre suyunda pH parametresinin deşarj açısından herhangi bir problem oluşturmadığını göstermektedir.

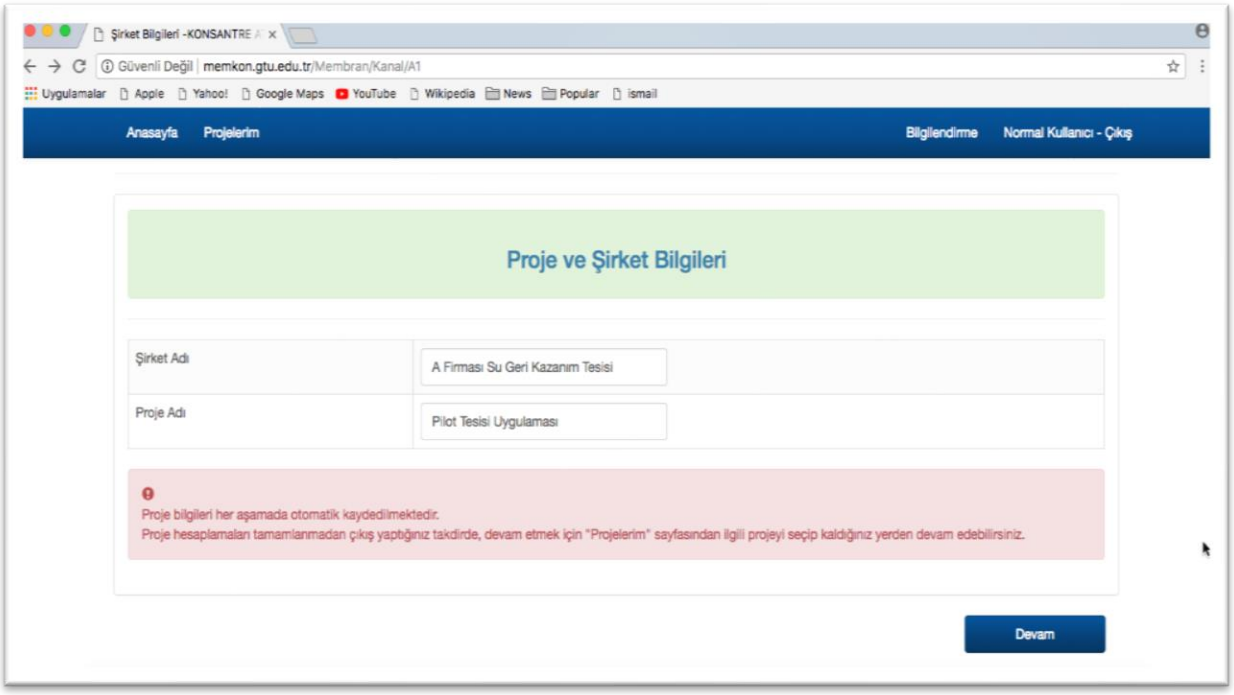
Tesis ham su analiz sonuçlarına göre ortalama TOK konsantrasyonu 17 mg/L'dir (Çizelge 7.1.12). Arıtma sonrası (biyolojik arıtma, kimyasal arıtma ve UF prosesleri sonrası) ise bu değer ortalama 6 mg/L'ye inmektedir. RO konsantresinde ölçülen ortalama TOK konsantrasyonu ise 25 mg/L'dir (Çizelge 7.1.13). Tesis ham su analiz sonuçlarına göre ortalama TN ve TP konsantrasyonları sırasıyla 7,8 mg/L ve 1,5 mg/L olarak tespit edilmiştir (Çizelge 7.1.12). RO girişinde ise, ortalama TN konsantrasyonu 5,8 mg/L ve ortalama TP konsantrasyonu 0,85 mg/L'dir. RO konsantre suyunda TN ve TP için ortalama değerler sırasıyla 16,3 mg/L ve 1,4 mg/L olarak tespit edilmiştir (Çizelge 7.1.12).

A firması su geri kazanım tesisinin SKKY'de tabi olduğu Tablo 20.7'de iletkenlik parametresi bulunmamakla birlikte membran tesislerinin alıcı ortamlara yaptıkları deşarjların değerlendirilebilmesi adına iletkenlik parametresinin izlenmesi ile ilgili mevzuat düzenlemelerine ihtiyaç bulunmaktadır. Tesiste ham suyun temin edildiği dereye deşarj edilen ortalama 4.139 µS/cm iletkenlik değerine sahip olan RO konsantresinin dereye olası etkilerinin belirlenebilmesi için alıcı ortam bazlı çalışmaların yapılması uygun olacaktır. Tesiste OSB'ye iletilen 2. kalite su, RO çıkış suları ve konvansiyonel arıtma çıkış sularının paçal yapılması suretiyle elde edilmektedir. Ortalama RO konsantresi iletkenlik değerinin 4.139 µS/cm olduğu düşünülürse, RO çıkış suyu ile RO konsantresinin paçal yapılması durumunda 2. kalite su elde edilmesine yönelik optimizasyon çalışmaları yapılabilir. Böylece deşarj edilecek konsantre miktarında azalma sağlanabilir. İletkenlik parametresi açısından diğer bir konsantre minimizasyon alternatifi olarak, RO konsantresinin belirli bir kısmının konvansiyonel arıtma girişine verilmesi durumu da değerlendirilebilir.

7.1.5. A Firması su geri kazanım tesisi: Pilot tesis yazılım uygulaması

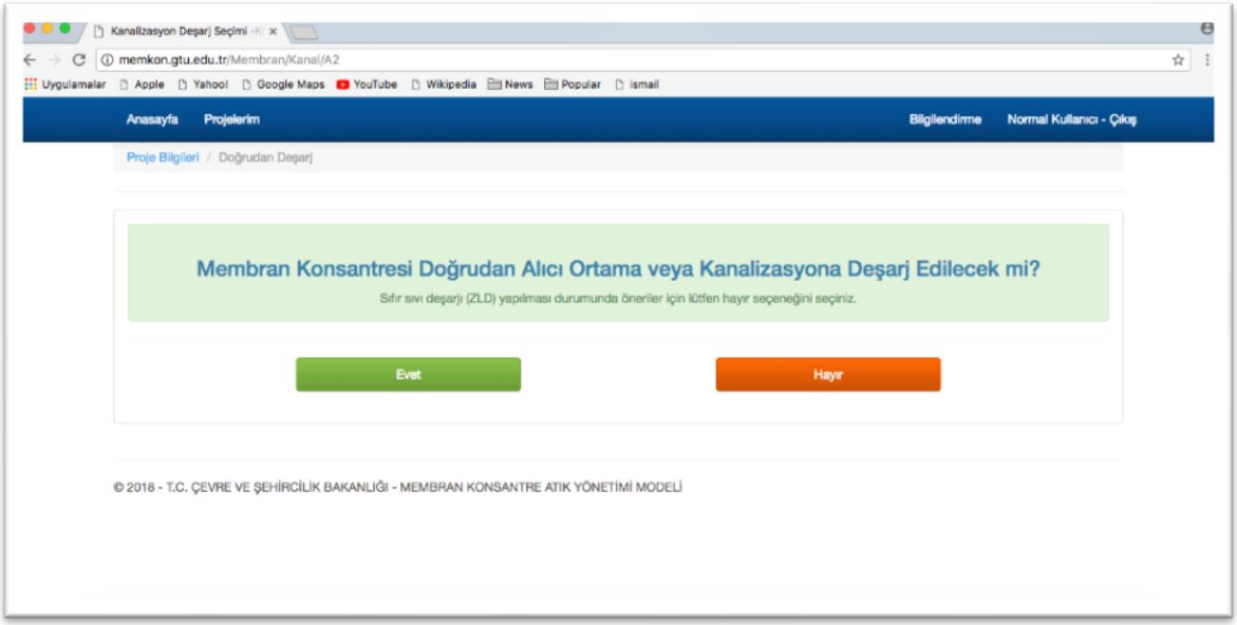
MEMKON projesi kapsamında geliştirilen konsantre atık yönetim modeli yazılımı, seçilen pilot tesislerde test edilmiştir. Bu kapsamda A firması su geri kazanım tesisi için test edilen yazılımın uygulama aşamaları aşağıda detaylı olarak sunulmuştur.

1. Hazırlanan Konsantre Atık Yönetim Modeli yazılım linkinde (http://memkon.gtu.edu.tr/Membran/) yer alan web sayfasına kullanıcı adı ve şifresi girilerek, "projeyi başlat" seçeneği ile A firmasına ait geri kazanım tesisi için yeni bir proje girişi yapılmıştır. Proje girişi için şirket ve proje adı bilgileri yazılarak (Şekil 7.1.21) ve "devam" butonuna basılmıştır.



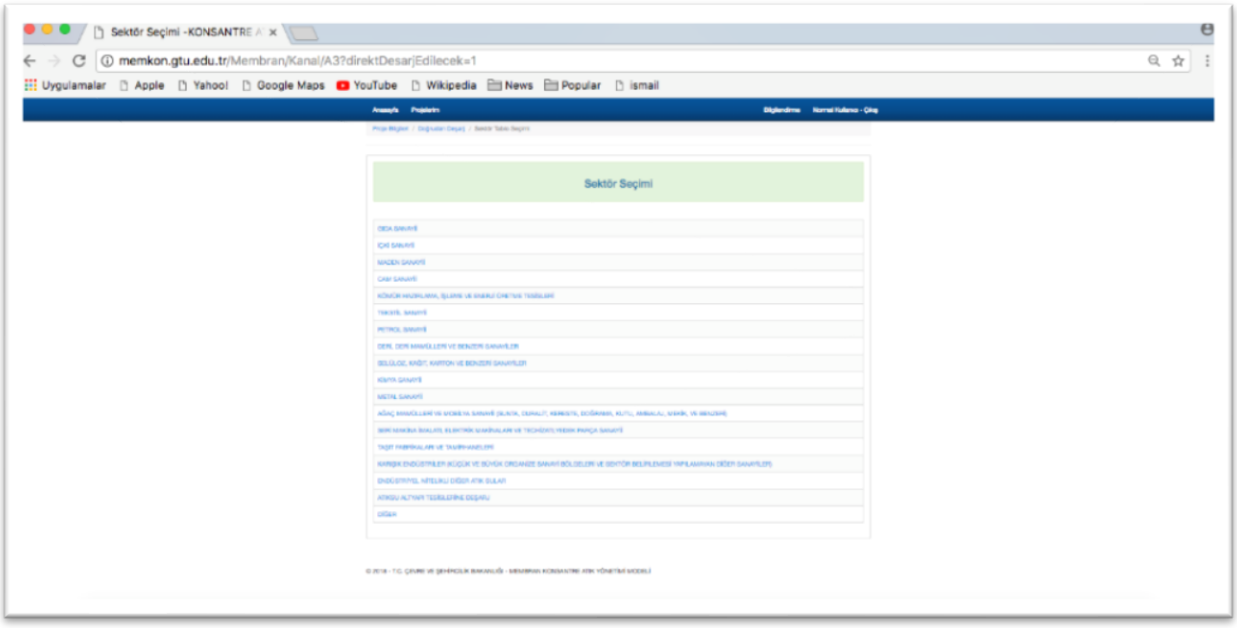
Şekil 7.1.21. Proje ve şirket bilgilerinin yer aldığı ekran görüntüsü

2. A firmasına ait geri kazanım tesisinde oluşan membran konsantresi direkt olarak dereye deşarj edildiğinden, Şekil 7.1.22'deki soru için "evet" butonuna basılmıştır.



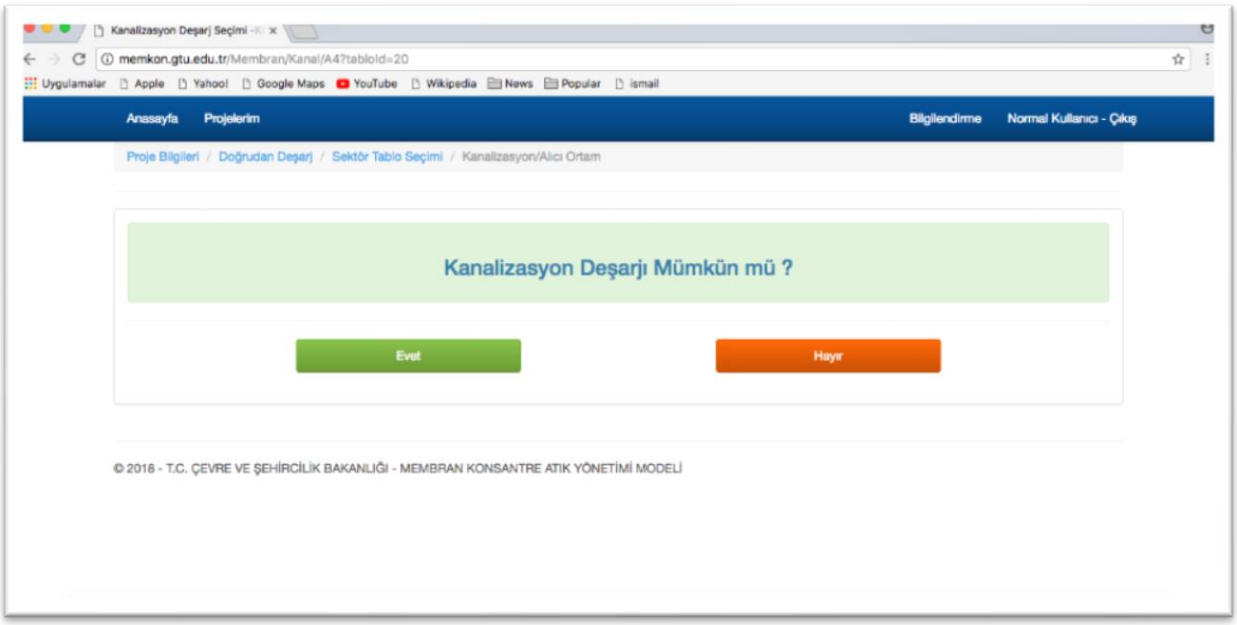
Şekil 7.1.22. Doğrudan deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü

3. 2. adım sonrasında gelen sektör seçimi sayfasında tesisin SKKY'de tabi olduğu sektör (Su yumuşatma, demineralizasyon ve rejenerasyon, aktif karbon yıkama ve rejenerasyon tesisleri) Şekil 7.1.23'deki listede bulunmadığından "diğer" seçeneği tıklanmıştır.



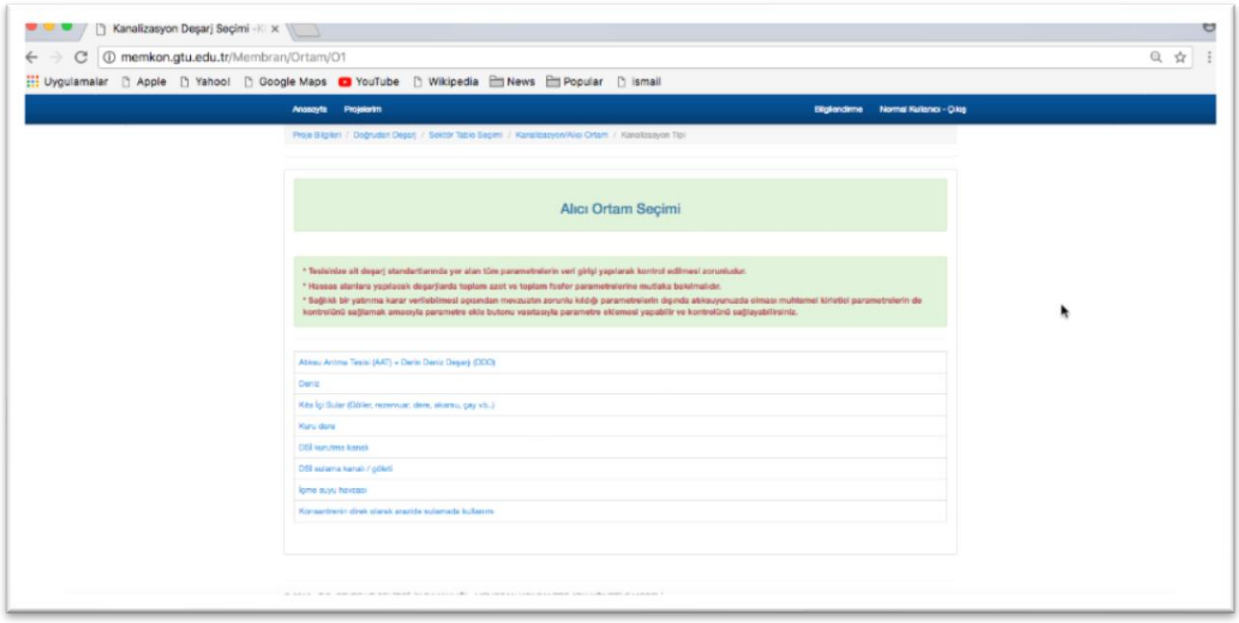
Şekil 7.1.23. SKKY sektör tablolarının yer aldığı ekran görüntüsü

4. A firması su geri kazanım tesisinde oluşan membran konsantre akımının deşarj edilebileceği bir kanalizasyon altyapısı bulunmadığından, Şekil 7.1.24'deki "hayır" butonuna basılmıştır.



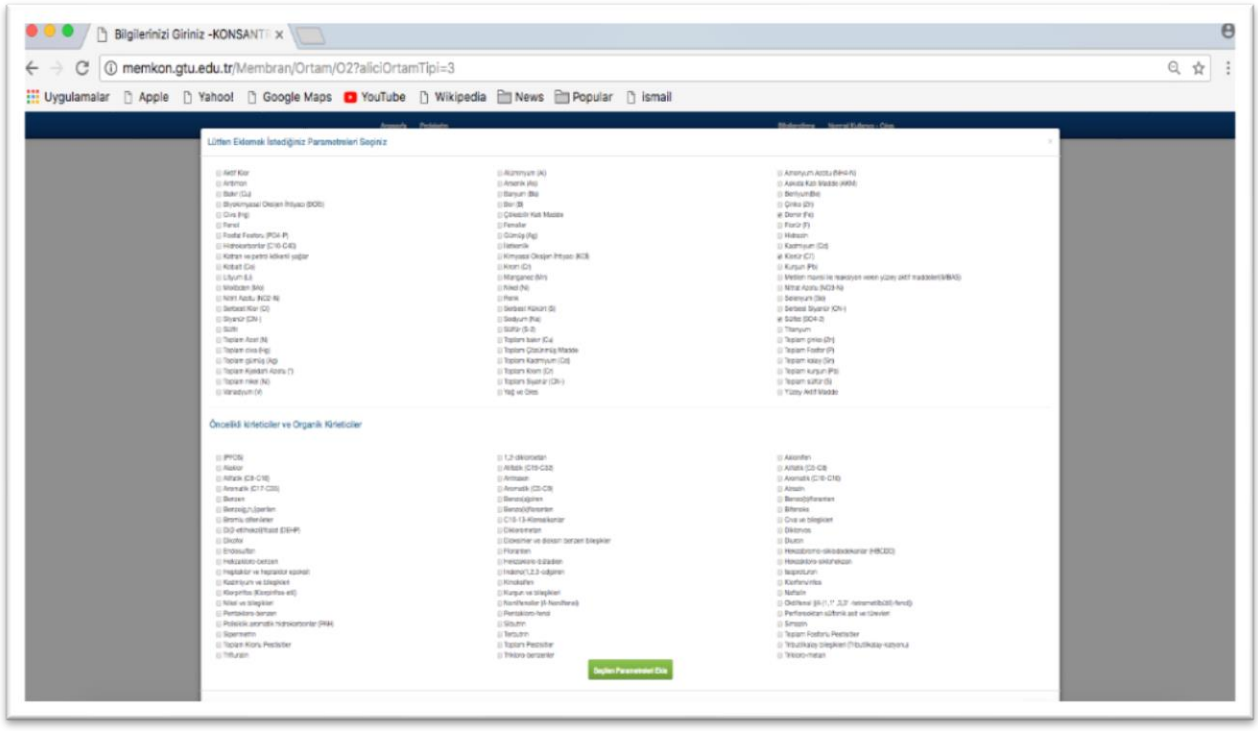
Şekil 7.1.24. Deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü

5. Tesiste oluşan membran konsantre akımları alıcı ortam olarak dereye deşarj edildiğinden Şekil 7.1.25'deki alternatiflerden "kıta içi sular (göller, rezervuar, dere, akarsu, çay, vb.)" seçilmiştir.

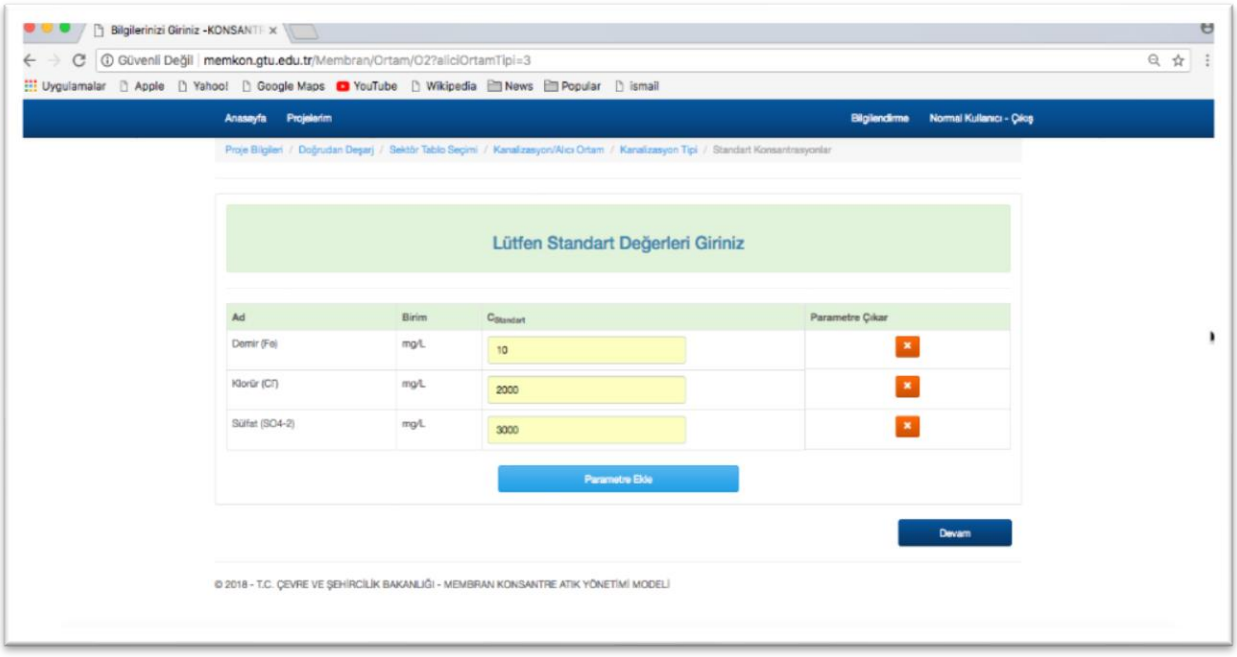


Şekil 7.1.25. Alıcı ortama deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü

6. Tesisin SKKY'de tabi olduğu tabloda (Tablo 20.7) yer alan parametreler (Klorür, Demir ve Sülfat) "parametre ekle" seçeneği ile ilave edilmiştir (Şekil 7.1.26). Tablo 20.7'de belirtilen "balık biyodeneyi (ZSF)" ve "pH" parametreleri, kütle dengesi yaklaşımı ile hesaplamalara dahil edilemeyeceğinden, bu parametreler değerlendirme dışında tutulmuştur. Eklenen parametrelere ait Tablo 20.7'de yer alan deşarj standart değerleri (2 saatlik kompozit numune için standart değerler) girilmiştir (Şekil 7.1.27).

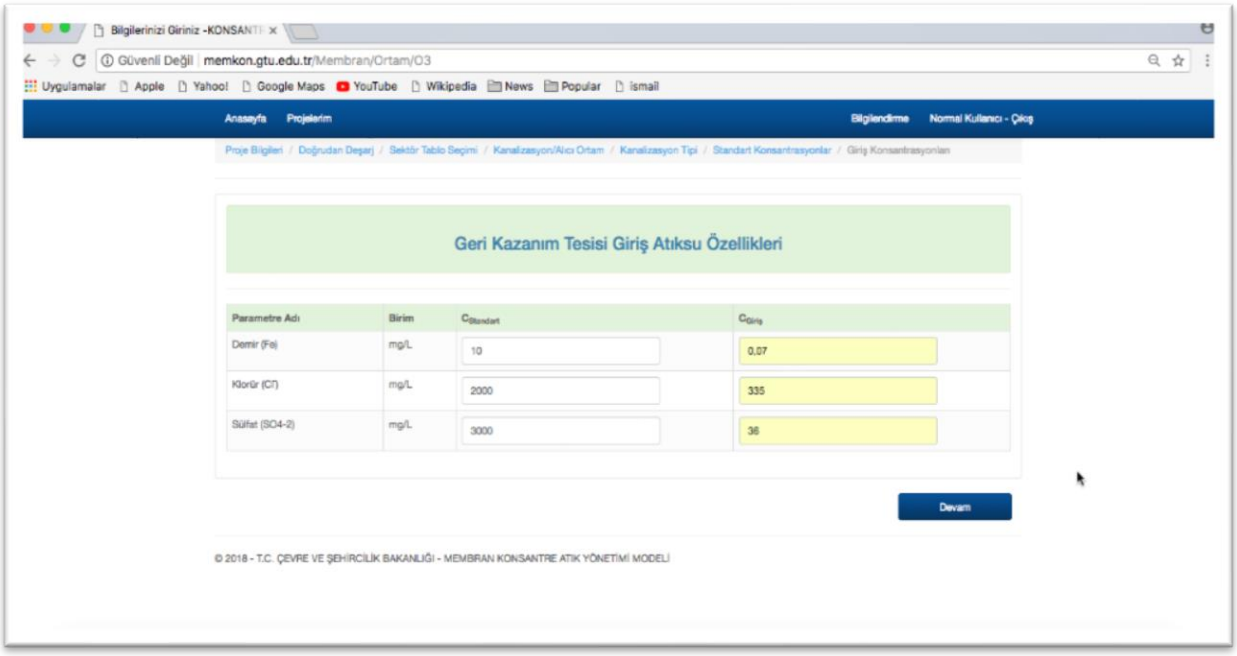


Şekil 7.1.26. Parametre ekleme ekran görüntüsü



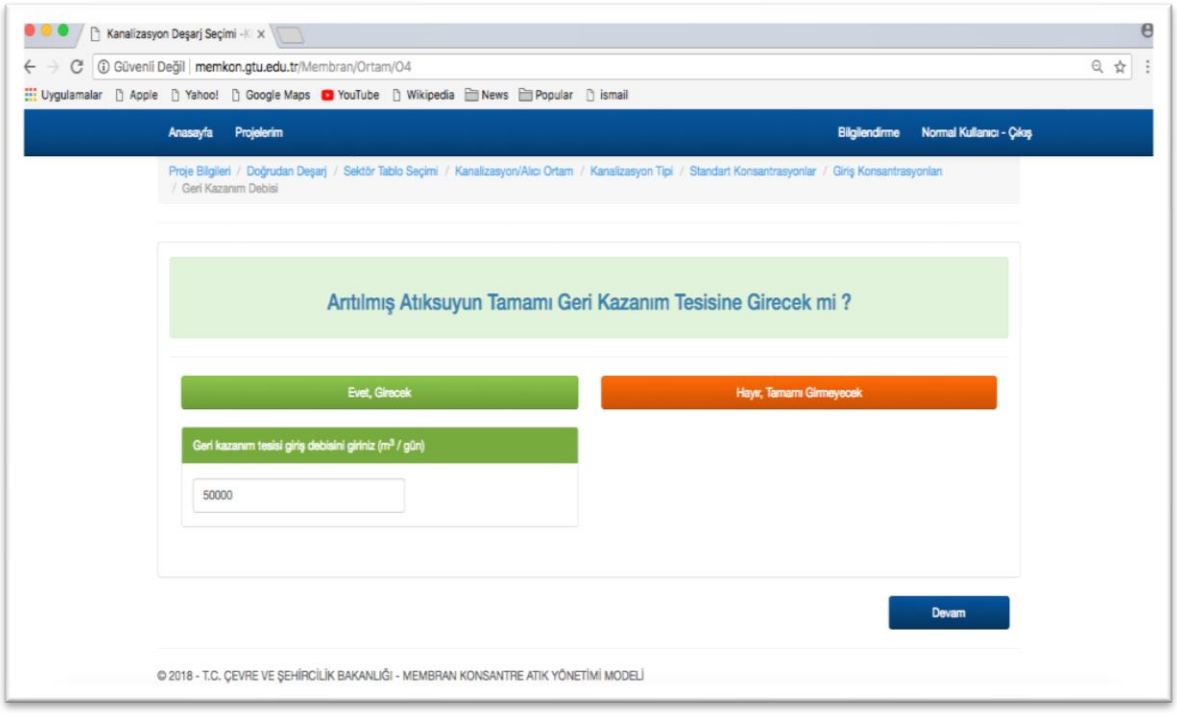
Şekil 7.1.27. Deşarj standart değerlerinin girildiği ekran görüntüsü

7. Geri kazanım tesisi giriş atıksuyuna ait kirletici konsantrasyonları olarak pilot tesis çalışmaları kapsamında alınan 2 saatlik kompozit numunelere ait analiz sonuçlarının ortalama değerleri (Çizelge 7.1.12) girilmiştir (Şekil 7.1.28).



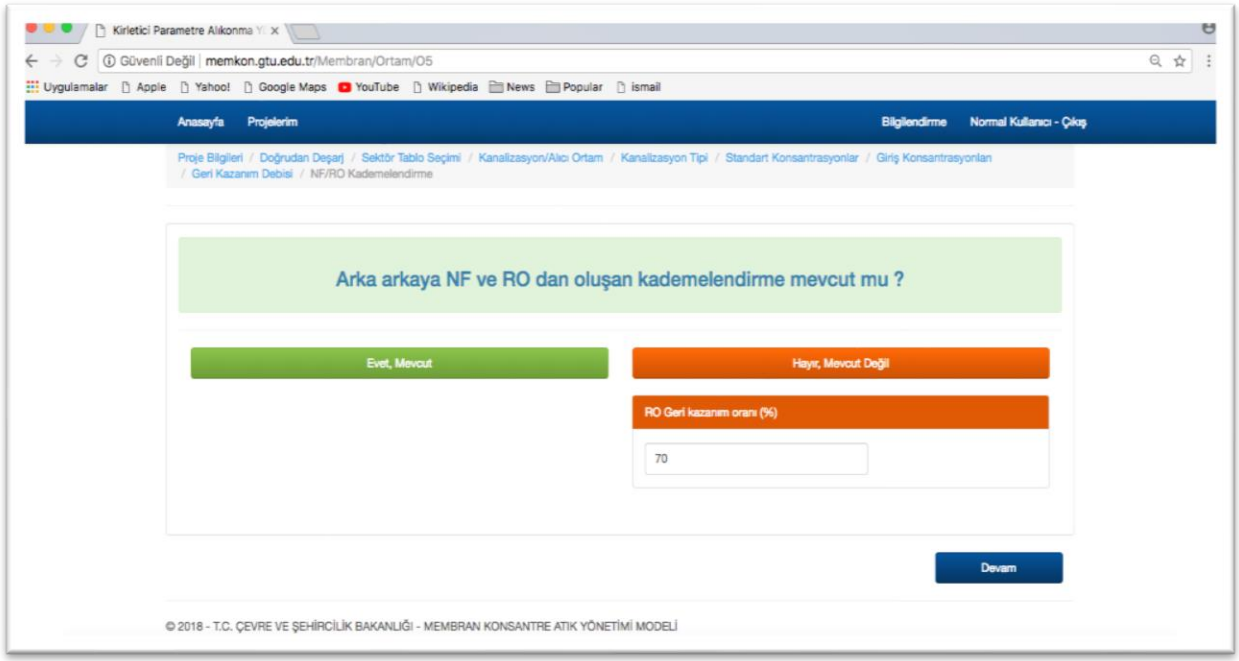
Şekil 7.1.28. Analiz sonuçları giriş ekran görüntüsü

8. Konvansiyonel arıtma sonrası arıtılmış suların tamamı su geri kazanım tesisine girdiğinden, Şekil 7.1.29'daki ekran görüntüsünde belirtilen soruya "evet" seçeneği tıklanarak giriş debisi olarak 50.000 m^3/gün girilmiştir.



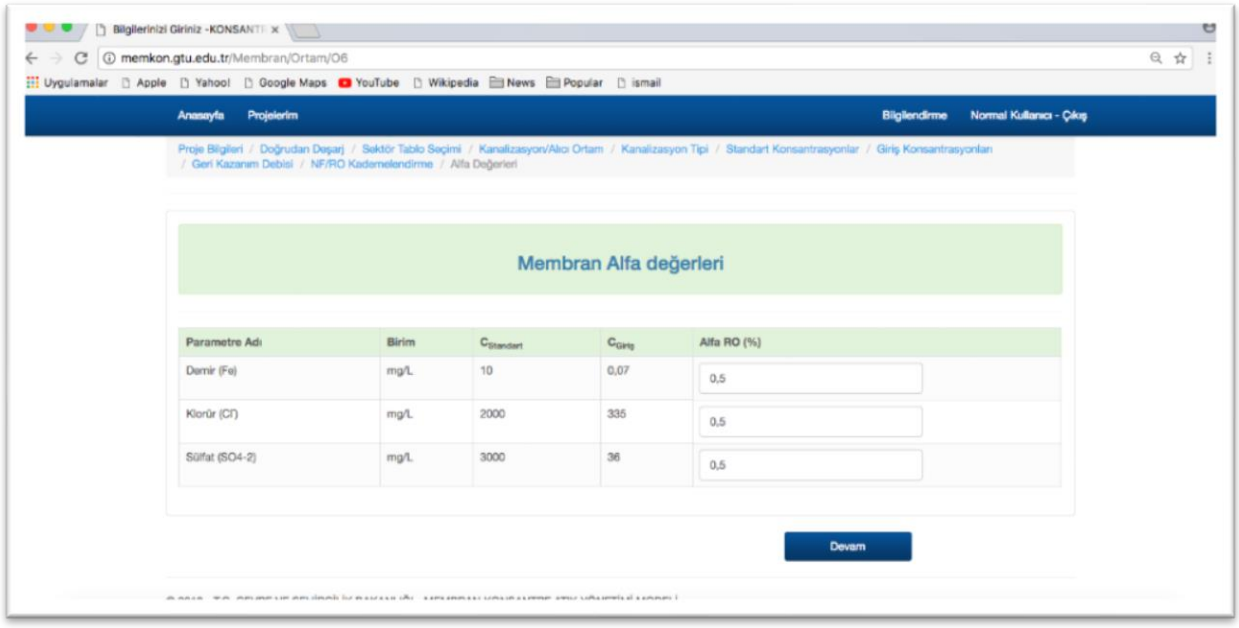
Şekil 7.1.29. Geri kazanım tesisi giriş debisine ait veri girişi ekran görüntüsü

9. A firmasına ait su geri kazanım tesisinde nanofiltrasyon (NF) membran prosesi bulunmadığından Şekil 7.1.30'da belirtildiği üzere "hayır, mevcut değil" seçeneği ile RO geri kazanım oranı "%70" olarak girilmiştir. Yazılıma girilen geri kazanım oranı, pilot tesis çalışmaları kapsamında yapılan su kalite analiz sonuçları baz alınarak hesaplanmıştır.



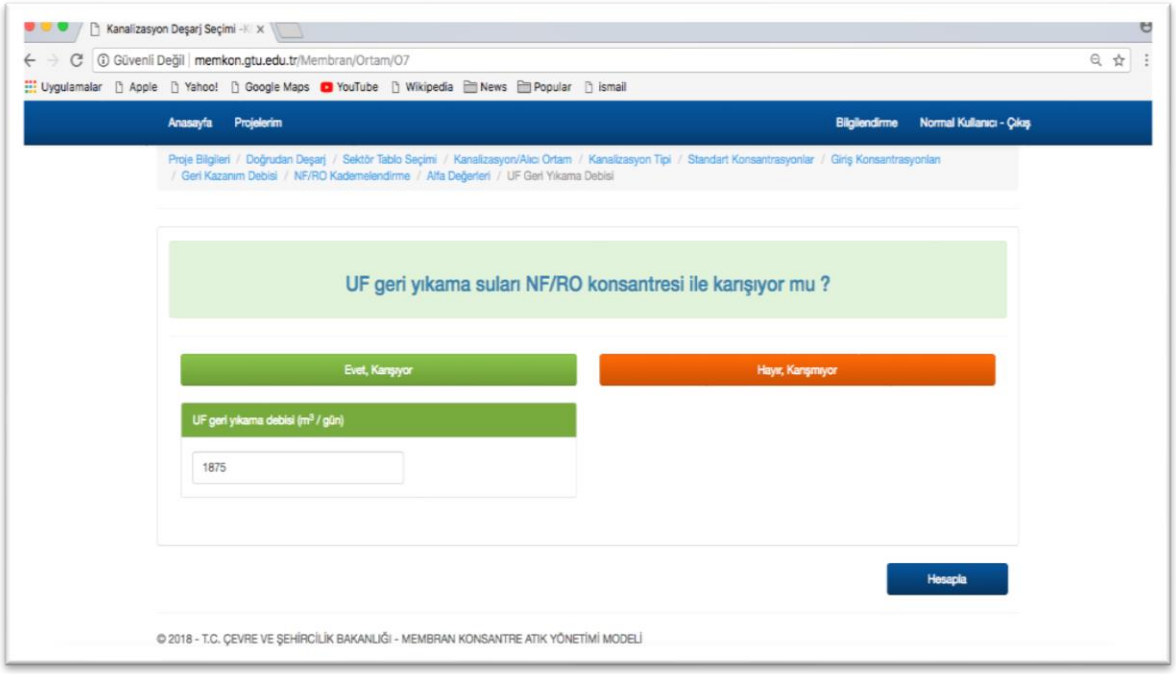
Şekil 7.1.30. RO geri kazanım oranı veri girişi ekran görüntüsü

10. Membran alfa değeri (kirleticinin ürün suyuna geçme yüzdesi) %0,5 seçilmiştir (Şekil 7.1.31). Bu değer, belirtilen parametreler açısından RO membranları için kabul edilebilir bir orandır.



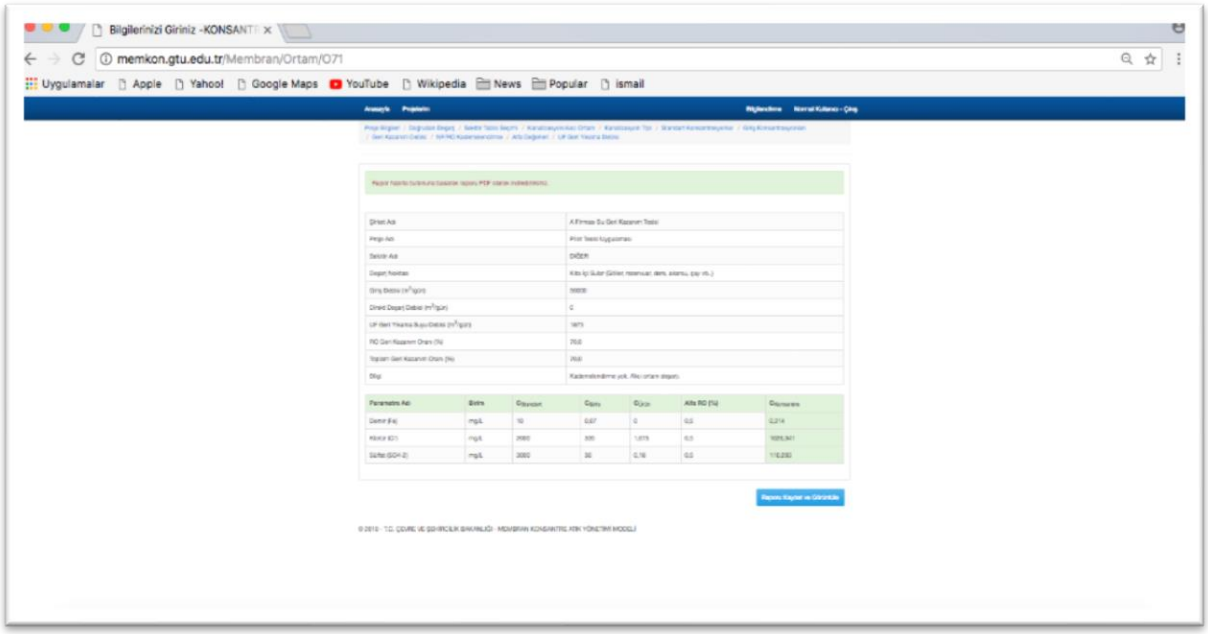
Şekil 7.1.31. Membran geçirgenlik oranı (alfa) giriş ekran görüntüsü

11. Tesisteki RO konsantre akımı, UF geri yıkama suyu ile karışmaktadır. Bu bağlamda Şekil 7.1.32'de yer alan soru için "evet, karışıyor" seçeneği tıklanarak UF geri yıkama debisi olarak 1.875 m^3/gün girilmiştir. Daha sonra aynı ekranda yer alan "hesapla" butonuna basılmıştır.



Şekil 7.1.32. UF geri yıkama debisi giriş ekran görüntüsü

12. Şekil 7.1.32'de gösterilen "hesapla" butonu ile konsantre akımındaki ilgili parametrelere ait konsantrasyon değerleri yazılım ile hesaplanmıştır (Şekil 7.1.33). Hesaplanan konsantrasyon değerleri, SKKY Tablo 20.7'deki (Çizelge 7.1.6) deşarj sınır değerlerinden düşük olduğu için konsantrenin alıcı ortam olarak dereye deşarjı uygundur. Şekil 7.1.33'deki ekranın altında yer alan "raporu kaydet ve görüntüle" butonuna basılarak "pdf" formatında rapor elde edilir.



Şekil 7.1.33. Deşarj uygunluğu ekran görüntüsü

7.2. B Firması Su Geri Kazanım Tesisi Pilot Çalışma Raporu

7.2.1. Genel

B firması hurda kâğıttan oluklu mukavva üreten bir firmadır. Söz konusu B Firması 1978 yılında 24.000 tonluk bir kapasite ile kurulmuştur. 2008 yılında 400.000 ton/yıl kapasiteli makinesini devreye alarak toplam üretim kapasitesini 700.000 ton/yıl değerine yükseltmiştir. 2015 yılında ise 350 milyon €'luk bir yatırımla beşinci kâğıt tesisiyle yıllık üretim kapasitesini 1.050.000 ton'a çıkartmıştır.

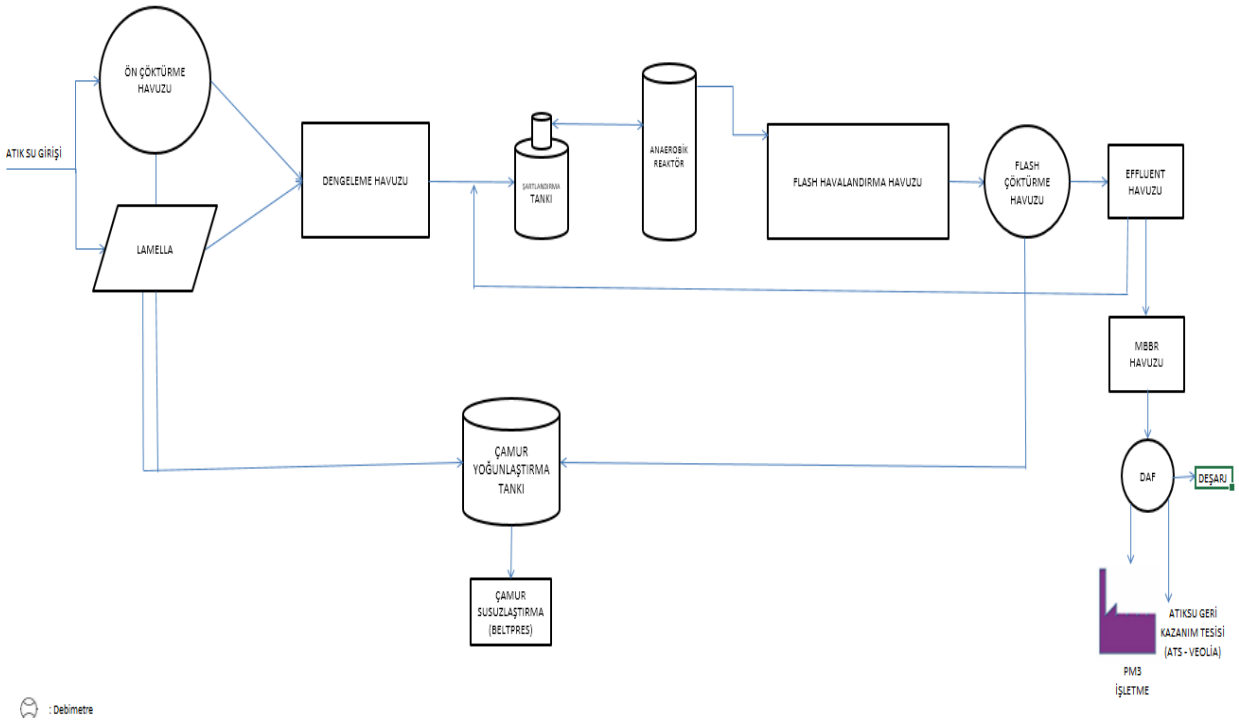
Artan kapasite ile B Firması 441.000 m^2 açık 138.000 m^2 kapalı alan üzerine kurulu tesisindeki üretim teknolojisi ve otomasyon sistemiyle kâğıt sektöründe dünyanın en gelişmiş teknolojisine sahip firmalarından biridir. Türkiye'de sektörün lideri konumundaki B Firması ülkemiz oluklu mukavva kâğıt ihracatının neredeyse tamamını tek başına gerçekleştirmektedir. Üretiminde %100 atık kâğıt kullanan tesis yılda 10 milyon yetişkin ağacın kesilmesini önlemektedir.

Kuruluş, 15 milyon $ değerindeki arıtma sistemiyle atıksularını arıtarak su geri kazanımı yapmaktadır.

Biyolojik atıksu arıtma tesisi ilk olarak 1991 yılında devre alınmış olup, ikinci faz ise 2000 yılında devreye alınmıştır. Toplam 3 paralel hat şeklinde olan biyolojik atıksu arıtma tesisi 36.000 m^3/gün kapasitesindedir. Biyolojik atıksu arıtma tesisinde ön arıtma, biobed EGSB anaerobik arıtma ve aerobik biyolojik arıtma kullanılmaktadır. Arıtma tesisi giriş KOİ değeri yaklaşık 5.000 mg/L'dir. Tesise ortalama 30.000 m^3/gün atıksu beslenmekte olup, arıtılan atıksuyun yaklaşık %40'ı (12.000 m^3/gün) su geri kazanım tesisine alınmaktadır. Geri kalan arıtılmış atıksu ise kâğıt üretim makinalarında kullanılabilmektedir. Su geri kazanım tesisi kapasitesi ise 15.600 m^3/gün'dür.

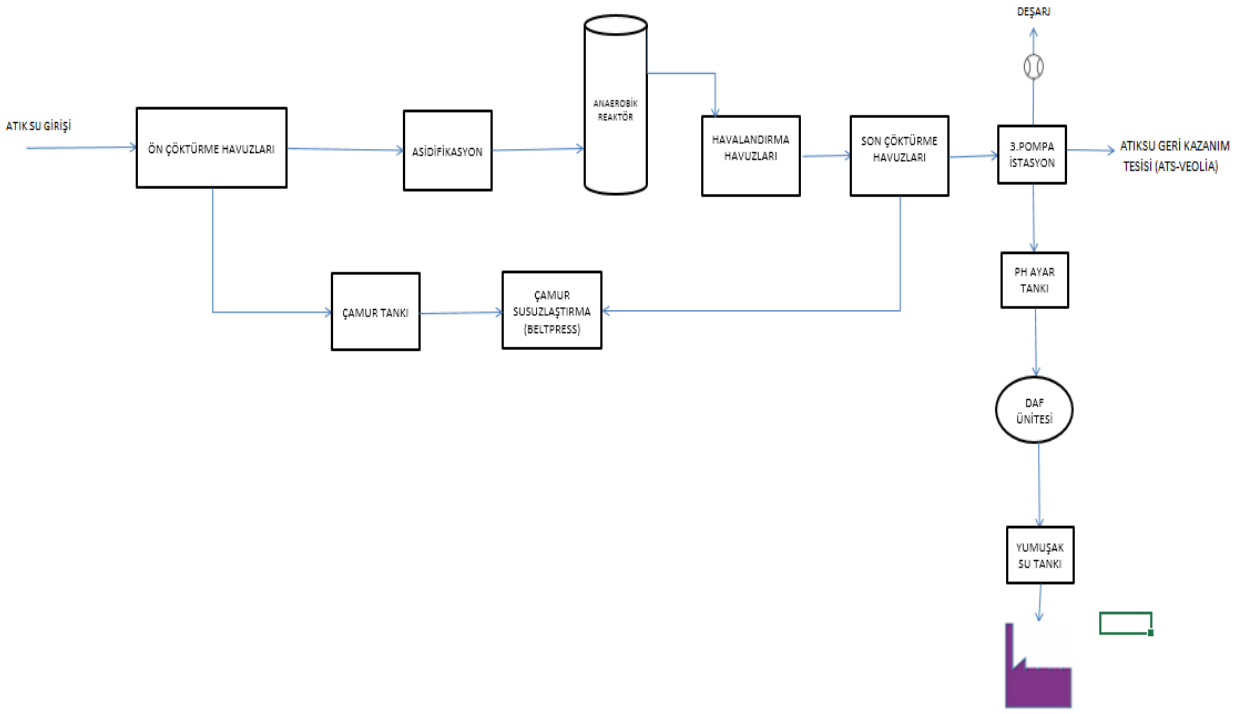
7.2.2. Atıksu arıtma tesisinin tanıtımı

B Firması kâğıttan oluklu mukavva üretim fabrikasında 3 ana makinada üretim gerçekleştirilmektedir. Bu 3 ünite farklı zamanlarda kurularak fabrikanın şimdiki kapasitesine ulaşılmıştır. Oluklu mukavva üretim makinalarından kaynaklanan atıksular 3 paralel atıksu arıtma tesisinde arıtılmaktadır. Bu atıksu arıtma tesislerinin isimleri üretim makinalarının isimleriyle aynı şekilde ayarlanmıştır. Arıtma tesislerinin isimleri; PM-3, PM-4 ve PM-5 ve kapasiteleri sırasıyla 9.000, 12.000 ve 12.000 m^3/gün'dür. Arıtma tesisleri fiziksel ve biyolojik arıtma proseslerinden oluşmaktadır. PM-3, PM-4 ve PM-5 atıksu arıtma tesislerinin akım şemaları sırasıyla aşağıdaki Şekil 7.2.1, Şekil 7.2.2 ve Şekil 7.2.3'de verilmiştir.

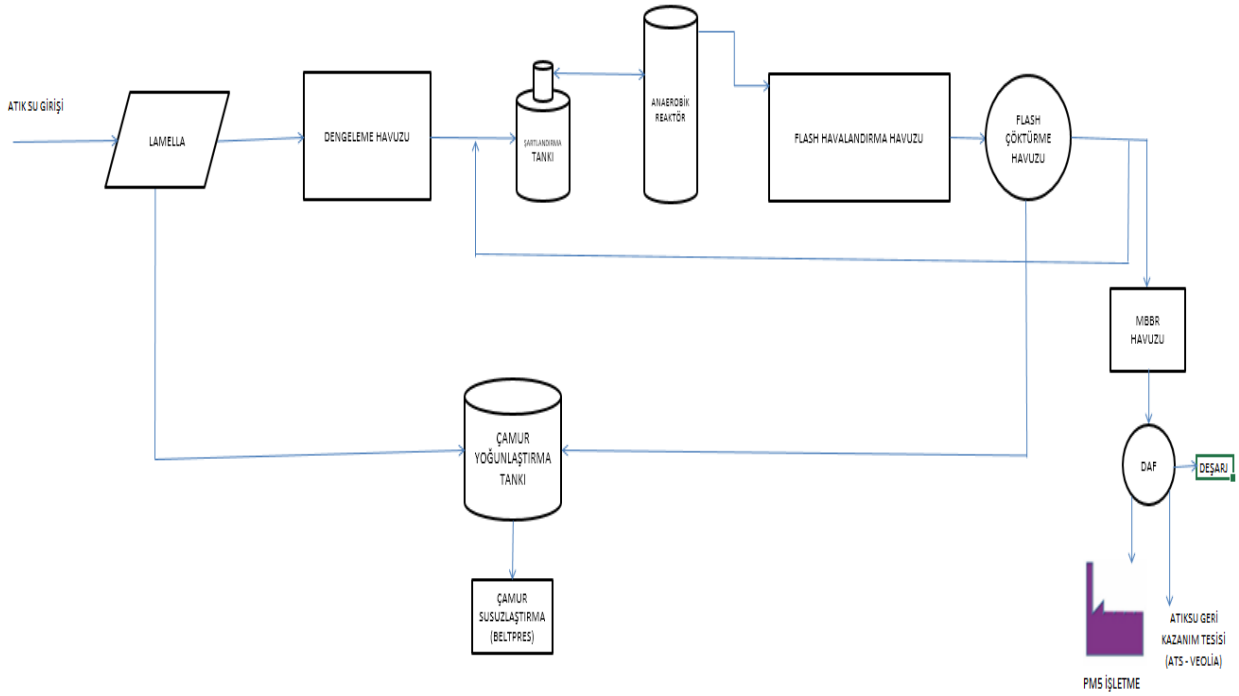


Şekil 7.2.1. PM-3 atıksu arıtma tesisi akım şeması

Şekillerden de görüldüğü gibi 3 arıtma tesisinden PM-3 ve PM-5 birbirinin aynısı olup diğer PM-4 arıtma tesisi ile de çok benzerlerdir. PM-4 arıtma tesisinde son çökeltim ünitesinden çıkan arıtılmış su pH ayarlamasını müteakip çözünmüş hava flotasyonuna (DAF) tabi tutulmaktadır ve buradan çıkan suyun bir kısmı PM-5 kağıt üretim makinasına (işletmeye) geri kullanım için gönderilmektedir. Geri kalan arıtılmış su ise su geri kazanım tesisine beslenmektedir. 3 arıtma sisteminin de çıkış suları aynı şekilde kullanılmaktadır. İşletmede su kullanılmadığı durumlarda arıtma tesisi çıkış suları deşarj hattına da verilebilmektedir.



Şekil 7.2.2. PM-4 atıksu arıtma tesisi akım şeması



Şekil 7.2.3. PM-5 atıksu arıtma tesisi akım şeması

PM-3 ve PM-5 atıksu arıtma tesisleri; ön çökeltim, dengeleme havuzu, şartlandırma tankı, anaerobik reaktör, aerobik havuz, son çöktürme tankı, haraketli yataklı biyoreaktör (MBBR) ve çözünmüş hava flotasyonu (DAF) proseslerini içermektedir. PM-4 arıtma tesisi ise sırasıyla; ön çöktürme, asidifikasyon, anaerobik reaktör, aerobik havuz, son çöktürme tankı, nötralizasyon ve DAF proseslerini içermektedir. PM-4 atıksu arıtma tesisi son çöktürme havuzundan çıkan suların bir kısmı su geri kazanım tesisine verilmektedir. Diğer kalan kısım su ise nötralizasyon havuzuna ardından DAF prosesine verilmektedir. DAF prosesinden çıkan sular yumuşak su tankına alınmakta ve buradan PM-4 kâğıt üretim makinasında geri kullanılabilmektedir.

7.2.2.1. Fiziksel arıtma üniteleri

PM-3 tesisinde dikdörtgen kesitli ön çöktürme havuzu ve lamellalı çöktürme havuzu, PM-4 tesisinde dikdörtgen kesitli ön çöktürme havuzu, PM-5 tesisinde ise lamellalı çöktürme havuzu mevcuttur. Ön çöktürme havuzlarında katı maddelerin ayrılmasından sonra su PM-3 ve PM-5 tesisinde şartlandırma havuzlarına, PM-4 tesisinde ise asidifikasyon havuzuna geçmektedir. 3 arıtma tesisinin de çöktürme havuzları çalışır durumda ve yüksek katı madde giderim verimine sahiptir. Ön çökeltim havuzlarının çamurları belirli periyotlarda pompalar ile çekilerek çamur yoğunlaştırma tankına gönderilmektedir. PM-4 tesisi ön çöktürme havuzunun genel bir görünümü Şekil 7.2.4'de verilmiştir.

Şekil 7.2.4. Ön çöktürme havuzu genel görünümü

7.2.2.2. Biyolojik arıtma üniteleri

Ön çökeltim havuzlarından gelen atıksular ilk olarak şartlandırıcı ünitesine gelmekte ve buradan anaerobik reaktörlere aktarılmaktadır. Atıksulardaki yüksek organik içerikten (yüksek KOİ) dolayı biyolojik arıtma ünitesi anaerobik ve ardından aerobik reaktörler şeklinde tasarlanmıştır. Anaerobik reaktör 35 ºC derece sıcaklıkta işletilmektedir. Anaerobik reaktörün genel bir görünüm Şekil 7.2.5'de sunulmuştur.

Anaerobik reaktörden çıkan sular aerobik reaktöre (aktif çamur havalandırma havuzu) gelmektedir. Havalandırma havuzları sürekli akışlı tam karışımlı olarak tasarlanmış ve havalandırma mekanik havalandırıcılarla yapılmaktadır. Havalandırma havuzunun genel bir görüntüsü Şekil 7.2.6'da sunulmuştur. Aktif çamur havalandırma havuzundan su katı karışımı dikdörtgen kesitli son çökeltim tankına verilmektedir. Son çökeltim tankının genel bir görünümü Şekil 7.2.7'de verilmiştir.

Şekil 7.2.5. Anaerobik reaktörün genel görünümü

Şekil 7.2.6. Havalandırma havuzu genel görünümü

Şekil 7.2.7. Son çökeltim tankı genel görünümü

PM-3 ve PM-4 arıtma tesislerinde son çökeltim tankından çıkan sulardan organik maddenin giderimi için ek olarak hareketli yataklı biyoreaktör (MBBR) tasarlanmıştır. Havalandırma havuzu şeklinde olan havuz içerisinde askıda büyümeyi arttırmak amaçlı olarak plastik medya bulunan havuz ekstra organik madde giderimi için işletilmektedir. MBBR sisteminin genel görünümü Şekil 7.2.8'de verilmiştir.

Şekil 7.2.8. MBBR genel görünümü

7.2.2.3. Çamur bertarafı

Arıtma tesislerindeki hem ön çökeltim hem de son çökeltim tanklarının çamurları belirli periyotlarla çekilerek çamur yoğunlaştırma tanklarına aktarılmaktadır. Yoğunlaştırma havuzundan alınan çamur, pompalar ile belt filtreye alınırken, çamur yoğunluğunu arttırmak için katyonik polielektrolit ilavesi yapılmaktadır. Belt filtreden süzülen sular biyolojik arıtma ünitesi geri devir ettirilmekte, çıkan çamur keki ise konveyör bant ile bir konteynerde biriktirilerek daha sonra katı atıklarla beraber yönetmelik uyarınca uzaklaştırılmaktadır. Çamur yoğunlaştırma ve belt filtre ünitelerinin genel görünümleri ise sırasıyla Şekil 7.2.9 ve Şekil 7.2.10'da sunulmuştur.

Şekil 7.2.9. Çamur yoğunlaştırma havuzu genel görünümü

Şekil 7.2.10. Çamur susuzlaştırma (belt filtre) ünitesi genel görünümü

7.2.2.4. Desülfürizasyon ünitesi

Anaerobik reaktörlerde üretilen biyogaz içerisindeki metan gazı elektrik üretiminde kullanılmaktadır. Ancak biyogaz içerisinde yer alan H_2S gazı son derece korozif olup elektrik motorlarına vereceği zararı önlemek için biyogazdan ayrılması gerekmektedir. Bu nedenle Desülfürizasyon tesisi anaerobik reaktörlerde üretilen biyogaz içerisindeki H_2S gazının arıtılması için kurulmuş biyolojik bir arıtma sistemidir. Günlük arıtma kapasitesi 1.800 m^3'tür. Desülfürizasyon ünitesinin genel görünümü Şekil 7.2.11'de verilmiştir.

Şekil 7.2.11. Desülfürizasyon ünitesi genel görünümü

7.2.3. Su geri kazanım tesisinin tanıtımı

Şekil 7.2.12'de Su Geri Kazanım Tesisi'ne ait akış diyagramı ve her bir üniteye ait debiler verilmiştir. Şekilden de görülebileceği gibi 3 paralel biyolojik atıksu arıtma tesisinden atıksular su geri kazanıma alınmaktadır. Toplam 3 adet giriş pompasından sırasıyla 6.600, 6.600 ve 5.200 m^3/gün biyolojik arıtılmış su tesise alınmakta olup, su geri kazanım tesisine giren su debisi toplam 15.600 m^3/gün'dür. Tesise alınan sular dengeleme havuzuna alınmakta olup, buradan da MULTIFLO kimyasal arıtma ünitesine gelmektedir. Membran proseslerle süzme öncesinde suda bulunabilecek kolloidal organikleri ve bazı inorganik maddeleri gidermek için kimyasal arıtma kullanılmaktadır. Dengeleme tankından 650 m^3/saat debi ile su basılmakta olup, UF ve aktif karbon filtrelerinden de sırayla 26 m^3/saat ve 14 m^3/saat geri yıkama suları kimyasal arıtma tesisine gelmekte olup, toplam giriş suyu debisi 700 m^3/saat değerine ulaşmaktadır. Kimyasal çöktürme ünitesinde 20 m^3/saat debisinde çamur oluşmaktadır. Su geri kazanım tesisinden temiz su çıkış debisi 680 m^3/saat'tir.

Kimyasal çöktürmeden geçen sular, UF prosesi öncesinde mekanik filtreye girmektedir. Detayları ayrıca aşağıdaki kısımlarda verilen mekanik filtre çıkış suyu debisi 673 m^3/saat olup, UF membranlarını korumaktadır. UF çıkış suyu debisi 585 m^3/saat olup geri kazanım oranı yaklaşık %87'dir. Burada kaybedilen suyun bir kısmı UF geri yıkama suları bir kısmı ise kimyasal geri yıkama sularıdır. UF prosesinden süzülen sular, çözünmüş organik maddelerin giderilerek organik tıkanma ve biyo-tıkanmanın azaltılması için aktif karbon filtrelerine beslenmektedir. Aktif karbon filtresine giriş debisi 585 m^3/saat iken aktif karbon filtre çıkış debisi 571 m^3/saat'tir. Kaybedilen 14 m^3/saat su ise geri yıkamadan kaynaklanmakta olup,

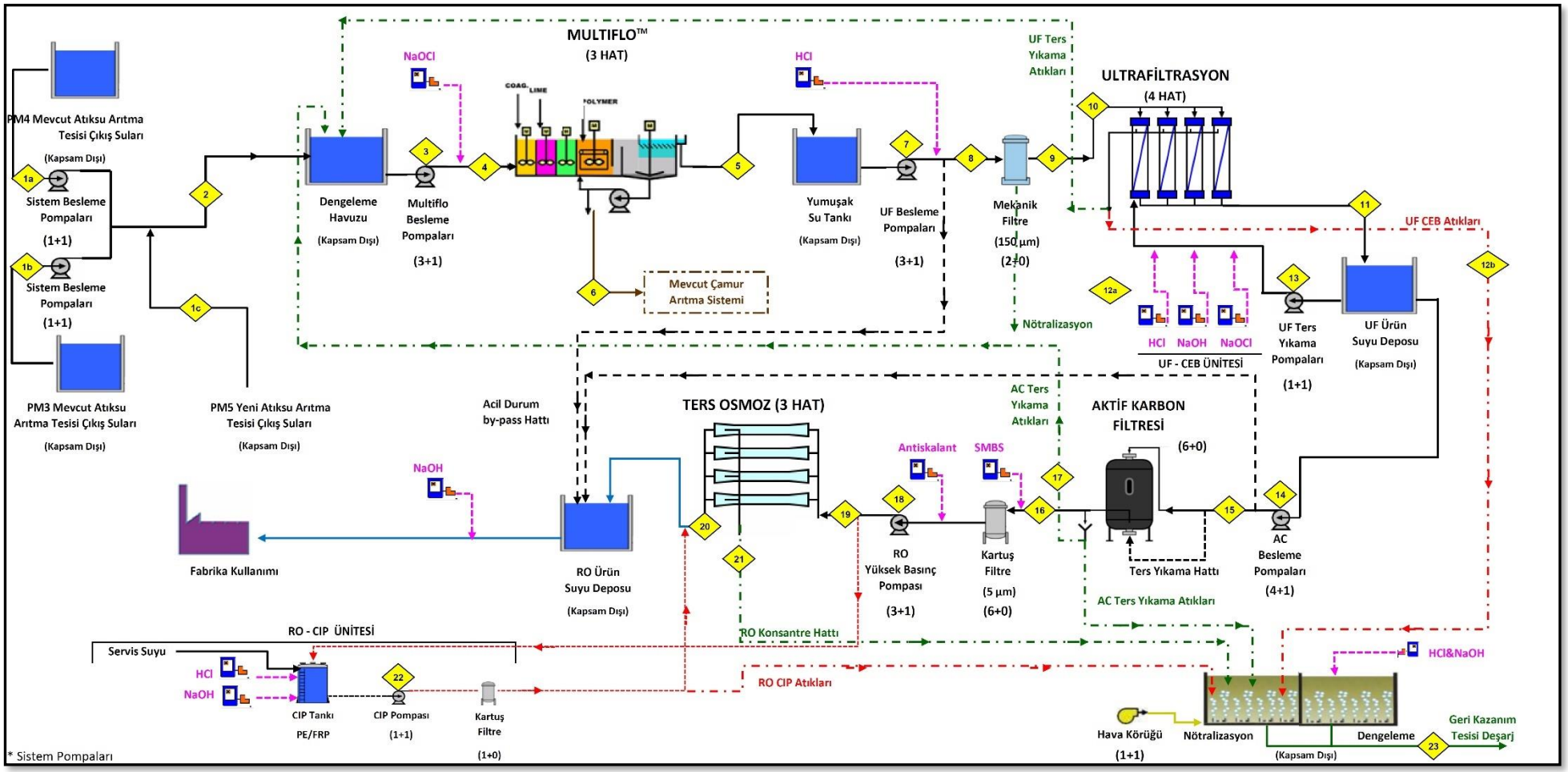
kimyasal arıtmanın başına gönderilmektedir. Aktif karbon filtrelerden geçmiş su tuzluluk giderimi amacıyla ters osmoz tesisine beslenmektedir. Ters osmoz tesisine beslenen suyun debisi 571 m^3/saat olup, yaklaşık %70 geri kazanım değeri ile 400 m^3/saat su üretilmektedir. Ters osmoz konsantre debisi ise 171 m^3/saat tir. Aşağıdaki kısımlarda debiler ve detaylar ayrıca sunulmuştur. Su geri kazanım tesisinin tümü göz önüne alındığında, tesise giren toplam su debisi 650 m^3/saat, temiz su üretim debisi ise 400 m^3/saat olup, toplam su geri kazanım oranı %60 civarındadır.

7.2.3.1. Multiflo (kimyasal arıtma üniteleri)

Multiflo ünitesi, arıtılmış suyun sertliğinin ve AKM'sinin alınması amacıyla kurulmuş koagülasyon, flokülasyon işlemin yapıldığı lamellalı çökeltim sistemdir. Koagülant olarak $FeCl_3$, yardımcı kuagülant olarak kireç kullanılırken flokülant olarak anyonik polimer kullanılmaktadır. Oluşturulan yumaklar lamella yüzeylerinde tutularak çamur çukurlarına çökmesi sağlanır. Multiflo ünitesinin genel görünümü Şekil 7.2.13'de verilmiştir. Multiflo ünitesinin debisi ve teknik detayları aşağıdaki Çizelge 7.2.1'de sunulmuştur.

Çizelge 7.2.1. Multiflo ünitesi teknik detayları

Multiflo besleme debisi	700 m^3/saat = (ham atıksu girişi + UF ters yıkama atığı geri devir +aktif karbon ters yıkama geri devir) 650 m^3/saat + 36 m^3/saat + 14 m^3/saat
Multiflo ünitesi verimi	%97
Multiflo üretim debisi	700 x 0,97= 680 m^3/saat
Multiflo çamur debisi	Multiflo Besleme - Multiflo Üretim : 700 m^3/saat – 680 m3/saat : 20 m^3/saat
Toplam hat sayısı	3
Her bir hattın kapasitesi	235 m^3/saat



Şekil 7.2.12. B Firması Su Geri Kazanım Tesisi Akış Diyagramı

Şekil 7.2.13. Multiflo ünitesi genel görünümü

7.2.3.2. Mekanik filtre ünitesi

Multiflo ünitesi çıkış suları UF membranlarını korumak amaçlı 200 µm elek aralığına sahip otomatik temizlemeli mekanik filtrelerden geçirilerek floklar tutulmaktadır. Filtrasyon sırasında elek üzerinde birikintiler oluşmakta ve bu birikintilerin temizlenmesi için geri yıkama sistemi, fark basınç ve zaman ayarlı olarak otomatik devreye girmektedir. Mekanik eleklerin genel görünümü Şekil 7.2.14'de verilmiştir. Mekanik filtrenin debi bilgileri, tasarım ve işletme parametrelerinin teknik detayları aşağıdaki Çizelge 7.2.2'de sunulmuştur.

Çizelge 7.2.2. Mekanik filtre tasarım ve işletme parametreleri

Besleme debisi	680 m^3/saat
Üretim debisi	673 m^3/saat
Geri yıkama suyu atığı debisi	7 m^3/saat
Geri kazanım oranı	yaklaşık %99
Toplam filtre sayısı	2
Her bir filtrenin kapasitesi	400 m^3/saat
Filtre alanı	5.400 m^2/filtre
Filtrasyon derecesi	200 µm
Minimum işletme basıncı	2.5 bar
Maksimum işletme basıncı	10 bar
Maksimum işletme sıcaklığı	80 °C
Temizleme basıncı	3 bar
Temizleme döngü süresi	5-40 sn

Şekil 7.2.14. Mekanik filtre genel görünümü

7.2.3.3. UF ünitesi

Su geri kazanım tesisinde toplam 4 adet UF kümesi mevcut olup, her kümede 35 adet UF modülü bulunmaktadır. UF membranları hollow fiber membran tipi olup, membran malzemesi PVDF malzemedir. UF çıkış suyu debisi 585 m^3/saat olup geri kazanım oranı yaklaşık %87'dir. Burada kaybedilen suyun bir kısmı UF geri yıkama suları bir kısmı ise kimyasal geri yıkama sularıdır. Tesiste kurulu UF sistemi genel görünümü Şekil 7.2.15'de verilmiştir. UF ünitelerinin debi bilgileri, teknik detayları, geri yıkama detayları ve membran özellikleri aşağıdaki Çizelge 7.2.3'de verilmiştir.

Çizelge 7.2.3. UF debi bilgileri, teknik detayları, geri yıkama bilgileri ve membran özellikleri

UF besleme debisi	680 m^3/saat – 7 m^3/saat (mekanik filtre atık) 673 m^3/saat
UF ünitesi verimi	% 87
UF üretim debisi	673 m^3/saat x 0,87 = 585 m^3/saat
UF ters yıkama debisi	UF besleme debisi- UF üretim debisi : 673 m^3/saat – 585 m^3/saat : 88 m^3/saat
UF ters yıkama atığı (geri devredilen)	36 m^3/saat
UF ters yıkama atığı (Kimyasallı) debisi	52 m^3/saat
Toplam geri yıkama suyu atığı	2.112 m^3/gün
Geri kazanım oranı	%85-90
Toplam paralel küme sayısı	4

Toplam UF membran sayısı	35 adet / küme
Toplam UF membran sayısı	140 adet
Aktif membran alanı	77 m² (829 ft²)
Toplam Membran alanı	10.780 m² (116,060 ft²)
İşletme Akısı	68-70 L/m^2-saat
Tahmini TMP	0,7-1,0 bar
Tasarım ürün basıncı	0,5 bar
Filtrasyon modu	Dead-End, sabit akı
Geri Yıkama Detayları	
Geri yıkama sıklığı	30 dakika
Geri yıkama akısı	100 L/m²-saat
Hava ile sıyırma sıkılığı	30 dakika
Her bir modül için giriş hava debisi	12 N.m^3/saat
CEB asit dozlama sıklığı	10 saat
CEB alkali/oksidant dozlama sıklığı	10 saat
CEB asit dozlama kimyasalı	%30-35 HCI (hidroklorik asit)
CEB alkali dozlama kimyasalı	%48-50 NaOH (sodyum hidroksit)
CEB oksidant dozlama kimyasalı	% 10-12 NaOCI (sodyum hipoklorit)
UF Membran Özellikleri	
Membran tipi	Hidrofilik PVDF polimerik hollow fiber
Nominal por çapı	0,03 µm
Akış konfigürasyonu	Dıştan içe
Membran çapı	8 inch
Membran uzunluğu	80 inch
Paketleme yoğunluğu	10.000 fiber/modül
Membran alanı	77 m^2 (829 ft^2)
Modül hacmi	39 L (10,3 gallons)
Ağırlık (boş/su ile dolu)	61/100 kg
UF İşletme Koşulları	
Filtrasyon akısı @ 25ºC	40 - 120 L/m^2-gün
Akış aralığı	3,1 – 9,3 m^3/saat
pH, işletme sırasında	2 - 11
Sıcaklık	1 – 40 ºC
Maksimum giriş basıncı (@40 ºC)	3.0 bar
Maksimum işletme TMP	2.1 bar (30 psi)
Maksimum işletme hava sıyırma hızı	12 Nm^3/saat
Maksimum geri yıkama basıncı	2.5 bar (36 psi)
NaOCl (maksimum)	2.000 mg/L
TSS (maksimum)	100 mg/L
Bulanıklık (maksimum)	300 NTU
Partikül boyutu (maksimum)	300 µ
Beklenen ürün suyu bulanık değeri	≤ 0.1 NTU
Beklenen ürün suyu SDI değeri	SDI≤ 2.5

Şekil 7.2.15. UF üniteleri genel görünümü

7.2.3.4. Aktif karbon filtrasyon ünitesi

UF sisteminden çıkan su ters osmoz öncesinde serbest klor giderimi amacıyla aktif karbon filtrelere beslenmektedir. Tesiste 6 adet aktif karbon filtresi mevcuttur. Aktif karbon filtrelerde granular aktif karbon kullanılmaktadır. Aktif karbon filtreleri günde 1 defa geri yıkanmaktadır. Geri yıkama sırasında 14 m^3 geri yıkama suyu atık olarak oluşmaktadır. Aktif karbon filtrelerinin genel görünüm Şekil 7.2.16'da verilmiştir. Aktif karbon filtrelerinin debi bilgileri, teknik detayları, geri yıkama detayları ve özellikleri aşağıdaki Çizelge 7.2.4'de verilmiştir.

Çizelge 7.2.4. Aktif karbon filtreleri debi bilgileri, teknik detayları ve geri yıkama bilgileri

Aktif karbon ünitesi besleme debisi	585 m^3/saat
Aktif karbon ünitesi verimi	%98
Aktif karbon ünitesi üretim debisi	585 m^3/saat x 0,98 = 571 m^3/saat
Aktif karbon ters yıkama atığı (geri devredilen) debisi	Aktif karbon besleme debisi - aktif karbon üretim debisi = 585 m^3/saat – 571 m^3/saat = 14 m^3/saat
Filtre sayısı	6 adet
Her bir filtrenin kapasitesi	100 m^3/saat'e kadar
Filtrasyon hızı	12-15 m/saat
İşletme basıncı	2-6 bar
Filtrasyon malzemesi	Granül aktif karbon
Filtre tankı şekli	Dikey silindir
Tank materyali	Epoksi kaplı karbon çelik
Her bir tankın çapı	2.850 mm
Her bir filtrenin yüksekliği	3.500 mm
Fitrede malzeme yüksekliği	1.200 mm
Malzeme miktarı	Her bir tankta 8.500 litre
Adsorpsiyon süresi	Yaklaşık 5 dakika
Kontrol vana tipi	Pnömatik aktüvatörlü vana
Geri devir kontrol edici	Zamanlayıcı ve/veya hacimsel
Geri yıkma zamanı	15-25 dakika
Geri yıkama sıklığı/periyodu	1 defa/gün

Şekil 7.2.16. Aktif karbon filtresi genel görünümü

7.2.3.5. Kartuş filtre ünitesi

5 µm gözenek çaplı kartuş filtreler RO sistemleri için istenilen ön filtrasyonu sağlayan en iyi sistemler olup yüksek basınç pompalarını ve membranları askıda katı maddelerden korumak için kullanılmaktadır. Tesiste 6 adet kartuş filtre bulunmaktadır. Kartuş filtrelerin genel görünümü Şekil 7.2.17'de verilmiştir. Kartuş filtrelerin özellikleri ve işletme şartları aşağıdaki Çizelge 7.2.5'de sunulmuştur.

Çizelge 7.2.5. Kartuş filtrelerin özellikleri ve işletme şartları

Kartuş filtre sayısı	6 adet
Besleme debisi	571 m^3/saat
Her bir filtre için besleme debisi	95,17 m^3/saat
Kartuş filtre gözenek çapı	5 µm
Nominal uzunluk	40 inch
Kartuş sayısı	Her bir fitrede 50 paket
Toplam kartuş sayısı	300 paket
Materyal	Polipropilen
Kartuş tipi	Melt Blown
Maksimum işletme basıncı	2-6 bar
Maksimum işletme sıcaklığı	82˚C

Şekil 7.2.17. Kartuş filtre genel görünümü

7.2.3.6. RO ünitesi

Tesiste 3 adet RO kümesi bulunmaktadır. Her RO kümesinde 33 adet RO kılıfı bulunmaktadır. RO prosesi 2 kademeli olarak dizayn edilmiştir. Birinci kademe RO membranlarının konsantre akımı ikinci kademe RO membranlarına verilmektedir. Birinci kademede 20 adet RO kılıfı, ikinci kademede ise 11 adet membran kılıfı mevcuttur. RO ünitesi %70 geri kazanım yapacak şekilde dizayn edilmiştir. Kartuş filtrelerde filtrasyonu tamamlanan su, yüksek basınç pompaları

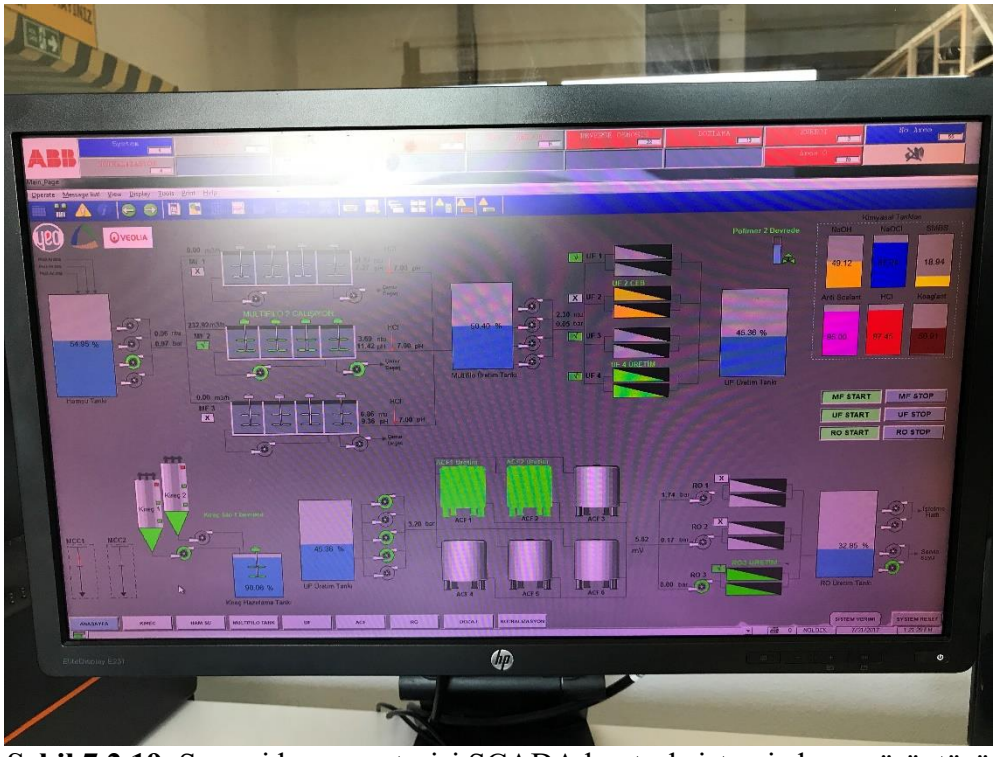
ile RO ünitelerine beslenmektedir. Bakiye klorun sisteme zarar vermesini engellemek için kartuş filtreler öncesinde sodyum metabisülfit dozajı yapılmaktadır. Kalsiyum, magnezyum ve bikarbonat iyonlarının reaksiyona girmemesi ve membran yüzeyinde çökeltilere sebep olmaması için kartuş filtreler sonrasında antiskalant kimyasalı kullanılmaktadır. Spiral sargılı membran modüllerinden oluşan RO sistemleri ortalama olarak %99 oranında iyon gidermektedir. Çoğu organik bileşikleri, virüs, bakteri ve patojenleri tutmaktadır. Tesiste kurulu RO sisteminin tipik tasarım detayları, işletme şartları ve membran spesifikasyonları Çizelge 7.2.6'da sunulmuştur. Ayrıca RO ünitesinin genel görünümü Şekil 7.2.18'de, tüm su geri kazanım tesisi SCADA kontrol sisteminin görüntüsü Şekil 7.2.19'da verilmiştir.

Çizelge 7.2.6. RO sisteminin tipik tasarım detayları, işletme şartları ve membran spesifikasyonları

RO ünitesi besleme debisi	571 m^3/saat
RO ünitesi geri kazanım oranı (verim)	%70
RO ünitesi üretim debisi	571 m^3/saat x 0,70 = 400 m^3/saat
RO ünitesi drenaj (konsantre) debisi	RO ünitesi besleme debisi - RO ünitesi üretim debisi = 171 m^3/saat
Su geri kazanım tesisi drenaj debisi	UF ters yıkama atığı (kimyasallı) debisi + RO ünitesi konsantresi (drenaj) debisi = 52 m^3/saat + 171 m^3/saat = 223 m^3/saat Kabul edilen : 200 m^3/saat – 230 m^3/saat
RO küme (skid) sayısı	3 küme
Basınçlı kap tipleri	300 psi ve her bir kapta 6 membran
RO basınçlı kılıf sayısı	31 kılıf/küme
Toplam RO basınçlı kap sayısı	99 adet
RO Membran sayısı	198 adet/küme
Toplam RO Membran sayısı	594 adet
Aktif membran alanı	37 m²
Toplam Membran alanı	21.978 m²
İşletme akısı	19-20 L/m^2-saat
İşletme modu	Çapraz akımlı
Besleme basıncı@ 25ºC	12 bar
Akı faktörü	0.65
Güç	229 kW
Specifik Enerji	0,57 kW/m^3
RO Membrane Spesifikasyonu	
Membran Tipi	Polyamide ince film kompozit
Membrane Aktif alanı	37 m^2
Membran çapı	203,2 mm (8 inch)
Membran uzunluğu	1.016 mm (40 inch)
Stabil tuzluluk itme verimi	99.65 %
Maksimum işletme sıcaklığı	45°C
Bir ünitede maksimum basınç düşmesi	15 psi (1.0 bar)
Sürekli işletimde pH aralığı	2 - 11
Kısa zamanlı (30 min.) yıkamada pH aralığı	1 - 13
Maksimum giriş SDI değeri	5
Serbest klor toleransı	<0,1 mg/L
Maksimum işletme sıcaklığı(pH=10)	35°C

,

Şekil 7.2.18. RO ünitesi genel görünümü



Şekil 7.2.19. Su geri kazanım tesisi SCADA kontrol sistemi ekran görüntüsü

7.2.4. Proje kapsamında numune alımları ve analizler

7.2.4.1. Numune alımları, sıklıkları ve parametreler

İlk saha ziyareti MEMKON proje ekibinden Prof. Dr. Erkan Şahinkaya ve Doç. Dr. Nevzat Özgü Yiğit tarafından 19.06.2017 tarihinde yapılmıştır. Yapılan ziyarette tesis hakkında bilgi alınmış ve numune alma noktaları tesis yetkilileriyle birlikte belirlenmiştir. Ziyaret esnasında tesisin sorunsuz olarak işletildiği gözlenmiştir. MEMKON projesi kapsamında su geri kazanım tesisinde arıtma yapılan ham atıksu, RO membran ünitesine giren su ve RO konsantre suyu kalite analizleri için numune alma noktaları belirlenmiştir. Numune alma noktalarının fotoğrafları sırasıyla aşağıdaki Şekil 7.2.20, Şekil 7.2.21 ve Şekil 7.2.22'de verilmiştir.

Şekil 7.2.20. Ham atıksu numune alma noktası (solda) ve numune alma cihazının yerleştirildiği alan (sağda)

Şekil 7.2.21. RO sistemi girişi numune alma noktası

Numune alma sıklığı, nasıl alınacağı ve nerelerden alınacağının tam olarak anlaşılabilmesi için ziyaret esnasında numune alma ve analizleri gerçekleştiren olan Barem Çevre Lab. ve Dan. Hiz. İlaç İnş. San. Ltd. Şti. personeli de tesis ziyaretimize katılmıştır. Numunelerin hangi noktalardan, ne sıklıkla ve nasıl alınacağı Çizelge 7.2.7'de verilmiştir. İlk numune alımına 19.06.2017 tarihinde başlanmıştır. Ham atıksu ve RO girişinden 3 adet numune alınmış olup, her 4 haftada bir numune alınmıştır. RO konsantresinden ise haftada bir numune toplamda 10 numune alınmıştır. Tüm numune alım işlemleri 15.09.2017 tarihinde tamamlanmıştır.

Tesiste oluşan tüm konsantre akımı aşağıda da gösterildiği gibi RO ünitesi konsantre akımı ve UF kimyasal ters yıkama atıklarından oluşmaktadır. Toplam konsantre akımı debisi 223 m^3/saat'tir. Tesis sektör olarak SKKY Tablo 13.2'ye tabidir ve konsantreyi alıcı ortama (Ergene Deresi kolu) deşarj ettiği için konsantre deşarjını SKKY Tablo 13.2'ye göre yapmaktadır. Ancak SKKY Tablo 13.2'de sülfat, klorür, demir parametreleri için deşarj standardı bulunmamaktadır. Membran prosesleri ile endüstriyel atıksulardan su geri kazanımı tesislerinden oluşan konsantre akımlarda endüstrinin üretim prosesine bağlı olmak ile beraber konsantre akımlarda en çok rastlanılan parametreler klorür ve sülfattır. Bu bağlamda B firması su geri kazanım tesisi konsantre akımlarının Ergene Deresi koluna deşarj edilmesinden dolayı konsantre su kalitesinin daha kapsamlı belirlenebilmesi açısından deşarjından proje kapsamında gerçekleştirilen analizler hem SKKY Tablo 13.2 hem de Tablo 20.7'de belirtilen parametreler için yapılmıştır. SKKY Tablo 13.2 ve Tablo 20.7 sırasıyla aşağıdaki Çizelge 7.2.8 ve Çizelge 7.2.9'da sunulmuştur.

Şekil 7.2.22. RO konsantre hattı numune alma noktası

Çizelge 7.2.7. Numune alma noktaları, sıklığı ve numune alma prosedürü

	Ham atıksu giriş	**RO Giriş***	**RO konsantresi**
Numune alma şekli	24 saatlik kompozit numune	2 saatlik kompozit numune	2 saatlik kompozit numune
Numune hacmi	10 L	10 L	10 L
Numune sayısı	3	3	10
* Kartuş filtre sonrası, antisklant dozlaması sonrasında alınmaktadır.			

Çizelge 7.2.8. SKKY Tablo 13.2: Sektör: Selüloz, Kağıt, Karton ve Benzeri Sanayii (Hurda Kağıt, Saman ve Kağıttan Ağartılmamış Selüloz Üretimi)

PARAMETRE	**BİRİM**	**ANLIK NUMUNE**	**KOMPOZİT NUMUNE 24 SAATLİK**
DEBİ	(m^3/t)	-	150
KİMYASAL OKSİJEN İHTİYACI (KOİ)	(mg/L)	-	870
ASKIDA KATI MADDE (AKM)	(mg/L)	-	80
ÇÖKEBİLİR KATI MADDE	(ml/L)	4.5	-
BALIK BİYODENEYİ (ZSF)	-	-	8
RENK	(Pt-Co)	280	260

Çizelge 7.2.9. SKKY Tablo 20.7: Sektör: Su Yumuşatma, Demineralizasyon ve Rejenerasyon, Aktif Karbon Yıkama ve Rejenerasyon Tesisleri

PARAMETRE	**BİRİM**	**KOMPOZİT NUMUNE 2 SAATLİK**	**KOMPOZİT NUMUNE 24 SAATLİK**
KLORÜR (Cl^-)	(mg/L)	2000	1500
SÜLFAT (SO_4^{-2})	(mg/L)	3000	2500
DEMİR (Fe)	(mg/L)	10	-
BALIK BİYODENEYİ (ZSF)	-	10	-
pH	-	6-9	6-9

Tesisten alınan numunelerde SKKY Tablo 13.2. ve Tablo 20.7'de verilen parametrelerin analizlerine ilave olarak Çizelge 7.2.10'da verilen parametrelerin analizleri de gerçekleştirilmiştir.

Çizelge 7.2.10. Alınan numunelerde SKKY Tablo 20.7 ve Tablo 13.2'ye ilave olarak yapılan diğer analizler

Parametreler	**Ham atıksu giriş**	**RO konsantresi**	**RO Giriş**
Tuzluluk		**X**	**X**
İletkenlik		**X**	**X**
Toplam çözünmüş katı		**X**	**X**
Sülfat		**X**	**X**
Ca Sertliği		**X**	**X**
Mg sertliği		**X**	**X**
Toplam organik karbon		**X**	**X**
Toplam fosfor		**X**	
Toplam azot		**X**	

7.2.4.2. Analitik metotlar

Pilot tesis çalışması kapsamında tesisten alınan numunelerin analizleri akredite bir kuruluş olan Barem Çevre Lab ve Dan. Hiz. İlaç İnş. San. Ltd. Şti. tarafından yapılmaktadır. Analizi yapılan parametrelere ait analitik metotlar Çizelge 7.2.11'de sunulmuştur.

Çizelge 7.2.11. Pilot tesis çalışması kapsamında yapılan analizlerin analitik metotları

[1]Parametre	Birim	[1]Analiz Metodu
Askıda Katı Madde (AKM)	mg/L	SM 2540 D Gravimetrik Metot
Balık Biyodeneyi (ZSF)	-	TS 5676 Seyreltme Metodu (SKKY Numune Alma ve Analiz Metodları Tebliği)
Çökebilir Katı Madde	ml/L	SM 2540 F Hacimsel Garvimetrik Metot
Demir (Fe)	mg/L	EPA 200.7 ICP OES Metodu
*İletkenlik	µs/cm	SM 2510 B Laboratuvar Metodu
Kalsiyum Sertliği	mg/L	SM 3500-Ca B EDTA Titrimetrik Metot
Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)	mg/L	SM 5220 C Kapalı Reflaks-Titrimetrik Metot
Klorür	mg/L	SM 4500-Cl^- B Argentometrik Metot
Magnezyum (Mg) Sertliği	mg/L	SM 2340 B, SM 3500 Ca B Hesaplama Metodu
*pH	-	SM 4500 H^+ B Elektrometrik Metot
Renk	Pt-Co	SM 2120 C Spektrometrik Metot
Sülfat	mg/L	SM 4500 SO_4^{-2} E Türbitimetrik Metot
Toplam Azot	mg/L	TS EN 12260 Oksidasyon Metodu
*Toplam Çözünmüş Madde	mg/L	SM 2540 C Gravimetrik Metot
Toplam Fosfor	mg/L	SM 4500-P B, SM 4500-P D Digestion Metodu sonrası Spektrometrik Metot
Toplam Organik Karbon	mg/L	TS 8195 EN 1484 Yüksek Sıcaklıkta Yakma Metodu
*Tuzluluk	‰	SM 2520 B Elektriksel İletkenlik Metodu

*Parametreler Yetkili Laboratuvar Personeli tarafından yerinde ölçülmüştür.
[1]Parametreler ve Metotlar AB-0315-T Nolu TÜRK AKREDİTASYON KURUMU Akreditasyon Sertifikası kapsamındadır.
SM: Standart Methods for the Examination of Water and Wastewater, 22th Edition (2012)
EPA: Environmental Protection Agency
ASTM: American Society for Testing and Materials

7.2.5. Su kalitesi verileri

7.2.5.1. B Firması tarafından sunulan su kalite verileri

B Firması tarafından Mayıs ayı verileri tarafımıza iletilmiştir. Tarafımıza iletilen veriler biyolojik arıtma çıkış (kimyasal Arıtma MULTIFLO girişi) suyu, RO ünitesi ürün suyu ve RO konsantre suyu analizlerini içermektedir. Aşağıdaki Çizelge 7.2.12, Çizelge 7.2.13 ve Çizelge 7.2.14'de su geri kazanım tesisine giren su (biyolojik arıtma çıkış suyu/MULTIFLO giriş suyu), RO ürün suyu ve RO konsantre suyuna ait Mayıs ayı minimum, ortalama ve maksimum analiz değerleri sunulmuştur.

Atıksu arıtma tesisine giren ham atıksu giriş KOİ konsantrasyonu ortalama 5.000 mg/L olup, anaerobik ve aerobik arıtmadan sonra KOİ konsantrasyonu önemli derecede düşürülmektedir. Çizelge 7.2.12'den de görüleceği üzere kimyasal arıtma ünitesi (multiflo) giriş KOİ değeri 12-155 mg/L arasında olup, ortalama değeri 96 mg/L'dir. İletkenlik değeri ise 2.000 ile 3.300 µS/cm arasında değişmektedir. Su geri kazanım tesisine giriş suyunda özellikle toplam sertlik ile kalsiyum sertliğinin oldukça salınım (6-1.696 mg $CaCO_3$/L, ort: 886 $CaCO_3$/L) gösterdiği gözlenmiştir. Bu durum önemli olup, yüksek kalsiyum konsantrasyonları membranlarda inorganik çökelmeye neden olabilir. Ayrıca silisyum konsantrasyonlarının giriş suyunda oldukça yüksek olduğu ve ortalama konsantrasyonunun 560 mg/L olduğu tespit edilmiştir. Her ne kadar 800 mg/L silisyum konsantrasyonlarına kadar antiskalant kullanımıyla tolere edilse de %70 geri kazanım değerlerinde 4 kata kadar silisyum konsantre olarak membran tıkanmasına neden olabilir. Fakat kimyasal çöktürme prosesinde yüksek pH değerlerinde özellikle Mg ile birlikte Si çökeltilerek bu sorun hafifletilebilir.

Çizelge 7.2.12. Su geri kazanım tesisine giren arıtılmış atıksu kalitesi (biyolojik arıtma çıkışı/MULTIFLO girişi (B Firmasından temin edilmiştir)

Parametre	**Minimum Değer**	**Ortalama Değer**	**Maksimum Değer**
pH	7,32	7,92	8,90
Sıcaklık (°C)	30,0	33,3	35,5
AKM (mg/L)	4	12	31
KOİ (mg/L)	12	96	155
TÇK (mg/L)	1.021	1.387	1.700
İletkenlik @25 °C (µS/cm)	1.990	2.695	3.300
Klorür (Cl^-) (mg/L)	300	480	840
Sülfat (SO_4^{-3}) mg/L	81	102	143
Toplam Demir (mg/L)	0,01	0,95	2,50
Toplam sertlik (FS)	14,0	66,0	103,0
$CaCO_3$ sertliği (mg/L $CaCO_3$)	6	886	1696
M-Alkalinite (mg/L $CaCO_3$)	54	74	117
Mangan (mg/L)	0,024	0,108	0,274
Bulanıklık (NTU)	0,06	0,25	0,90
Çözünmüş silika (mg/L)	480	560	665

Çizelge 7.2.13'den de görüldüğü gibi RO prosesinde TÇK %90 oranında itilerek (giderilerek) çıkış suyundaki değeri ortalama 123 mg/L'ye kadar düşürülmüştür. Klorür konsantrasyonu ise yaklaşık 100 mg/L'dir. Çıkış silisyum konsantrasyonu ortalaması ise 24 mg/L civarında olup, önemli derecede giderildiği gözlenmiştir. Dolayısıyla RO çıkış suyu geri kazanım için gerekli kriterleri sağlamaktadır.

Çizelge 7.2.13. RO ürün suyu kalitesi (RO çıkış suyu) (B Firmasından temin edilmiştir)

Ürün suyu kalitesi (RO çıkışı)	**Minimum Değer**	**Ortalama Değer**	**Maksimum Değer**
pH	5,45	6,99	8,76
Bulanıklık (NTU)	0,01	0,04	0,20
TDS (mg/L)	61	123	237
Toplam sertlik (FS)	0,2	16,4	412,0
Alkalinite (mg/L $CaCO_3$)	0,4	1,5	3,1
$CaCO_3$ sertliği (mg/L $CaCO_3$)	3,4	15,7	27,0
Klorür (Cl^-) (mg/L)	60	105	150
Çözünmüş silika (mg/L)	12,0	23,6	41,0
Toplam Demir (mg/L)	0,01	0,03	0,07

RO membranı tarafından itilen organik ve inorganik maddeler konsantre akımda birikmektedir. Çizelge 7.2.14'den de görüldüğü gibi RO giriş suyunda ortalama 96 mg/L olan KOİ, konsantre akımda ortalama 316 mg/L değerine yükselerek 3,3 kat artmıştır. Proses su geri kazanım oranı %70 olup, kirleticilerin konsantre akımda 3,3 kat konsantre olması beklenen bir durumdur. Benzer şekilde klorür konsantrasyonu RO girişinde 480 mg/L iken, konsantre akımda 1.763 mg/L'ye yükselerek 3,67 kat konsantre olmuştur. Sülfat ise benzer şekilde 102 mg/L'den 468 mg/L değerine artmış olup, 4,6 kat artmıştır. Dolayısıyla, konsantre akımdaki kirletici konsantrasyonlarının yakından izlenerek deşarj kriterlerinden yüksek parametreler için arıtım yapılması veya geri kazanım oranını değiştirmek gibi alternatiflerin değerlendirilmesi gerekmektedir. Hali hazırda SKKY Tablo 13.2 esas alındığında üretilen konsantrenin deşarjıyla ilgili renk parametresi dışında sorun olmadığı gözlenmektedir. Konsantre akımın deşarjında renk parametresinin sorun olabileceği ve konsantreden renk giderimiyle ilgili tedbirlerin alınması gerekebileceği öngörülmektedir. SKKY Tablo 13.2 ye göre renk deşarj standardı 260 Pt-Co iken, konsantrede renk ortalama değeri 300 Pt-Co olup, 600 Pt-Co'ı aşan değerler tespit edilmiştir.

Çizelge 7.2.14. RO konsantre suyu kalitesi (B Firmasından temin edilmiştir)

Parametre	**Minimum Değer**	**Ortalama Değer**	**Maksimum Değer**
pH	4,50	5,89	6,60
AKM (mg/L)	12	25	36
KOİ (mg/L)	204	316	406
Sülfat (SO_4^{-3}) mg/L	100	468	796
Toplam Demir (mg/L)	0,02	0,16	0,50
Klorür (Cl^-) (mg/L)	1.260	1.763	2.910
Renk (Pt-Co renk birimi)	100	307	610
iletkenlik (µS/cm)	4.660	6.533	9.020

7.2.5.2. Proje kapsamında yapılan analizler (su kalite verileri)

B Firması su geri kazanım tesisinde yapılan pilot çalışmalar kapsamında ham atıksu giriş, RO giriş ve RO konsantresinden 19 Haziran 2017 tarihinden itibaren numuneler alınarak, analizler yapılmıştır. Ham atıksu ve RO giriş suyundan 3 defa numune, RO konsantre suyundan ise 10 defa numune alınmıştır. Analiz sonuçları Çizelge 7.2.15 ve Çizelge 7.2.16'da sunulmuştur. Çizelge 7.2.15 ham atıksu ve RO giriş suyu kalitesi verilerini, Çizelge 7.2.16 ise RO konsantre

su kalitesi verilerini göstermektedir. Akreditasyon belgesine sahip laboratuvara yaptırılan bu analizlerin sonuçlarını içeren raporları Ek-6B'de sunulmuştur.

Çizelge 7.2.15'de görüldüğü gibi ham atıksu ortalama KOİ konsantrasyonu 4.247 mg/L olup, oldukça yüksektir. Fakat biyolojik arıtma ve RO öncesi ön fiziko-kimyasal arıtmaları takiben KOİ konsantrasyonu 78 mg/L değerlerine kadar düşmektedir. Her ne kadar biyolojik arıtma sonrasında multiflo ünitesinde bir kimyasal arıtma uygulansa da muhtemelen şartların yumuşatma için yeterince uygun olmaması neticesinde ham atıksudaki giriş kalsiyum sertliği 1.340 mg/L $CaCO_3$ değerinden, RO girişinde ancak 449 mg/L $CaCO_3$ değerine düşürülebilmiştir. Benzer şekilde Mg sertliği de ham atıksuda 893 mg/L $CaCO_3$ değerinde iken RO girişinde 693 mg/L $CaCO_3$ değerine düşmüştür. Bilindiği gibi özellikle Mg sertliğini giderebilmek için kimyasal çöktürmede oldukça yüksek pH değerlerinin (pH≥11) oluşturulması gerekmektedir. Giriş iletkenlik değeri ise 3303 µS/cm'dir. Balık biyodeneyi (ZSF) değeri ise ham atıksuda ortalama 42,7 iken biyolojik ve fizikokimyasal arıtım neticesinde bu değer RO girişinde 2,7'ye kadar düşmüştür. Dolayısıyla arıtımdan sonra suyun toksisitesi de önemli derecede azalmıştır.

Çizelge 7.2.16'da belirtilen sonuçlara göre; RO konsantre suyunda görülen göreceli yüksek (0,30-6,38 mg/L aralığında, ortalama 1,78 mg/L) demir konsantrasyonları önceki arıtma kademelerinden kaynaklanmaktadır. Multiflo prosesinde bulanıklık ve AKM giderimi amaçlı kullanılan $FeCl_3$ dozlaması sonucunda süpernatantta önemli miktarda bakiye demir gözlenmiştir. Özellikle bazı zamanlarda gözlenen yüksek Fe konsantrasyonları; kimyasal arıtmada sürekli olarak optimum koşulların oluşturulmasında birtakım güçlükler çekildiğinin bir göstergesidir. RO membranlarında yaklaşık olarak %70 su geri kazanım oranı ile çalışıldığından RO konsantresinde bazı zamanlarda 5-6,5 mg/L demir konsantrasyonlarına rastlanmıştır. SKKY Tablo 13.2'de demir parametresi için bir deşarj standardı bulunmamaktadır. Sadece örnek olması açısından demir parametresi için SKKY Tablo 20.7'ye göre bir değerlendirme yapılırsa; SKKY Tablo 20.7'de demir parametresinin deşarj standardı 2 saatlik kompozit numune için 10 mg/L'dir. Analizlerden elde edilen demir sonuçları baz alındığında RO konsantresinin alıcı ortama deşarjında demir parametresi bakımından bir sorun yaşanmayacağı değerlendirilmiştir. Demirin farklı işletme koşullarına bağlı olarak redoks reaksiyonlarına maruz kalması uzun vadeli işletmede çökelek oluşturma ve müteakip tortulaşma problemlerine neden olabilir. Demirin potansiyel problemli yapısından dolayı RO giriş konsantrasyonu değerlerinin mümkün olabildiği kadar düşük tutulması adına gerekli modifikasyonların yapılması uygun görülmektedir.

Yukarıda tartışıldığı üzere balık biyodeneyi sonuçları ham atıksuda 42,7 olup, biyolojik arıtma sonrasında 2,7'ye düşmüştür. RO konsantresinde ise bu değer 5 olup SKKY Tablo 13.2'de deşarj standardı olarak verilen 8 değerini karşılayacak ölçüde etkin bir arıtma yapıldığını göstermektedir. Bu bağlamda RO prosesinde suyun konsantre edilmesi neticesinde balık biyodeneyi değerinde kısmi bir artış gözlenmiştir.

RO konsantre suyunun ortalama iletkenlik değeri 6.245 µS/cm olup, en yüksek değer 10.390 olarak ölçülmüştür (Çizelge 7.2.16). Yapılan analizlerde genellikle ortalama değerlere yakın iletkenlik değerleri gözlenmiştir. İletkenlikte meydana gelen salınımlar RO giriş suyu karakterizasyonuna bağlı olarak gerçekleşmektedir. Bir başka deyişle RO giriş suyu iletkenlik değerlerinin 1.440-2.920 µS/cm arasında olması (Çizelge 7.2.15) %70'lik su geri kazanım oranı ile beraber değerlendirildiğinde sonuçlar tutarlı gözükmektedir. Aynı şekilde, iletkenlik parametresi ile belirli bir korelasyona sahip toplam çözünmüş katı madde (TÇK) değerleri su geri kazanım oranı ile uyumlu bir görünüm sergilemektedir. Çizelge 7.2.15'deki RO giriş suyu TÇK değerleri (907 ile ve 1.430 mg/L, ortalama 1.191 mg/L) baz alındığında RO konsantre

suyundaki TÇK değerleri (ortalama: 3.446 mg/L) beklenen düzeydedir. RO konsantre suyunda ortalama tuzluluk değeri ‰ 3,54 olarak tespit edilmiştir.

Çizelge 7.2.15'de değerleri gösterilen analiz sonuçlarına göre RO giriş suyu toplam sertlik değeri (kalsiyum sertliği + magnezyum sertliği) 748 mg $CaCO_3$/L olarak tespit edilmiştir. RO girişinde özellikle Mg sertliği (yaklaşık 300 mg/L $CaCO_3$) kısmen yüksek olup, biyolojik arıtma sonrası uygulanan kimyasal arıtma da daha yüksek pH değerleri sağlanarak Mg giderim performansı arttırılabilir. RO konsantresinde ise toplam sertlik değeri 1.233 mg $CaCO_3$/L olarak bulunmuştur. Tipik RO uygulamaları baz alındığında ve tesiste antiskalant uygulaması bulunduğundan kalsiyum ve magnezyum iyonlarından ileri gelen sertliğin proses açısından fazla problem teşkil etmeyeceği düşünülse de ilerleyen zamanlarda RO membranları yüzeyinde inorganik tortulaşmaya bağlı olarak tıkanmalar ve membran yırtılmaları meydana gelebilir.

RO konsantre suyunda ölçülen klorür konsantrasyonları ise 282 ile 3.225 mg/L gibi yüksek bir aralıkta salınım göstermekte olup, ortalama değer 1.585 mg/L'dir (Çizelge 7.2.16). SKKY Tablo 20.7'ye göre klorür parametresinin 2 saatlik kompozit numune için deşarj değeri 2.000 mg/L'dir. Tesisten elde edilen tüm veriler ve ortalama değer de göz önüne alındığında deşarj bağlamından klorür parametresi açısından nadiren de olsa sorun yaşama olasılığı vardır. Atıksuda ve doğal olarak da konsantrede sülfat konsantrasyonu nispeten düşüktür. 2 saatlik kompozit numune sonuçlarına göre sülfat konsantrasyonu 101-1.435 mg/L aralığında değişim göstermektedir (Çizelge 7.2.16). Bu değer SKKY Tablo 20.7'de öngörülen 3.000 mg/L'lik deşarj sınır değerini rahatlıkla karşılamaktadır. Mevcut verilere göre (Çizelge 7.2.15ve Çizelge 7.2.16) bu parametrenin yasal deşarj değerleri değişmediği müddetçe deşarj açısından sorun yaratma potansiyeli yoktur. Ancak sülfat anyonu membran proseslerinde çökebilen tuzlar ile ilintili olduğu için özellikle RO giriş suyu konsantrasyonunun tesis personeli tarafından tortulaşma bağlamında dikkate alınarak uygun işletme tedbirlerinin alınması uygun olacaktır.

SKKY Tablo 13.2'de pH parametresi için bir deşarj standardı yoktur. SKKY Tablo 20.7'de ise pH parametresi için öngörülen değer aralığı 6-9'dur. Yapılan tüm analiz sonuçlarına bakıldığında pH değeri 6,6-7,85 seviyesinde değişim göstermektedir. Ortalama değer ise 7,3 değerinde gerçekleşmiştir. Bu sonuçlar RO konsantre suyunun SKKY Tablo 20.7'deki mevcut yasal sınırlar dahilinde rahatlıkla deşarj edilebileceği sonucunu vermektedir.

Ham atıksu analizlerine göre KOİ konsantrasyonu 2.390-5.764 mg/L aralığındadır. Arıtma sonrasında bu değer 71-85 aralığına düşerek RO membranlarına giriş yapmaktadır. RO konsantre suyu değerlerine bakıldığında ortalama 303 mg/L KOİ konsantrasyonu mevcuttur. SKKY Tablo 13.2'ye KOİ deşarj limiti 870 mg/L olmasına rağmen Çevre ve Şehircilik Bakanlığı Çevre Yönetimi Genel Müdürlüğünce 01.11.2011 tarihinde yayınladığı "Ergene Nehrinde Deşarj Standartlarında Kısıtlama" başlıklı, 2011/10 numaralı Genelge'de SKKY Tablo 13.2 için KOİ deşarj limiti 600 mg/L'dir. Bu bağlamda değerlendirildiğinde RO konsantre suyunun KOİ değeri deşarj limitlerini aşmamaktadır. Tesisin bulunduğu coğrafi bölgedeki nehirler ve kollarının genel ortalama KOİ değeri göz önüne alındığında konsantre akımın KOİ parametresi bağlamında alıcı ortamı seyrelteceği öngörülebilir. Ancak yapılan bu değerlendirmenin deşarj noktası özelikleri bağlamında detaylı irdelenmesine ihtiyaç duyulabilir.

Ham atıksu analiz sonuçlarına göre TOK konsantrasyonu 1.266-1.950 mg/L aralığındadır (Çizelge 7.2.15). Arıtma sonrası (biyolojik arıtma, multiflo ve UF prosesleri sonrası) bu değer 28-36 mg/L düşmektedir. Beklenildiği gibi TOK sonuçları KOİ parametresi için elde edilen sonuçlar ile tutarlılık göstermektedir. Tesis ham atıksu analiz sonuçlarına göre TN ve TP parametreleri sırasıyla 19-27 mg/L ve 2,6-4,1 aralığında tespit edilmiştir. (Çizelge 7.2.15) RO

girişinde bu değerler TN için 35-44 mg/L değerine yükselirken TP için ise 0,7-1,7 değerlerine düşmektedir. RO konsantre suyunda TN ve TP için ortalama değerler sırasıyla 80 mg/L ve 3,34 mg/L (Çizelge 7.2.16) olarak tespit edilmiştir.

Tablo 7.2.15'de görüldüğü gibi arıtma tesisi girişinde toplam azot 23 mg/L iken RO girişinde bu değer 38,6 mg/L değerine yükselmiştir. Bu şekilde bir artış teorik olarak mümkün olmamakla birlikte, analiz sonuçlarının bu şekilde çıkmasının nedenleri aşağıda belirtilmiştir;

1. Toplam azot analizlerinde TS EN 12260 nolu standart metot kullanılmıştır. Bu metot da azot ihtiva eden numune 700 ^{o}C'den yüksek sıcaklıklarda, oksijen atmosferinde katalitik yanma ile azot oksitlere yükseltgenir. Azot derişiminin belirlenmesi, kimyasal lüminesans (ozonla reaksiyona sokulduktan sonra) yoluyla gerçekleşir. İlgili metotta iki tür girişimden bahsedilmektedir. Bu girişimlerden ilki yüksek toplam organik maddedir. Bu kapsamda girişim ilgili metotta şu şekilde belirtilmiştir; "... Muhtemel problemler, yüksek derişimde toplam organik karbon (TOK) ihtiva eden numunelerle ortaya çıkabilir. Büyük miktarlarda TOK ihtiva eden numunelerin analizi, azot için daha düşük sonuçların elde edilmesine sebep olacaktır". Yukarıda da belirtildiği gibi giriş atıksuyunda daha düşük azot konsantrasyonları elde edilmiş olup, giriş suyunda TOK ortalama değeri 1.682 mg/L olup, zaman zaman bu değer 2.000 mg/L değerlerine kadar ulaşabilmektedir. Dolayısıyla giriş atıksuyunda daha düşük TOK konsantrasyonları gözlenmesinin bir nedeni yüksek TOK konsantrasyonu olabilir. RO girişinden TOK konsantrasyonu ise sadece yaklaşık 30 mg/L olup, önemli derecede TOK giderimi (%98 giderim) gerçekleşmiş olup, muhtemel TOK kaynaklı girişimler RO giriş suyunda gözlenmeyecektir.
2. Metoda bağlı olarak diğer bir girişim kaynağı ise yüksek askıda katı madde konsantrasyonları olup, bu durum ilgili metot kapsamında şu şekilde açıklanmıştır; " Askıda katı madde ihtiva eden homojen hale getirilmiş numune, %10'dan daha fazla sapan sonuçlar veriyorsa (tekrarlanan ölçmeler neticesinde), numunenin, azot ihtiva eden bileşiklerden oluşmayan 0,45 µm'lik süzgeçten süzülmesi gerekir. Bu durumda, bağlı azotun yalnızca çözünmüş kısmı tayin edilecek ve raporda belirtilecektir" Kâğıt endüstrisi giriş suyunda AKM konsantrasyonları kısmen yüksek olup, ham atıksuyu filtreledikten sonra ölçümler gerçekleştirilmiştir. Dolayısıyla azot ihtiva eden bir kısım organik madde bu şekilde sudan giderilmiş olabilir. RO girişinde ise zaten su daha önce filtrelerden geçtiği için AKM<5 mg/L olup, herhangi bir filtrasyona ihtiyaç duyulmamıştır. Ham atıksu filtrelenmesi nedeniyle toplam azot değil aslında çözünmüş azot ölçülmüş olup, bu durum tablolarda belirtilmiştir. Ham atıksu biyolojik arıtmaya alındığında partikül halinde bulunan ve azot ihtiva eden organik maddeler enzimatik aktivitelerle parçalanarak amonyuma dönüşmekte ve çözünür hale gelmektedir. Haliyle çözünmüş azot konsantrasyonu artmaktadır ve bu durum da RO girişinde yapılan analizlere yansımıştır. Yaptığımız incelemelerde ham atıksuda daha düşük toplam azot konsantrasyonun gözlenmesinin en muhtemel nedeninin bu olduğuna karar verilmiş olup, yukarıda da bahsedildiği gibi ham atıksu için yapılan toplam azot analizinin aslında çözünmüş toplam azot olduğu tablolarda belirtilmiştir.

Ham atıksu analizlerine göre renk 90-448 Pt-Co renk birimi değerleri arasındadır (Çizelge 7.2.15). Kâğıt endüstrisi ham atıksularında yüksek renk değerleri beklenen bir durumdur. RO giriş suyunda renk 48-94 Pt-Co renk birimi değerleri arasındadır. Mevcut biyolojik arıtma tesisi, multiflo ve UF proseslerinden geçen suda yüksek oranda renk giderimi sağlanmaktadır. RO konsantre suyunda renk ortalama 258 Pt-Co renk birimi olarak tespit edilmiştir. SKKY Tablo 13.2 dikkate alındığında renk parametresinin sorun olabileceği ve konsantreden renk giderimiyle ilgili tedbirlerin alınması gerekebileceği öngörülmektedir.

Çizelge 7.2.17'de UF geri yıkama sularının da karıştığı konsantre atık üzerinde yapılan analizlerin sonuçları verilmiştir. UF geri yıkama suları ile RO konsantre sularının karışması neticesinde, RO konsantresinde bulunan kirletici konsantrasyonlarında seyreltme meydana gelmektedir. RO konsantresinde bulunan ve deşarjda sorun oluşturabilecek klorür konsantrasyonuna bakıldığında; RO konsantresinde klorür konsantrasyonu ortalama 1.585 mg/L iken UF geri yıkama sularının karışmasıyla bu değer 1.088 mg/L mertebesine düşmektedir. Yine deşarj için sorun oluşturabilecek bir parametre olan renk değeri irdelendiğinde; RO konsantresinde renk 258 Pt-Co iken UF geri yıkama suyunun da karışması neticesinde bu değer 213 Pt-Co değerine düşmektedir. Benzer olarak RO konsantresinde toplam çözünmüş madde konsantrasyonu 3446 mg/L iken UF geri yıkama sularının karışmasıyla bu değer 1933 mg/L'ye kadar düşmektedir. Ters osmoz prosesinde oldukça önemli olan toplam sertlik değerinde de önemli düşüşler söz konusudur. Dolayısıyla UF geri yıkama sularının karışması neticesinde deşarj standartlarını çok daha kolay sağlayan bir konsantre oluşumu söz konusudur. Tesiste toplam su geri kazanımını arttırmak amacıyla oluşan konsantre bir ön arıtım sonrası (sertlik, KOİ ve silisyum giderimi amacıyla) tekrar bir RO'dan geçirilebilir. Böylece oluşan konsantre hacmi de azaltılabilecektir.

Çizelge 7.2.15. Ham atıksu ve RO giriş suyu kalite verileri

Parametre	Birim	Ham Atıksu Giriş (24 saatlik kompozit)				RO Giriş (2 saatlik kompozit)			
		19.06.2017	20.07.2017	08.09.2017	ORTALAMA	19.06.2017	21.07.2017	08.09.2017	ORTALAMA
Askıda Katı Madde (AKM)	mg/L	71	30	34	45	< 5	< 5	< 5	< 5
Balık Biyodeneyi (ZSF)	-	12	16	100	42,7	2	3	3	2,7
Çökebilir Katı Madde	ml/L	0,4	< 0,1	< 0,1	0,400	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Demir (Fe)	mg/L	0,966	0,123	1,595	0,890	0,176	0,378	0,046	0,200
*İletkenlik	µs/cm	2.890	3.360	3.660	3.303	1.527	2.920	1.440	1.962
Kalsiyum Sertliği	mg/L	1.200	1.620	1.200	1.340	233	665		449
Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)	mg/L	2.390	5.764	4.586	4.247	71	77	85	78
Klorür	mg/L	282	206	364,5	284,2	567	336	325	409
Magnezyum (Mg) Sertliği	mg/L	800	1.080	800	893	155	443		299
*pH	-	6,4	6,31	6,36	6,36	6,50	7,56	6,60	6,89
Renk	Pt-Co	90	448	322	287	94	48	63	68
Sülfat	mg/L	19,6	21,5	56,2	32,4	28,6	210,4	40,5	93,2
**Toplam Azot	mg/L	22,3	27,3	19,3	23,0	44,9	37,1	33,7	38,6
*Toplam Çözünmüş Madde	mg/L	2.106	1.650	2.013	1.923	1.236	1.430	907	1.191
Toplam Fosfor	mg/L	4,09	2,58	3,41	3,36	1,69	0,73	0,22	0,9
Toplam Organik Karbon	mg/L	1.266	1.950	1.682	1.632	27,68	36,31	28,92	30,97
*Tuzluluk	‰	1,51	1,62	1,41	1,51	0,71	1,30	0,64	0,88

* Parametreler yerinde ölçülmüştür.

**Ham atıksuda "çözünmüş toplam azot", RO girişinde ise "toplam azot" analizi yapılmıştır. Ham atıksu filtrelendikten sonra analiz edilmiştir.

Çizelge 7.2.16. RO konsantre suyu kalite verileri

Parametre	Birim	RO Konsantre (2 saatlik kompozit)										
		19.06.2017	29.06.2017	04.07.2017	17.07.2017	21.07.2017	01.08.2017	17.08.2017	22.08.2017	08.09.2017	15.09.2017	ORTALAMA
Askıda Katı Madde (AKM)	mg/L	< 5		6	< 5	< 5	< 5	< 5	< 5	< 5	< 5	< 5
Balık Biyodeneyi (ZSF)	-	3	5	4	2	2	4	6	8	8	8	5
Çökebilir Katı Madde	ml/L	< 0,1	0,3	< 0,1	< 0,1	< 0,1	3,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Demir (Fe)	mg/L	0,30	5,18	6,38	3,72	0,48	0,64	0,13	0,29	0,26	0,42	1,78
*İletkenlik	µs/cm	3.710	6.140	10.390	4.680	4.260	7.020	6.020	7.600	6.180	6.450	6.245
Kalsiyum Sertliği	mg/L	1.140	720	1.008	850	1.115	1.200	295	293	420	358	740
Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)	mg/L	163	406	251	113	115	238	409	535	372	427	303
Klorür	mg/L	1.542	282	2.792	466	891	1.606	1.355	3.225	2.115	1.576	1.585
Magnezyum (Mg) Sertliği	mg/L	760	480	672	566	743	800	197	195	280	238	493
*pH	-	6,60	7,60	7,60	7,48	7,26	7,32	7,20	7,46	6,59	7,85	7,30
Renk	Pt-Co	121	309	325	70	147,6	158,2	514,1	363,5	175,3	392,2	257,6
Sülfat	mg/L	101	272	845	234	884,4	512,3	280,8	1.105,7	238,8	1.434,7	591
Toplam Azot	mg/L	23,7	43,7	46,8	46,0	40,1	126,5	107,7	115,8	165,8	81,7	80
*Toplam Çözünmüş Madde	mg/L	2.540	4.060	4.990	2.380	2.090	4.190	3.500	3.725	3.830	3.160	3.446
Toplam Fosfor	mg/L	3,1	1,5	1,6	1,8	0,8	4,46	0,44	3,65	4,66	11,34	3,34
Toplam Organik Karbon	mg/L	61,5	129,8	139,7	149,9	69,1	88,1	146,1	188,8	136,9	155,3	127
*Tuzluluk	‰	3,43	6,55	5,77	1,71	1,96	3,44	2,77	3,66	3,02	3,11	3,54

* Parametreler yerinde ölçülmüştür.

Çizelge 7.2.17. RO konsantre suyu ile UF geri yıkama sularının karıştığı toplam konsantre atık kalite verileri

Parametre	**Birim**	**Reuse deşarj (UF geri yıkamalarının karıştığı konsantre atık) (2 saatlik kompozit)**				
		17.08.2017	**22.08.2017**	**09.09.2017**	**15.09.2017**	**ORTALAMA**
Askıda Katı Madde (AKM)	mg/L	< 5	< 5	< 5	< 5	< 5
Balık Biyodeneyi (ZSF)	-	4	6	5	4	4,75
Çökebilir Katı Madde	ml/L	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Demir (Fe)	mg/L	0,193	0,235	0,251	0,228	0,23
*İletkenlik	µs/cm	3.270	3.740	3.440	3.410	3.465
Kalsiyum Sertliği	mg/L	130	200	221	312	216
Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)	mg/L	215	338	200	206	240
Klorür	mg/L	1.145	1.165	985	1.055	1.088
Magnezyum (Mg) Sertliği	mg/L	86	134	147	208	144
*pH	-	8,74	8,59	3,15	8,75	7,31
Renk	Pt-Co	340	167,1	106,5	237,7	213
Sülfat	mg/L	99,4	1.150	42,36	235,3	382
Toplam Azot	mg/L	47	64	70	46	57
*Toplam Çözünmüş Madde	mg/L	2.064	1.830	2.169	1.670	1.933
Toplam Fosfor	mg/L	0,86	3,64	1,25	3,46	2,30
Toplam Organik Karbon	mg/L	74,28	98,43	70,01	74,04	79
*Tuzluluk	‰	1,47	1,77	1,56	1,63	1,61

* Parametreler yerinde ölçülmüştür.

7.2.6. Tesis ziyareti

Su geri kazanım tesisinin yerinde incelenmesi kapsamında 31 Temmuz ve 1 Ağustos 2017 tarihlerinde MEMKON proje ekibi ve T.C. Çevre ve Şehircilik Bakanlığı Çevre Yönetimi Genel Müdürlüğü yetkilerince B Firması su geri kazanım tesisine 2 günlük ziyaret gerçekleştirilmiştir.

Tesis ziyaretinde ilk olarak hurda kâğıttan oluklu mukavva üretimi, su kullanımı, atıksu oluşumu ve miktarları, atıksu arıtma tesisi ve su geri kazanım tesisi ile ilgili bilgiler tesis sorumlusu ve çalışanları tarafından kapsamlı bir tanıtım sunumu gerçekleştirilmiştir. Sunumda; B Firması kâğıt üretim prosesleri, üretilen ürünler, üretim sırasında kullanılan su miktarları ve kalitesi, oluşan atıksu miktarları ve kalitesi, atıksu arıtma tesisleri (biyolojik arıtma üniteleri), su geri kazanım tesisi prosesleri hakkında teknik bilgiler verilmiştir. Tesisi çalışanları su geri kazanım tesisi ile ilgili tecrübelerini proje ekibi ve Bakanlık yetkilileri ile paylaşmışlardır.

Sunumun akabinde ham atıksu giriş noktasından itibaren tüm arıtma prosesleri (biyolojik arıtma üniteleri ve su geri kazanım tesisi üniteleri) yerinde incelenmiştir. Su geri kazanım tesisi prosesleri olan MULTIFLO ünitesinin, mekanik eleklerin, UF ünitesinin, aktif karbon filtrelerin, kartuş filtrelerin, RO ünitelerinin çalışır haldeki durumları incelenmiştir. UF geri yıkama, RO antiskalant dozlama kimyasalları incelenmiştir. RO konsantre akımının alıcı ortama deşarjı ile ilgili incelemeler yapılmıştır. Tesis ziyareti ile ilgili fotoğraflar Şekil 7.2.23 ve Şekil 7.2.24'de sunulmuştur.

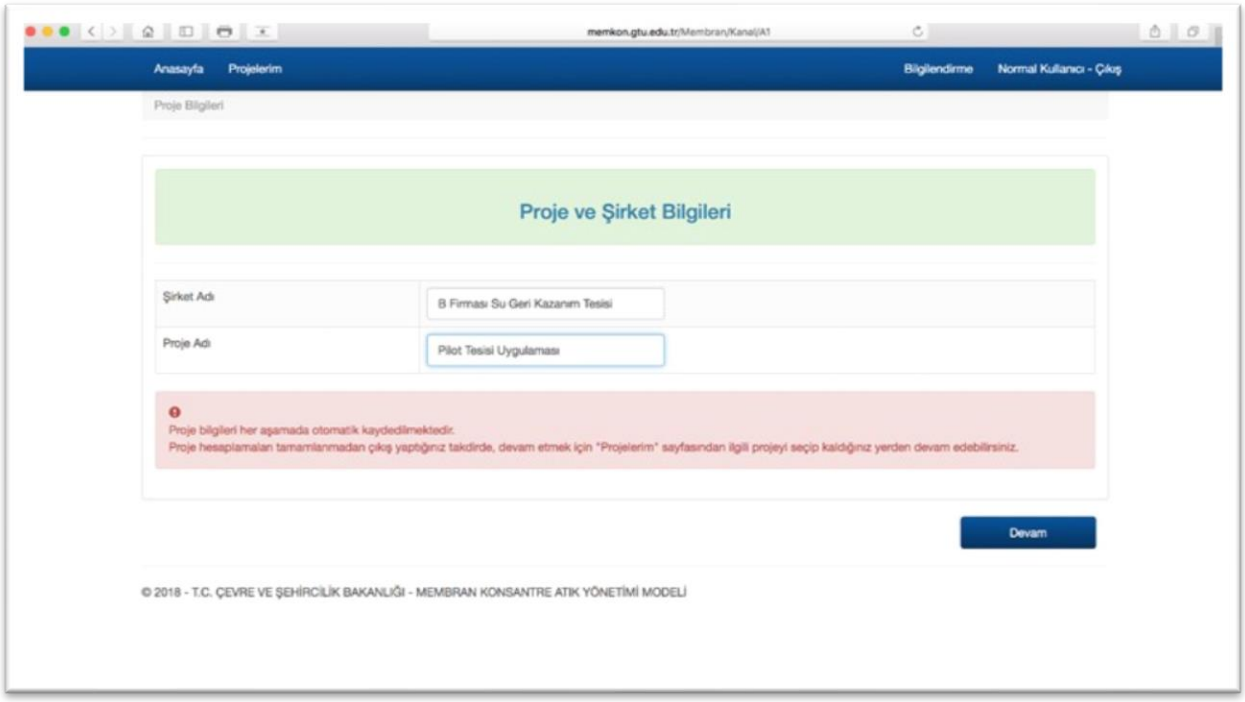
Şekil 7.2.23. B Firması su geri kazanım tesisi toplantısından bir görünüm-1

Şekil 7.2.24. B Firması su geri kazanım tesisi toplantısından bir görünüm-2

7.2.7. B Firması su geri kazanım tesisi: Pilot tesis yazılım uygulaması

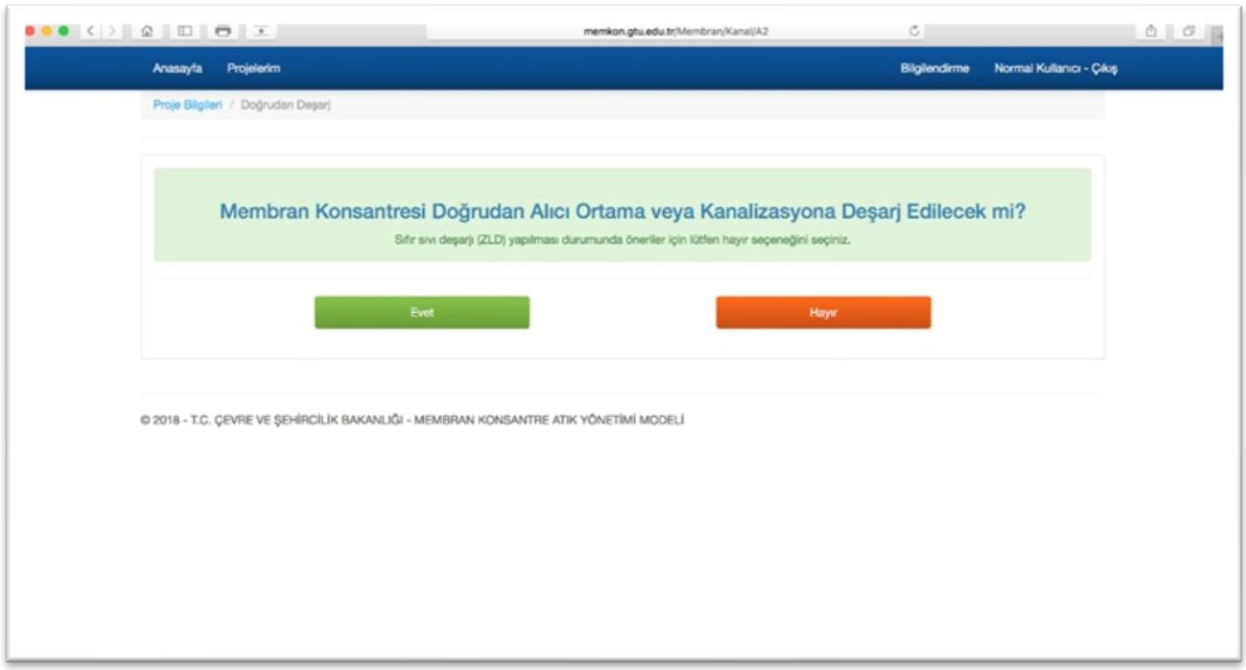
MEMKON projesi kapsamında geliştirilen konsantre atık yönetim modeli yazılımı, seçilen pilot tesislerde test edilmiştir. Bu kapsamda B firması su geri kazanım tesisi için test edilen yazılımın uygulama aşamaları aşağıda detaylı olarak sunulmuştur.

1. Hazırlanan Konsantre Atık Yönetim Modeli yazılım linkinde (http://memkon.gtu.edu.tr/Membran/) yer alan web sayfasına kullanıcı adı ve şifresi girilerek, "projeyi başlat" seçeneği ile B firmasına ait geri kazanım tesisi için yeni bir proje girişi yapılmıştır. Proje girişi için şirket ve proje adı bilgileri yazılarak (Şekil 7.2.25) ve “devam” butonuna basılmıştır.



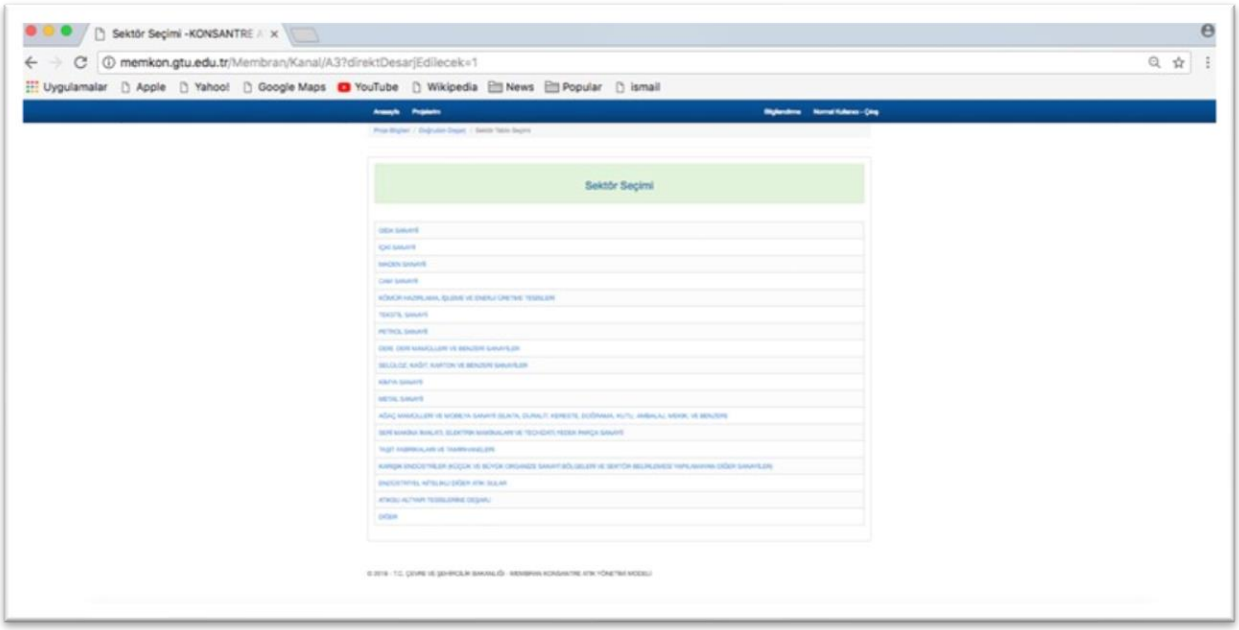
Şekil 7.2.25. Proje ve şirket bilgilerinin yer aldığı ekran görüntüsü

2. B firmasına ait geri kazanım tesisinde oluşan membran konsantresi direkt olarak dereye deşarj edildiğinden, Şekil 7.2.26'daki soru için "evet" butonuna basılmıştır.



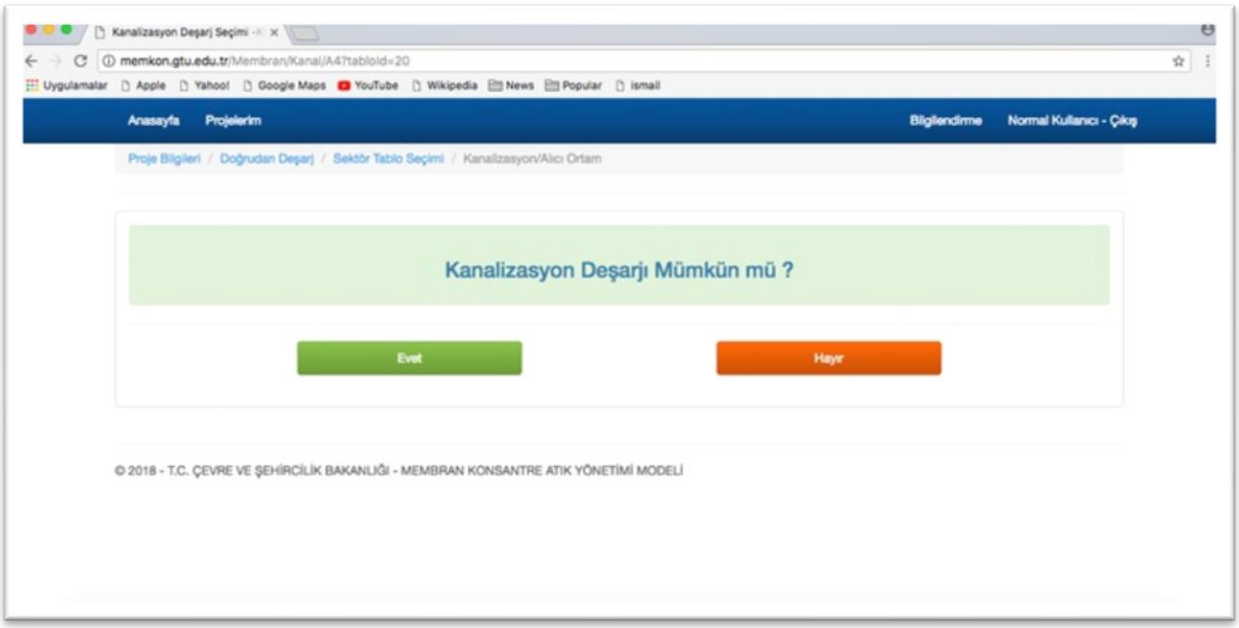
Şekil 7.2.26. Doğrudan deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü

3. 2. adım sonrasında gelen sektör seçimi sayfasında tesisin SKKY'de tabi olduğu sektör (Selüloz, Kâğıt, Karton ve Benzeri Sanayi; SKKY Tablo 13.2) seçilmiştir (Şekil 7.2.27).



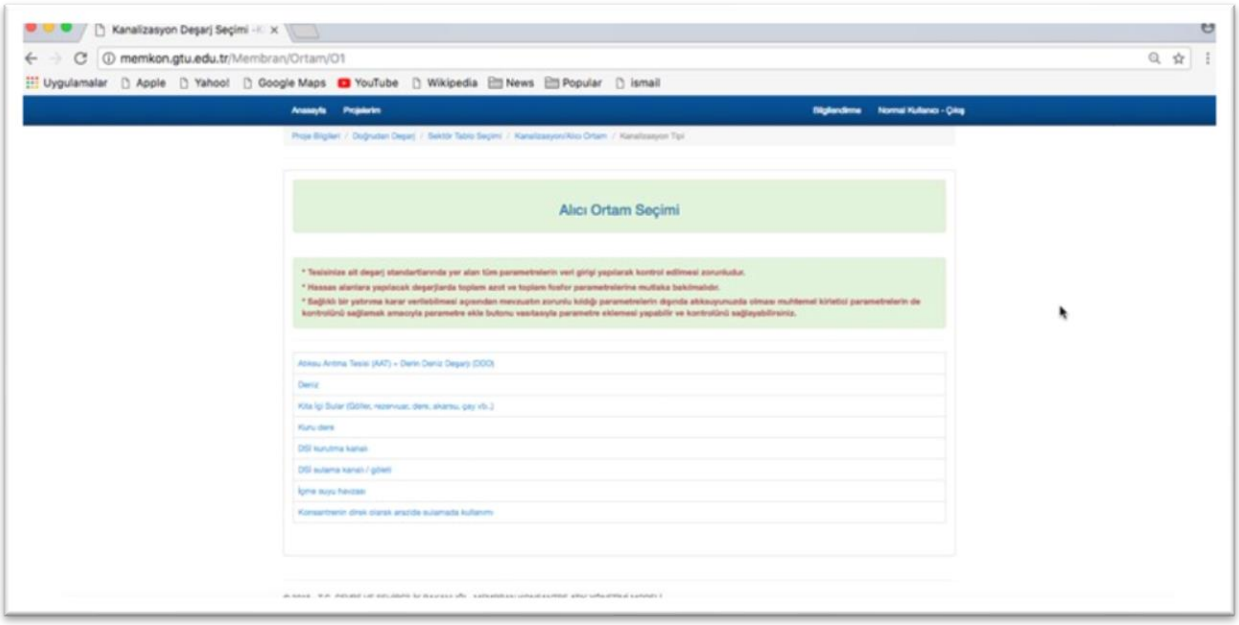
Şekil 7.2.27. SKKY sektör tablolarının yer aldığı ekran görüntüsü

4. B firması su geri kazanım tesisinde oluşan membran konsantre akımının deşarj edilebileceği bir kanalizasyon altyapısı bulunmadığından, Şekil 7.2.28'deki "hayır" butonuna basılmıştır.



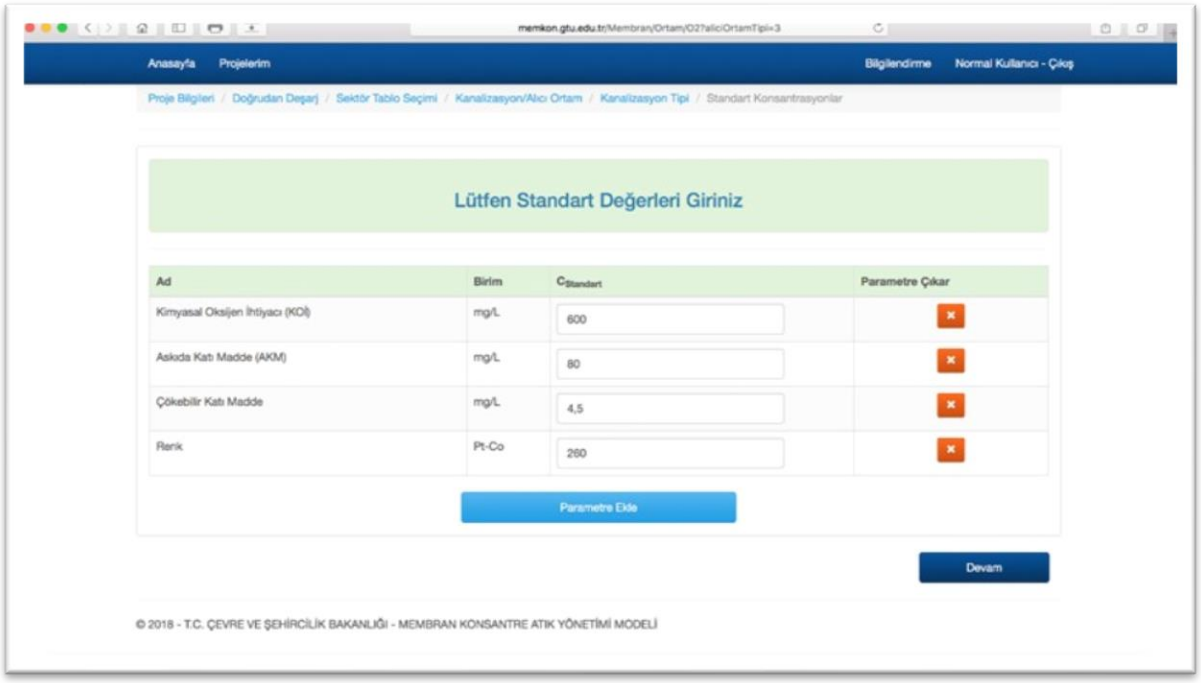
Şekil 7.2.28. Deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü

5. Tesiste oluşan membran konsantre akımları alıcı ortam olarak dereye deşarj edildiğinden Şekil 7.2.29'daki alternatiflerden "kıta içi sular (göller, rezervuar, dere, akarsu, çay, vb.)" seçilmiştir.



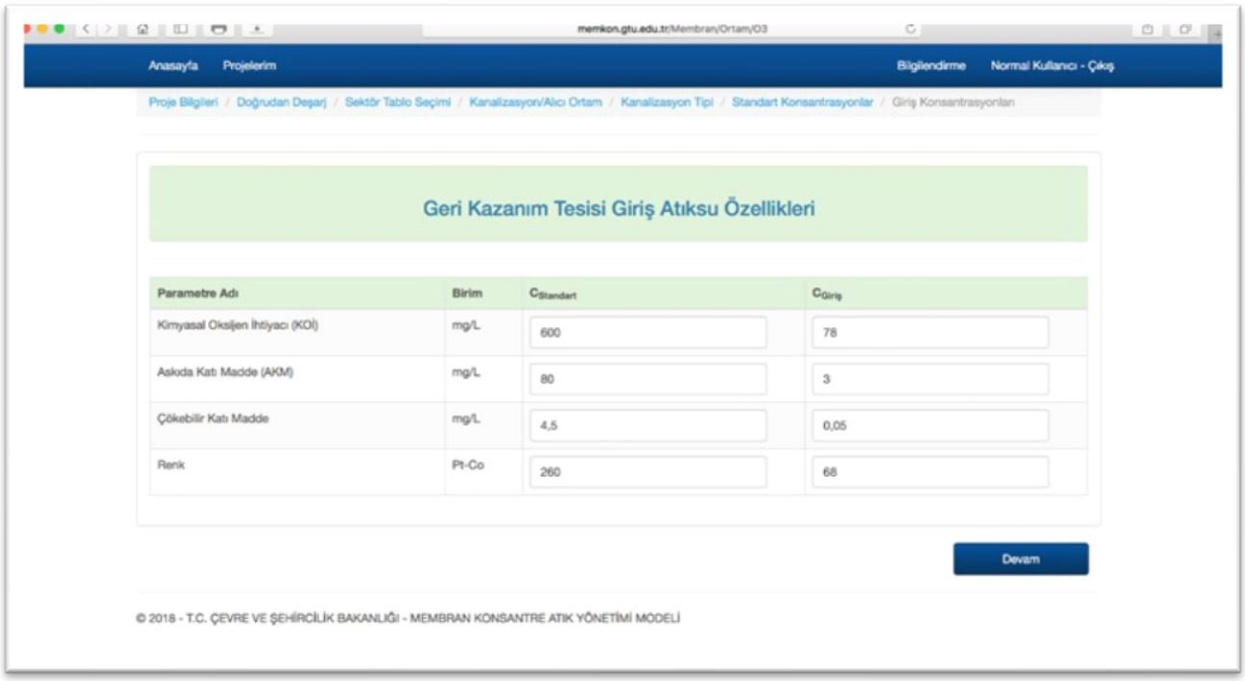
Şekil 7.2.29. Alıcı ortama deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü

6. SKKY Tablo 13.2'de belirtilen "balık biyodeneyi (ZSF)" parametresi kütle dengesi yaklaşımı ile hesaplamalara dahil edilemeyeceğinden, bu parametre değerlendirme dışında tutulmuştur. Söz konusu parametrelere ait SKKY Tablo 13.2'de yer alan deşarj standart değerleri (24 saatlik kompozit numune için standart değerler: SKKY Tablo 13.2'de 2 saatlik kompozit numune değerleri bulunmamamaktadır.) girilmiştir. SKKY Tablo 13.2'ye KOİ deşarj limiti 870 mg/L olmasına rağmen Çevre ve Şehircilik Bakanlığı Çevre Yönetimi Genel Müdürlüğünce 01.11.2011 tarihinde yayınladığı "Ergene Nehrinde Deşarj Standartlarında Kısıtlama" başlıklı, 2011/10 numaralı Genelge'de SKKY Tablo 13.2 için KOİ deşarj limiti 600 mg/L'dir. Bu bağlamda KOİ parametresi için deşarj standardı 600 mg/L olarak girilmiştir. (Şekil 7.2.30).



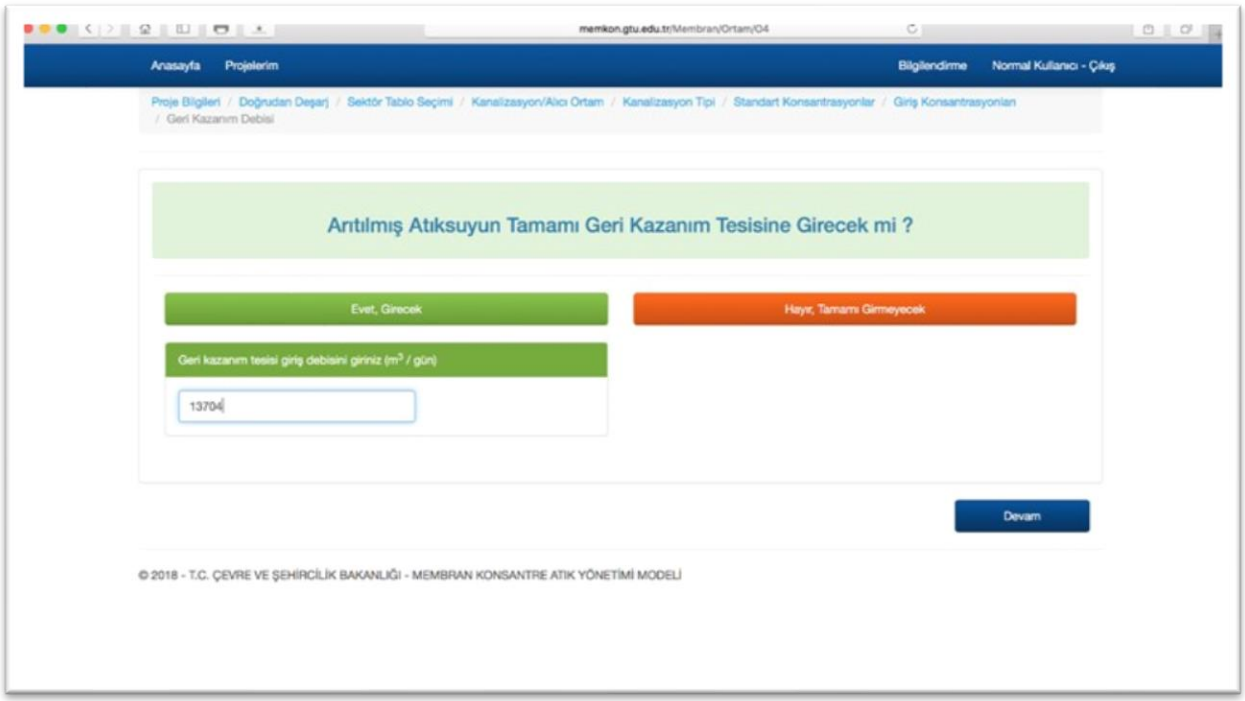
Şekil 7.2.30. Deşarj standart değerlerinin girildiği ekran görüntüsü

7. Geri kazanım tesisi giriş atıksuyuna ait kirletici konsantrasyonları olarak pilot tesis çalışmaları kapsamında alınan 2 saatlik kompozit numunelere ait analiz sonuçlarının ortalama değerleri (Çizelge 7.2.15) girilmiştir (Şekil 7.2.31).



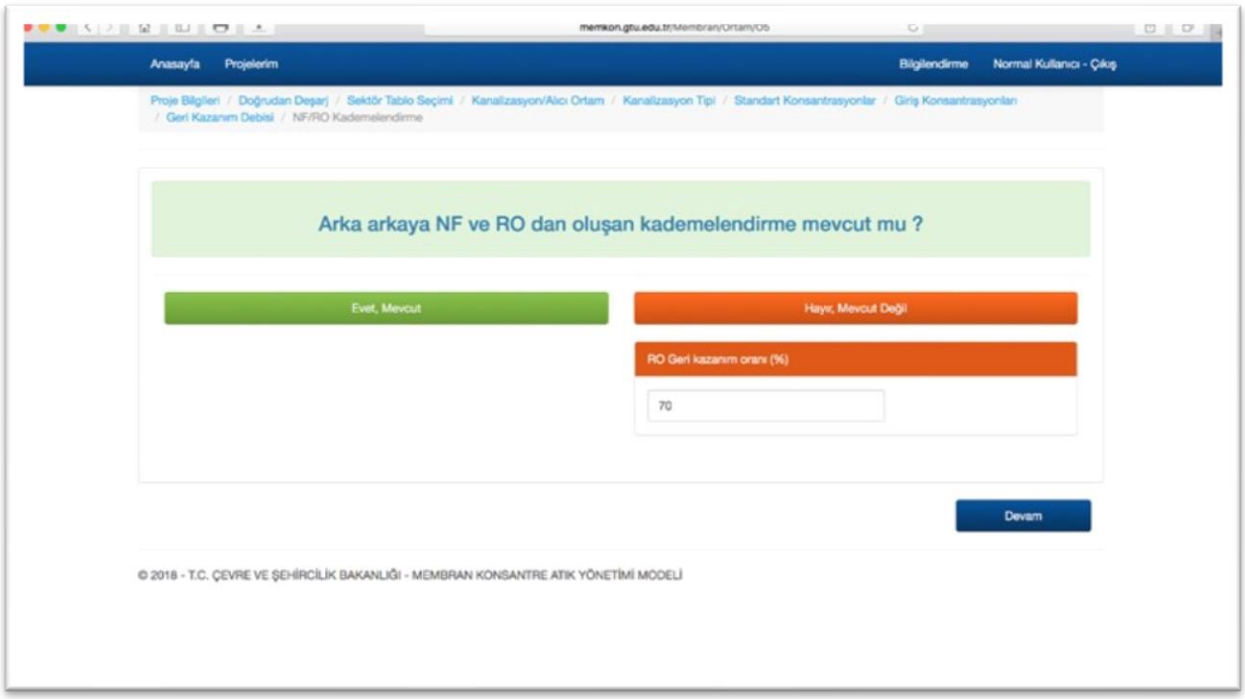
Şekil 7.2.31. Analiz sonuçları giriş ekran görüntüsü

8. Konvansiyonel arıtma sonrası arıtılmış suların tamamı su geri kazanım tesisine girdiğinden, Şekil 7.2.32'deki ekran görüntüsünde belirtilen soruya "evet" seçeneği tıklanarak giriş debisi olarak 13.704 m^3/gün girilmiştir.



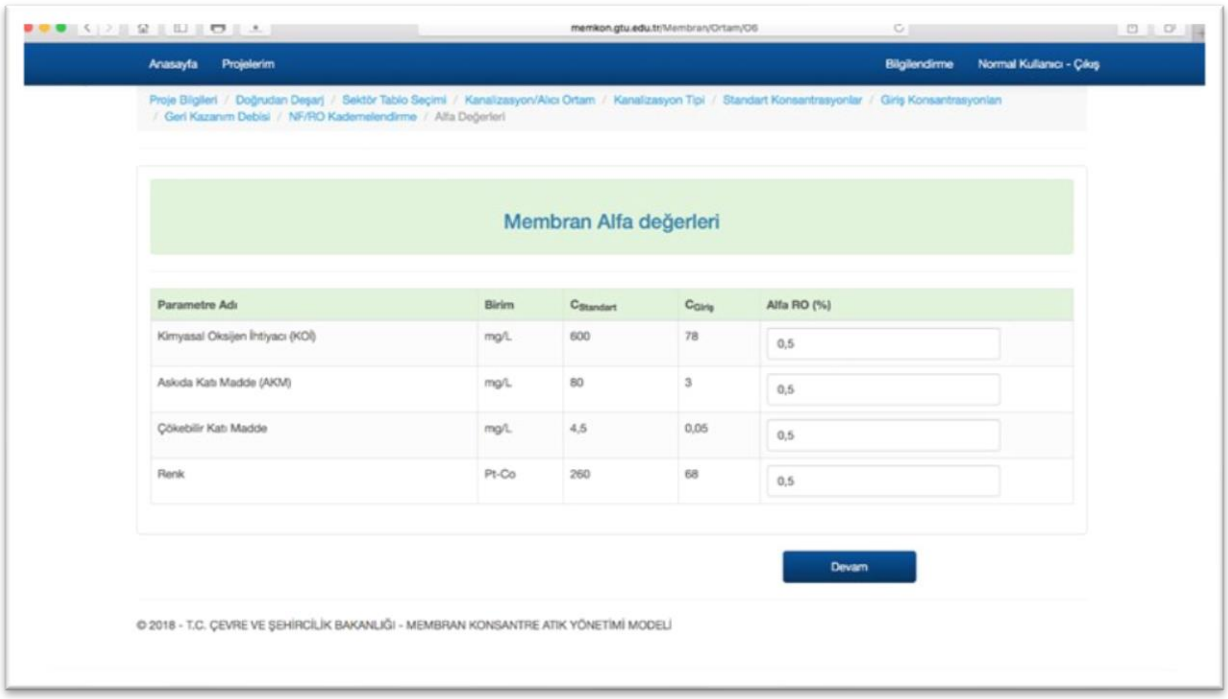
Şekil 7.2.32. Geri kazanım tesisi giriş debisine ait veri girişi ekran görüntüsü

9. B firmasına ait su geri kazanım tesisinde nanofiltrasyon (NF) membran prosesi bulunmadığından Şekil 7.2.33'de belirtildiği üzere "hayır, mevcut değil" seçeneği ile tesisin tasarım RO geri kazanım oranı olan "%70" girilmiştir.



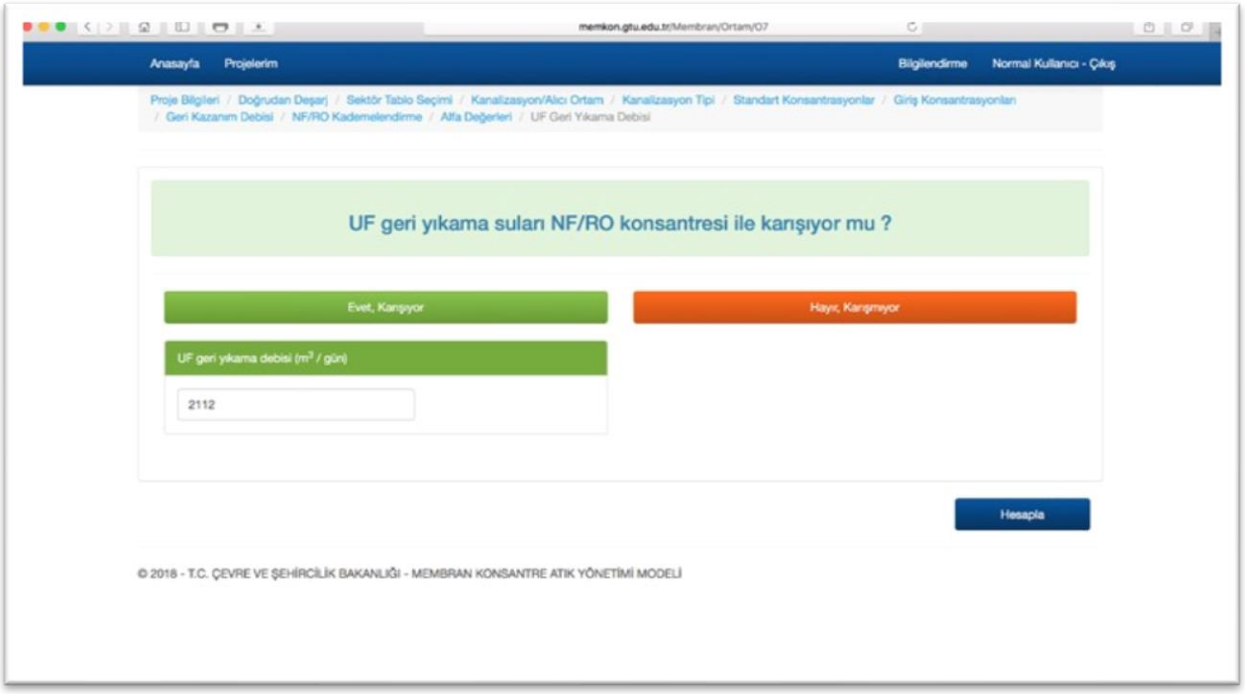
Şekil 7.2.33. RO geri kazanım oranı veri girişi ekran görüntüsü

10. Membran alfa değeri (kirleticinin ürün suyuna geçme yüzdesi) %0,5 seçilmiştir (Şekil 7.2.34). Bu değer, belirtilen parametreler açısından RO membranları için kabul edilebilir bir orandır.



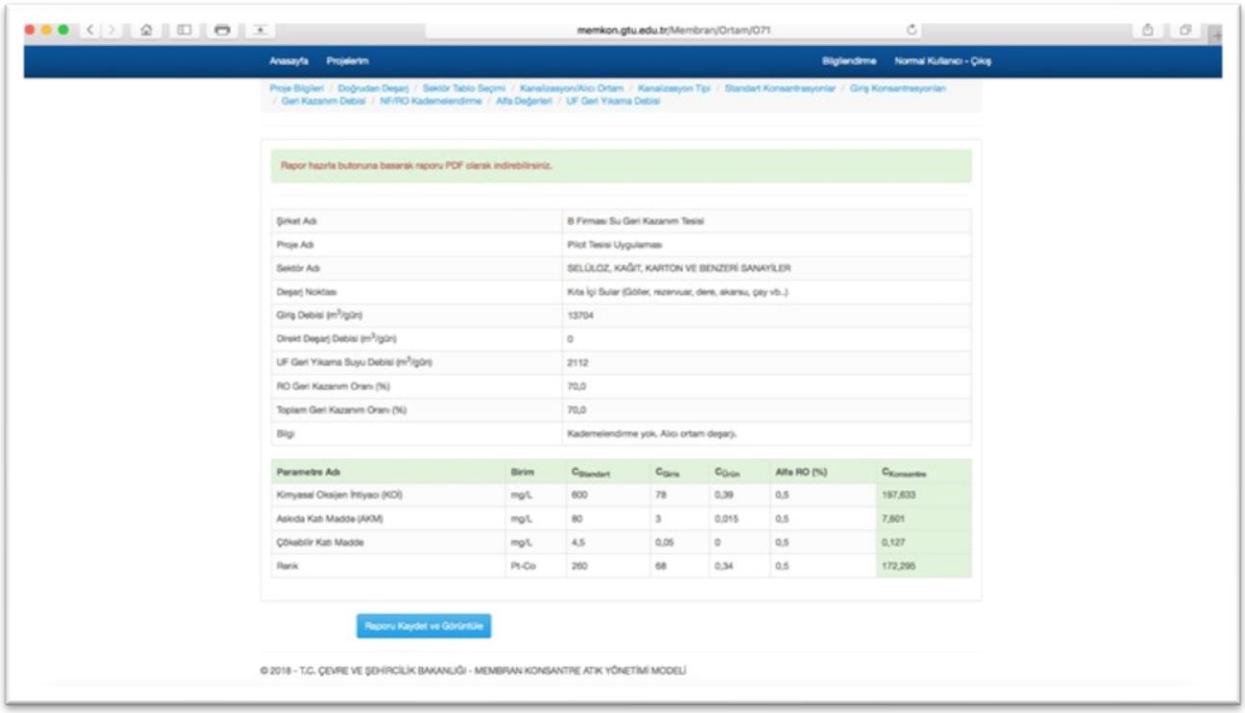
Şekil 7.2.34. Membran geçirgenlik oranı (alfa) giriş ekran görüntüsü

11. Tesisteki RO konsantre akımı, UF geri yıkama suyu ile karışmaktadır. Bu bağlamda Şekil 7.2.35'de yer alan soru için "evet, karışıyor" seçeneği tıklanarak UF geri yıkama debisi olarak 2.112 m^3/gün girilmiştir. Daha sonra aynı ekranda yer alan "hesapla" butonuna basılmıştır.



Şekil 7.2.35. UF geri yıkama debisi giriş ekran görüntüsü

12. Şekil 7.2.35'de gösterilen "hesapla" butonu ile konsantre akımındaki ilgili parametrelere ait konsantrasyon değerleri yazılım ile hesaplanmıştır (Şekil 7.2.36). Hesaplanan konsantrasyon değerleri, SKKY Tablo 13.2'deki (Çizelge 7.2.8) deşarj sınır değerlerinden düşük olduğu için konsantrenin alıcı ortam olarak dereye deşarjı uygundur. Şekil 7.2.36'daki ekranın altında yer alan "raporu kaydet ve görüntüle" butonuna basılarak "pdf" formatında rapor elde edilir.



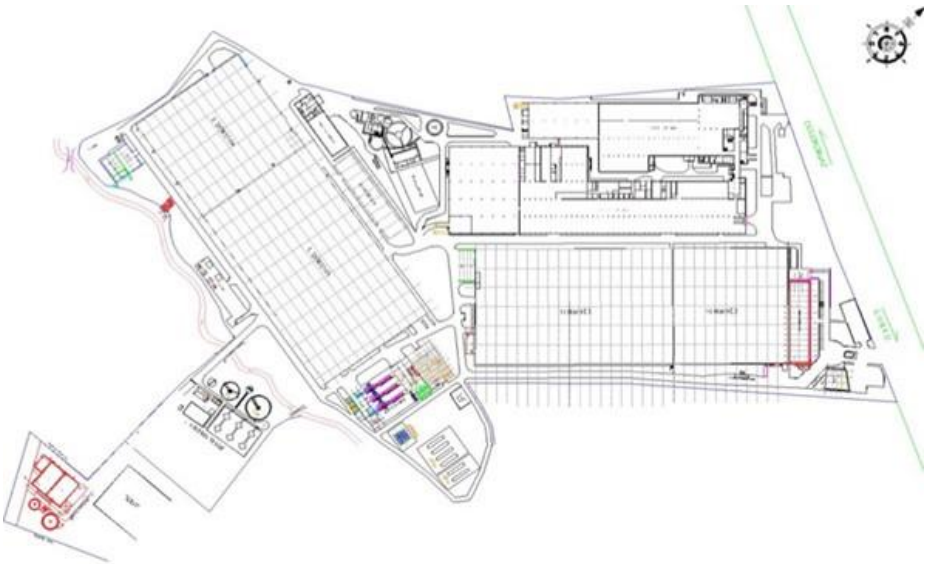
Şekil 7.2.36. Deşarj uygunluğu ekran görüntüsü

7.3. C Firması Su Geri Kazanım Tesisi Pilot Çalışma Raporu

7.3.1. Tesis tanıtım

C firmasının ana faaliyet konusu perde ve ev tekstili ürünleri (çarşaf, nevresim takımları, yatak örtüsü, masa örtüsü, pike) üretimi ve pazarlamasıdır. Yakın zamana kadar iplik, perde ve çarşaf/nevresim olarak bölümlenmiş bulunan Şirket 2004 yılının sonunda marka ve lisanslı ürünlerin yönetimini de üstlenmiştir. C firması, bünyesinde yer alan perde ve ev tekstili üretim tesisleri ile Türkiye'de ev tekstilinin lider kuruluşlarındandır. 108.000 m^2 kapalı alana sahip ev tekstili üretim tesislerinde (Şekil 7.3.1 ve Şekil 7.3.2) dünyada ilk olarak kullanılan tezgâh ve makinalarla yıllık 96 milyon metre nevresim, pike, yastık kılıfı, çarşaf, lastikli çarşaf, masa örtüsü, yatak örtüsü, pamuklu perdelik kumaş ve havlu gibi farklı ev tekstili ürünlerini üretilmektedir.

Şekil 7.3.1. C Firması hava fotoğrafı



Şekil 7.3.2. C Firması genel vaziyet planı

855 çalışanı, geniş makine parkuru ve 60.000 m^2 kapalı alanı ile perde fabrikası ise iç piyasaya olduğu kadar dış piyasalara da çalışmaktadır. Üretimin %62'si başta Amerika, Avrupa, Japonya ve Rusya olmak üzere dünyanın farklı bölgelerine ihraç edilmekte; üretimin geri kalan üretim ise ülkemizde bazı grup markaları için gerçekleştirilmektedir. Üretilen ürün grupları Çizelge 7.3.1'de verilmiştir:

Çizelge 7.3.1. Ürün grupları

Yorgan	Dekoratif yastık kılıfı	Peçete, masa örtüsü
Pike	Perde ve Duş perdesi	Nevresim (çarşaf yastık ve nevresim kombinasyonları)
Alez	Yatak Örtüsü	Döşemelik kumaş

C Firmasının üretim tesisleri; sahip olduğu sertifikasyonlarla kalite, çevre ve iş güvenliğine verdiği önemi tescil etmiştir. Ev Tekstili ve Perde Tesisleri, ISO 9001:2008 Kalite Yönetim Sistemi, ISO 14001:2004 Çevre Yönetim Sistemi ve OHSAS 18001:2007 İş Sağlığı ve Güvenliği Yönetim Sistemi belgelerine sahiptir. C Firması ev tekstili ve perde ürünleri Oeko-Tex STD 100 Belgesi'ne sahip olup insan sağlığına zarar verecek hiçbir kimyasal madde içermemektedir. C Firması aynı zamanda GOTS (Global Organic Textile Standart) belgesine sahip olup tüm bebek ürünlerinde organik üretim yapmaktadır.

7.3.1.1. C Firması perde dokuma ve örme tesisleri

Temelleri 1982 yılında atılan perde üretim tesisleri, modern makina parkuru ile 60.000 m²'lik kapalı alanda iç piyasa ve dış piyasaya yönelik olarak çalışmaktadır. Brode ve terbiye olmak üzere iki ana işletmeden oluşan tesis, üretiminin %38'ini başta Amerika, Avrupa, Doğu Avrupa, Japonya, Güney Afrika, Rusya ve olmak üzere dünyanın farklı bölgelerine ihraç etmekte; geri kalan üretimini ise grup markaları için gerçekleştirmektedir. Tesis, yıllık 80 milyon m²'lik perdelik kumaş ve 2 milyon adet hazır perde üretim kapasitesine sahiptir.

Tesis bünyesindeki Brode İşletmesi'nde dokuma, örme kumaş veya tela üzerine brode teknolojisi ile işleme yapılmaktadır. Brode İşletmesi, yıllık 3,5 milyon metre brodeli, gipür aplik ve gipür perde üretim kapasitesine sahiptir. Brode İşletmesi'nde brodeli perde, gipür perde ve gipür aplik perde üretiminin yanı sıra giyimlik ve örtülük dantel üretimi, masa örtüsü ve kapitone yatak örtüsü üretimi de gerçekleştirilmektedir.

Üretilen perdeler pullu, simli kalın fantezi iplikler ve kurdela kullanılmasına imkân veren sistem ile kordoneli olarak üretilebilmektedir. İşletmede bulunan 33 adet brode makinasının 11 adeti pentacut (birden çok renkli iplikle çalışma) ve otomatik iplik kesme özelliği taşıyan Epoca 5 ve Epoca 6 brode makinalarıdır. Bu makinalarda aynı zamanda yeni bir teknoloji olan lazer kesim fonksiyonu da bulunmaktadır. Bu fonksiyon ile lazer kesim ve brode işleme kombinasyonlu perdeler ülkemizde ilk defa C Firması Perde Fabrikası'nda üretilmektedir.

Yıllık 40 milyon metre üretim kapasitesine sahip olan Perde Terbiye İşletmesi'nde, brode işlemeli, düz, jakar ve armürlü dokumalı kumaşlar ile Raschel örme kumaşların yıkama, fikse, boyama, stor kaplama, kenar kesim, crush, sprey boya ve transfer baskı gibi üretim prosesleri gerçekleştirilmektedir. Terbiye İşletmesi'nde düz boyalı, transfer baskılı, pigment, devore, flock

ve taş baskılı perdelik kumaşlar ile crush efekti verilmiş perdelik kumaşlar üretilmekte; mamul kumaşlar müşteri standartları doğrultusunda proses kontrol ekibi tarafından sistematik olarak dahili veya tarafsız laboratuvarlarda test edilmektedir.

7.3.1.2. C Firması Ev Tekstili Üretim Tesisleri

1997 yılında faaliyete geçen ev tekstili üretim tesisleri, dokuma-örme, terbiye ve 2 ayrı konfeksiyon fabrikası olmak üzere toplam 4 fabrikadan oluşmaktadır. İşletme, Avrupa'nın en büyük entegre pamuklu ev tekstili üreticisi olarak değerlendirilmektedir. 130.000 m² kapalı alanda yıllık 94 milyon metre nevresim, pike, yastık kılıfı, çarşaf, yorgan, masa örtüsü, yatak örtüsü, pamuklu perdelik kumaş, havlu ve örme kumaştan lastikli çarşaf ve yastık kılıfı gibi farklı ev tekstili ürünleri üretilmektedir.

Dokuma İşletmesi'nde; Alman Dornier marka 280, 340 ve 400 cm eninde dokuma yapabilen 28'i jakarlı, 14'ü armürlü ve 96'sı eksantrikli olmak üzere toplam 138 adet hava jetli tezgâh bulunmakta ve günde 38.000 metre üretim gerçekleştirilmektedir. Ayrıca dokuma fabrikası içinde yer alan örme bölümünde 17 adet Monarch marka yuvarlak örme makinasıyla günde 9 tonluk süprem örme kumaş ve 2013 yılında yeni kurulan triko bölümünde, 2 adet Stoll marka triko makinesinde yılda 30.000 adet battaniye üretilmektedir.

Terbiye İşletmesi'nde; günlük 300.000 metre kumaşa boya, baskı ve apre işlemleri uygulanmakta özellikle saten ve percale kumaşlara uygulanan merserizasyon işlemi ile parlaklık, boyutsal değişmezlik gibi özelliklere sahip kumaşlar üretilmektedir. İşletmede dokuma kumaşlar için 2 adet pad-batch boya makinası, örme kumaşlar için 9 adet boya makinası bulunmaktadır.

C Firması Ev Tekstili Üretim Tesisleri, 320 cm ene kadar basılabilen 5 adet rotasyon baskı makinasında 20 renk ve yine 320 cm ene kadar basılabilen 5 adet flat baskı makinasında 16 renk baskı yapabilen dünyadaki sayılı üreticilerden biridir. İşletmede pamuklu kumaşlar için reaktif, pigment, aşındırma, matweiss; polyester-pamuk karışımı kumaşlar için pigment baskı yanında dispers baskılı mikrofiber ve polyester ürünler; devore-dispers baskılı perdeler ve pigment, glitter, yaldız, kabartma baskılı vual perdeler üretilmektedir. Bunun yanında C Firması, fotoğraf baskı sisteminin uygulanmasında da dünya lideridir. Bu sistemle, herhangi bir fotoğraf; istenilen ebatlarda trikromi veya hegzakromi tekniği uygulanarak sıfır kayıpla, reaktif ve pigment boyarmaddeler ile kumaş üzerine basılabilmektedir. Yeni bir trend olan 3D (üç boyutlu görünüm) özellikte desenler Türkiye'de ilk olarak C firması nevresim ürünlerinde basılmıştır. Numune kumaş üretiminde klasik baskı yöntemiyle birlikte kullanılan dijital baskı yönteminde, bir gün gibi kısa bir sürede reaktif ve dispers baskılı numuneler basılabilmektedir. 2011 Ağustos ayında faaliyete geçen 1. dijital baskı üretim makinası 3,2 metre eninde kumaşa baskı yapabilen makinadır. Aynı özellikteki 2. dijital baskı üretim makinası ise 2013 mayıs ayında üretime başlamıştır. 1.makinada reaktif, 2.makinada dispers baskı yapılmakta olup makinaların günlük kapasiteleri 10.000 m²'dir. 2008 yılında faaliyete geçen CPS Renk Fiziksel Değer Ölçüm Sistemi ve sistemle entegre çalışan Epsilon Otomatik Boya Mutfağı ile tek seferde müşteri tarafından talep edilen renge ulaşılmaktadır. Epsilon Numune Boya Mutfağı, üretimde kullanılan Otomatik Boya Mutfağı'na entegre çalışarak numune ve üretimin renk bütünlüğünü sağlamaktadır.

İşletme bünyesinde yer alan test laboratuvarında proses kontrollerine yönelik olarak her türlü fiziksel test ve haslık testi uygulanmaktadır. Laboratuvarda, fiziksel testler için kondisyon odası; boya çözeltilerinin hatasız, standart olarak tartım ve hazırlığı için otomatik pipetleme makinası bulunmaktadır. Kontrolü yapılan mamul kumaşlar, istenilen ebatlara göre uygulanan kesim

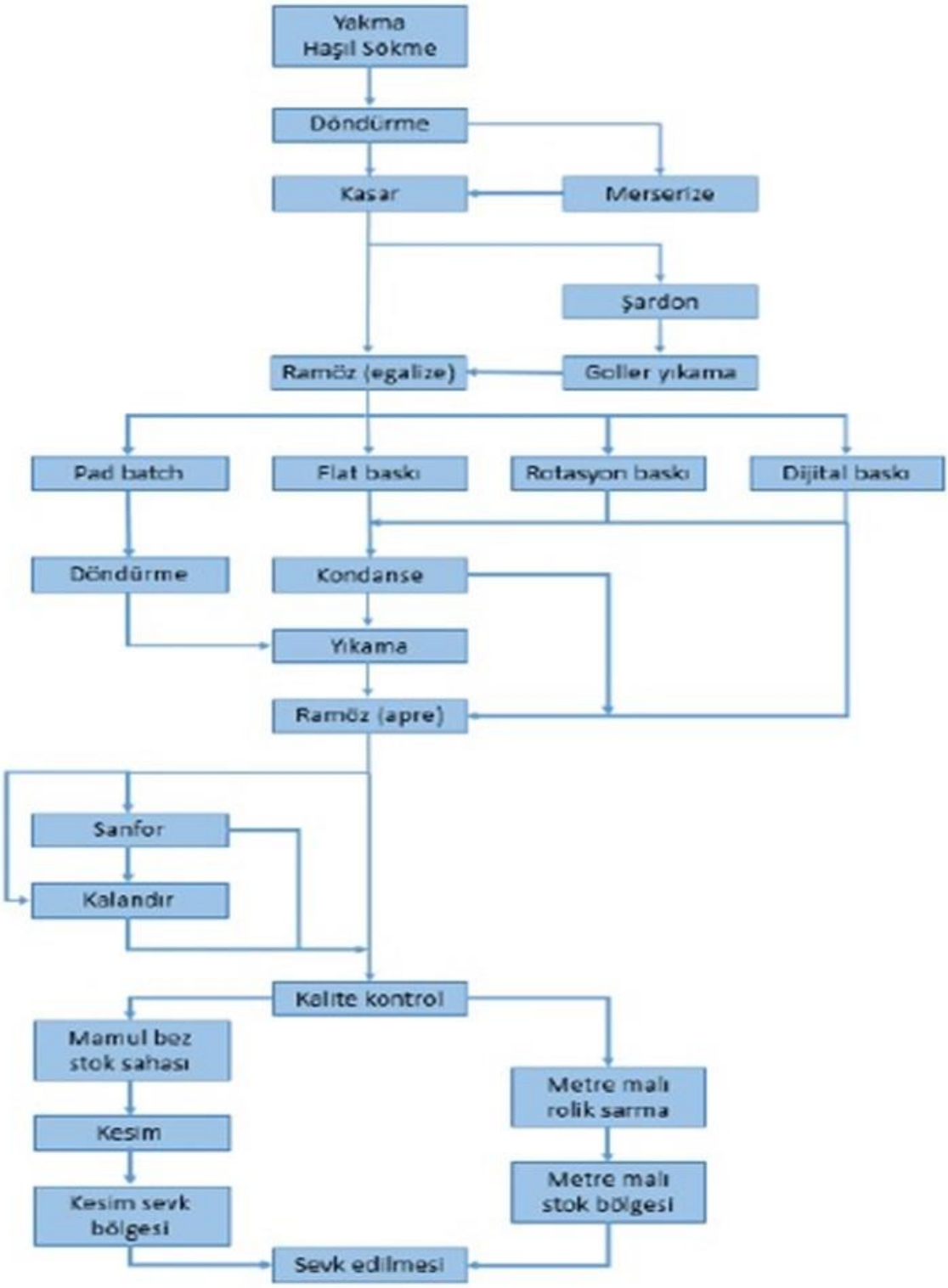
işleminden sonra C firması bünyesinde yer alan 2 ayrı konfeksiyon fabrikasında hazır mamule dönüştürülmektedir.

Üretiminin %70'ini dış piyasaya, %30'unu ise iç piyasaya sunan C firması Ev Tekstili Tesisleri'nde ilk kez modal, lyocel, bambu gibi yeni nesil elyaftan yapılmış ürünler geliştirmiş ve bu ürünlerin karışımları üretilerek C firmasının lisanslı markalarıyla tüketiciye sunulmuştur. Pamuğun tarladan bitmiş ev tekstili mamulü olana dek gördüğü her tür işlemde ekolojik üretimin söz konusu olduğu organik ürünler, C Firmasının 2003 yılından beri ekolojik ürün üretimiyle ilgili olarak sahip olduğu uluslararası üretici belgesinin güvencesiyle üretilmektedir. Şirket, sahip olduğu Global Organic Textile Standard-GOTS sertifikasıyla Türkiye'de %100 organik ev tekstili mamuller üreten ilk üretici konumundadır. C firması üretim tesislerindeki yüksek üretim kapasitesi, 3800 kişilik üretim gücü, üstün ürün kalitesi, çevre ve çalışan sağlığına verdiği önem ve çalışma koşulları ile dünyanın en modern ve en büyük entegre tekstil tesisleri arasında değerlendirilmektedir. Nevresim tesisinin genel akım şeması Şekil 7.3.3'de verilmiştir.

C firması; İstanbul'daki genel merkezinin koordinasyonunda, ulusal pazarın yanı sıra, BDT ülkeleri ve diğer deniz aşırı ülkelerde tekstil ürünlerinin dağıtım ve pazarlamasını gerçekleştirmektedir (Çizelge 7.3.2). Dünyaca tanınan onlarca karakterin birçok ülkedeki ev tekstili lisans haklarını elinde tutan C firması, lisanslı ürünler pazarında da önemli bir paya sahiptir.

Çizelge 7.3.2. 2012 senesinde ihracat gerçekleştirilen ülkeler

Almanya	Hong Kong	Libya
Amerika-Kanada	İngiltere	Lübnan
Avusturya	İran	Macaristan
Azerbaycan	İrlanda	Makedonya
B.Britanya	İspanya	Mısır
Belçika	İsrail	Polonya
BAE	İsveç	Portekiz
Bosna	İsviçre	Romanya
Brezilya	İtalya	Rusya
Bulgaristan	Japonya	Sırbistan
Çek Cumhuriyeti	Karadağ	Singapur
Çin	Katar	Slovenya
Danimarka	Kazakistan	Suudi Arabistan
Dubai	Kırgızistan	Tayvan
Finlandiya	Kore	Tunus
Fransa	Kosova	Ukrayna
G.Afrika	Kuveyt	Yeni Zelenda
Hırvatistan	Kuzey Afrika	Yunanistan
Hindistan	Kuzey Kore	Yeni Zelenda
Hollanda	Lihtenştayn	Yunanistan

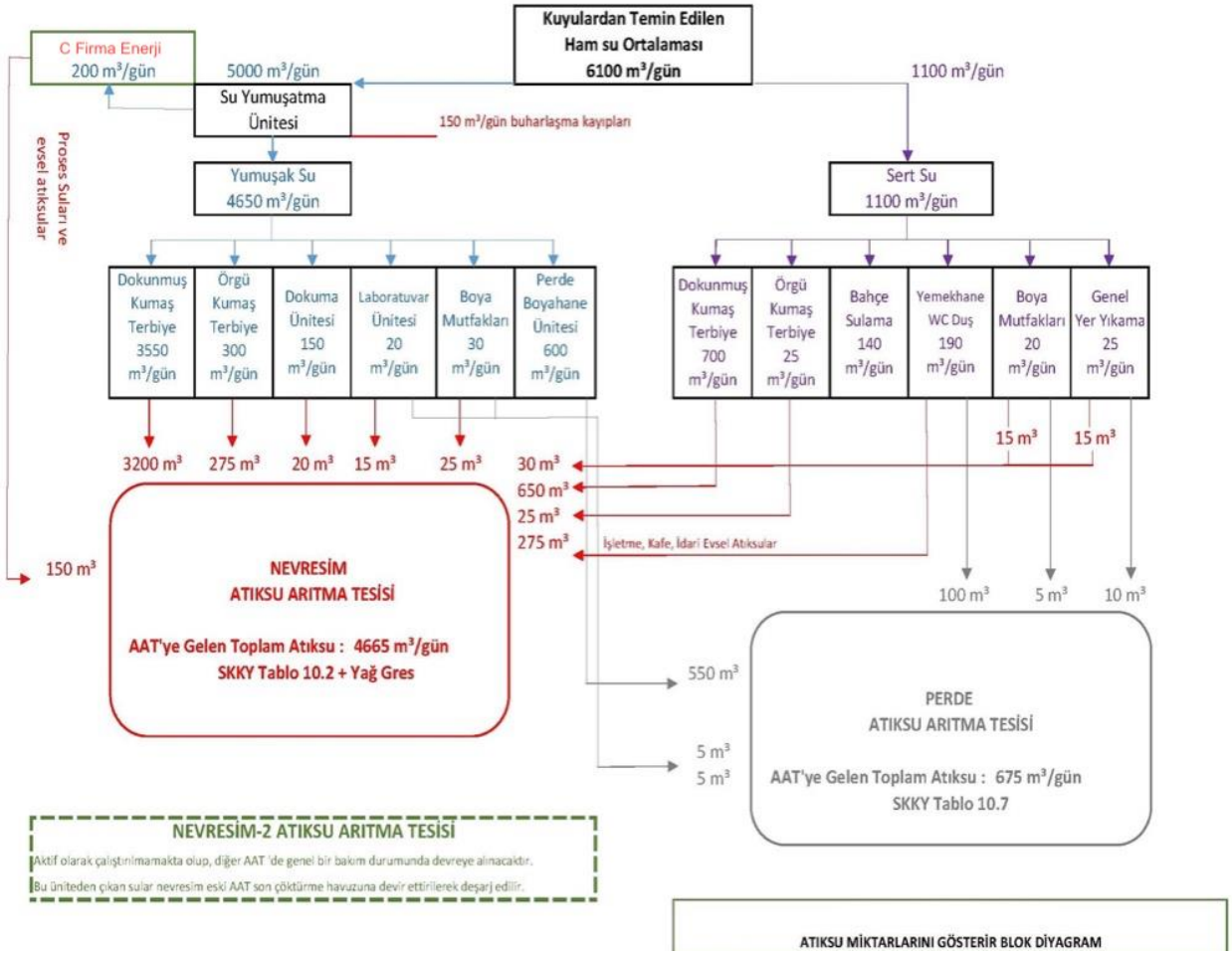


Şekil 7.3.3. Nevresim tesisi proses akım şeması

7.3.2. C Firması atıksu arıtma ve su geri kazanım tesisi tanıtımı

C firmasında oluşan atıklar niteliğine göre ayrı ayrı toplanarak geri kazandırılmakta veya lisanslı firmalar tarafından çevreye zarar vermeyecek şekilde bertaraf edilmektedir. Enerji olarak doğalgaz kullanılmakta, buhar ihtiyacı ise kojenerasyon ünitesinden temin edilmektedir. İşletme,

sahip olduğu biyolojik ve kimyasal arıtma tesisinde 2005 yılında kapasite artırımına gitmiştir. "Su Tüketimi ve Atıksu Arıtma Tesisi Rehabilitasyon Projesi" ile günlük 9.500 m³ olan su kullanımı 6.000 m³/gün seviyesine düşürülmüştür. C Firması 2012 yılında atıksu arıtma tesisi çıkış suyu kalitesini iyileştirerek renk ve kirlilik yükü değerlerini minimize etmiştir. C firması Enerji Elektrik Üretim A.Ş. ile yapılan atıksu geri kazanım projesi ile atıksu arıtma tesisinden deşarj edilen atık suyun tamamını geri kazanabilecek ileri arıtma teknolojisi yatırımı yapılmıştır. Su kullanım miktarları ve atıksu oluşum noktaları Şekil 7.3.4'de detaylı olarak verilmiştir. Bu kapsamda vurgulanması gerekli ana husus su geri kazanım tesisine gönderilen suyun kaynağının nevresim atıksı arıtma tesisi (AAT) olmasıdır. Bu nedenle nevresim AAT çıkış sularının kalitesi ve miktarı kritik önemdedir.



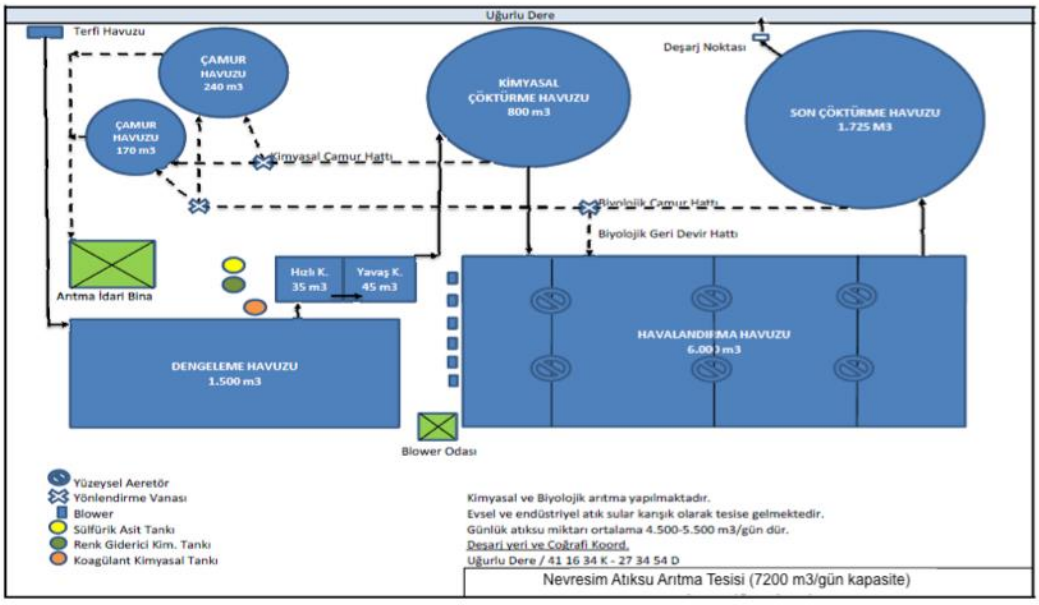
Şekil 7.3.4. Su kullanım ve atıksu oluşum noktaları ve miktarları

7.3.2.1. Atıksu Arıtma Tesisi

Nevresim AAT ortalama 4.665 m^3/gün debiye sahiptir. Bu debinin yaklaşık olarak %68'i doğrudan dokunmuş kumaş terbiye ünitesinden gelmektedir. Nevresim AAT'nin genel görünümü Şekil 7.3.5'de sunulmuştur.

Şekil 7.3.5. C Firması Nevresim AAT genel görünümü

Nevresim AAT genel akım şeması Şekil 7.3.6'da verilmiştir. Buna göre nevresim üretim tesislerinden çıkan atıksu terfi havuzundan dengeleme havuzuna yönlendirilmektedir. Buradan çıkan su renk giderici kimyasal eklenmesine müteakip hızlı ve yavaş karıştırma havuzlarına ulaşmaktadır. Koagülant eklemesinin de yapıldığı bu havuzlardan geçen su kimyasal çöktürme havuzuna geçiş yapmaktadır. Buradan savaklanan su aktif çamur havalandırma havuzlarına alınarak biyolojik parçalama aşaması gerçekleştirilmektedir. Bu noktadan sonra son çöktürme havuzuna geçen su savaklanarak Uğurlu Dere'ye deşarj edilmektedir. Son çöktürme ve kimyasal çöktürmeden çıkan çamurlar ise çamur havuzlarına yönlendirilmektedir.



Şekil 7.3.6. C Firması Nevresim AAT akım şeması

Nevresim AAT'den gelen atıksular ilk aşamada dengeleme havuzuna gönderilmektedir (Şekil 7.3.7 ve Şekil 7.3.8). Tesiste herhangi bir ızgara yapısı bulunmamaktadır. Nevresim atıksularından kaynaklanabilecek katı madde içeriklerinin çökebilir formda olanları dengeleme havuzunda çökelebilmektedir.

Şekil 7.3.7. Ham su numune alma noktası

Şekil 7.3.8. Dengeleme havuzu genel görünümü

Dengeleme havuzundan çıkan su öncelikle hızlı karıştırma havuzuna geçmektedir. Bu aşamada temel hedef suda çözünmüş halde bulunan kirleticilerin kimyasal reaksiyonlarla çözünürlüğü düşük bileşiklere dönüştürülmesi ya da kolloidal ve askıdaki maddelerin yumaklar oluşturarak çökeltilmesi suretiyle giderilmesidir. Dengeleme havuzundan savaklanan su hızlı karıştırma

havuzuna gönderilmektedir. Karıştırma eklenen kimyasalların suya tam karışımını sağlamak ve flok oluşturmak amacı ile uygulanmaktadır. Temel olarak hızlı ve yavaş karıştırma olarak ikiye ayrılır. Kimyasal arıtmanın ilk ünitesi olan hızlı karıştırma ünitesindeki amaç, su içerisinde yumakları oluşturacak kimyasal maddenin homojen olarak karışmasını sağlamaktır. Bu işlem sonucu oluşan tanecikler çok küçük yumaklar halinde birleşirler. Hızlı karıştırma ünitesinde suya renk giderici dozajı da yapılmaktadır. Renk giderici olarak Waste-treat 91101 dekolorantı kullanılmaktadır. Buradan geçen atıksu yavaş karıştırma ünitesine yönlenmektedir. Burada hızlı karıştırma ünitesinde oluşan taneciklerin birleşerek daha kolay çöken yumaklar oluşturması sağlanmaktadır. Hızlı ve yavaş karıştırma havuzlarından çıkan su kimyasal çöktürme havuzuna alınmaktadır. Kimyasal çöktürme havuzunda meydana gelen çökeltim neticesinde dip kısımda biriken çamur önce çamur yoğunlaştırma havuzuna gönderilmekte, ardından belt pres ünitesinde katı madde oranı arttırılarak susuzlaştırıldıktan sonra uygun bir şekilde bertaraf edilmektedir. Hızlı ve yavaş karıştırma ünitelerinin genel görünümü sırasıyla Şekil 7.3.9 ve Şekil 7.3.10'da, kimyasal çöktürme havuzunun genel görünümü ise Şekil 7.3.11'de sunulmuştur.

Şekil 7.3.9. Hızlı karıştırma havuzu genel görünümü

Şekil 7.3.10. Yavaş karıştırma havuzu genel görünümü

Şekil 7.3.11. Kimyasal çökeltim havuzu genel görünümü

Kimyasal çökeltim havuzundan savaklanan su biyolojik parçalanma aşmasında geçmek üzere aktif çamur havalandır havuzlarına geçmektedir. Sistemin oksijen transferi aeratörler vasıtası ile yüzeyden gerçekleşmektedir. Dip sıyırıcı ile sıyrılan biyokütle ise geri devir havuzuna gelmektedir. Buradan savaklanan su son çökeltim havuzlarına alınmaktadır. Aktif çamur havalandırma havuzu ve son çökeltim havuzuna ait genel görünümler sırasıyla Şekil 7.3.12 ve 7.3.13'de sunulmuştur.

Şekil 7.3.12. Aktif çamur havalandırma havuzu genel görünümü

Şekil 7.3.13. Son çökeltim havalandırma havuzu genel görünümü

Son çökeltim havuzundan alınan dip çamuru ve diğer ünitelerden gelen çamurlar çamur yoğunlaştırma havuzuna gelmektedir (Şekil 7.3.14). Çamur yoğunlaştırma havuzundaki temel hedef gravite ile çöken tanecikleri ve süpernatantı ayırarak çamurun katı madde içeriğini yükseltmektir. Katı madde içeriği artan çamur belt filtre ünitesine geçmektedir. Bu aşamada susuzlaştırmanın verimliliği ve stabilizasyon bağlamında anyonik polielektrolit ve kireç dozlaması yapılmaktadır. Anyonik polielektrolit hazırlama tankı, kireç tankı ve belt filtre ünitesinin genel görünümleri sırası ile Şekil 7.3.15, Şekil 7.3.16 ve Şekil 7.3.17'de sunulmuştur. Tesisin deşarjları Uğurlu Dere'ye verilmektedir. Uğurlu Dere'nin fabrika yakınından geçen bir görünümü Şekil 7.3.18'de resimlenmiştir.

Şekil 7.3.14. Çamur yoğunlaştırma havuzu genel görünümü

Şekil 7.3.15. Anyonik polielektrolit hazırlama havuzu genel görünümü

Şekil 7.3.16. Kireç hazırlama havuzu genel görünümü

Şekil 7.3.17. Belt filtre ünitesi genel görünümü

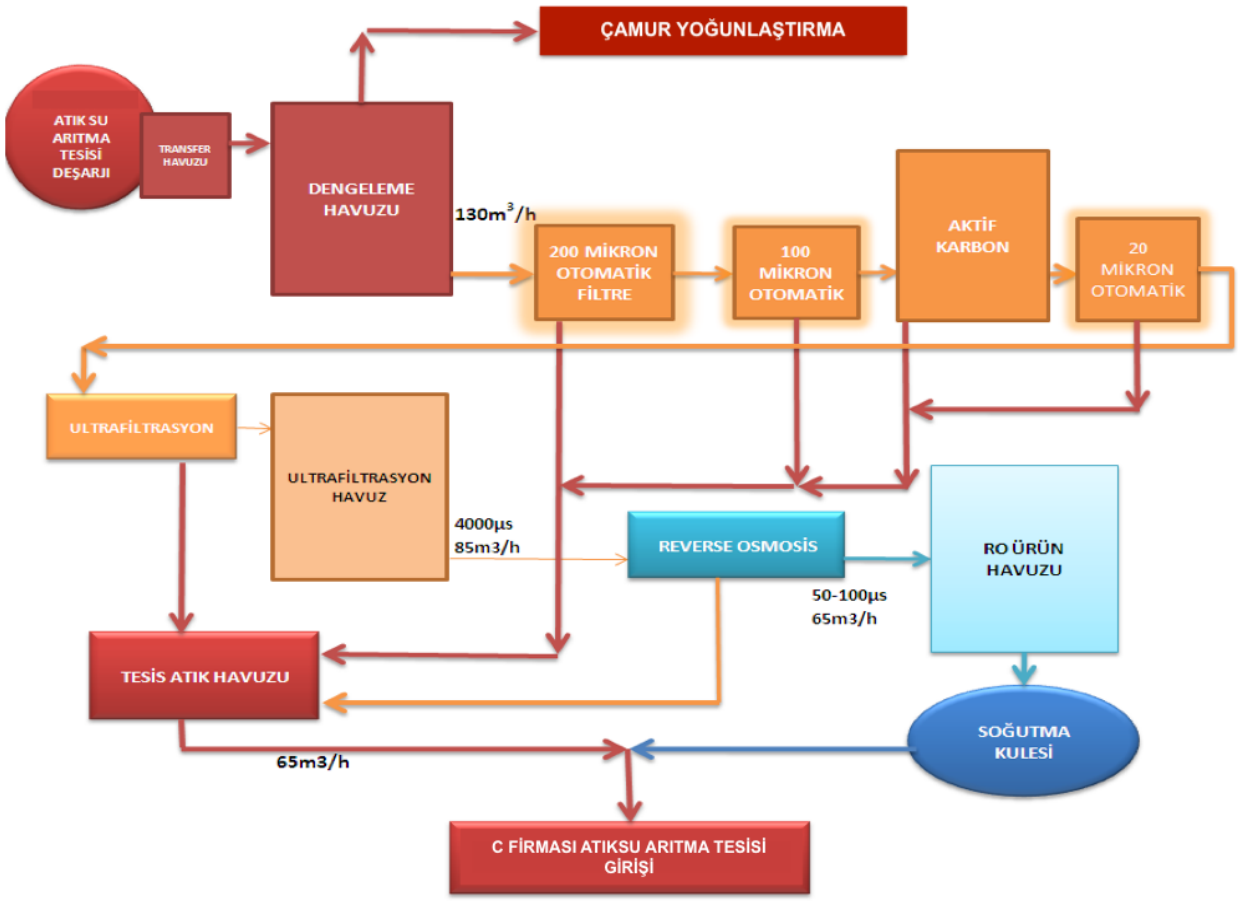
Şekil 7.3.18. AAT deşarjının verildiği Uğurlu Deresi

7.3.2.2. Su Geri Kazanım Tesisi

C Firması Enerji Lüleburgaz santralinde kapasite artırımı ve Ergene Havzasının mevcut durumu nedeni ile soğutma kulesinde gerekli olan maksimum 110 m³/saat su ihtiyacı için son derece çevreci bir yaklaşım ile Atık Su Geri Kazanım Tesisi kurulmuştur. 2011 yılında devreye alınan santralin soğutma suyu ihtiyacı (110 m³/saat), doğrudan doğal kaynak kullanımına gidilmeden, C Firması'in atık su arıtma tesisi çıkış sularının geri kazanılması ile karşılanmaktadır. Atık Su Geri Kazanım Tesisi (WTP) ve yardımcı tesisleri için yaklaşık 2.200.000 Avro'luk yatırım yapılmıştır.

Atık Su Geri Kazanım Tesisi, aşağıdaki ana ünitelerden oluşmaktadır (Şekil 7.3.19);

- ✓ Ön Arıtma
- ✓ Ultrafiltrasyon
- ✓ Ters Osmoz (RO)



Şekil 7.3.19. Su geri kazanım tesisi akım şeması

Mekanik filtre ünitesi

Dengeleme havuzu sonrası 200 µm ve 100 µm elek aralığına sahip 2 adet otomatik temizlemeli mekanik filtrelerden geçirilerek atıksuda bulunan partiküler maddeler tutulmaktadır. Partiküler maddelerin RO prosesine giriş yapması halinde membran yüzeyinde doğrudan fiziksel hasara neden olacağından bu aşama sistemin en önemli koruyucu aşamalarından birisidir. Filtrasyon sırasında elek üzerinde birikintiler oluşmakta ve bu birikintilerin temizlenmesi için geri yıkama sistemi, basınç farkına ve zamana ayarlı olarak otomatik devreye girmektedir. Mekanik filtrenin debi bilgileri, tasarım ve işletme parametrelerinin teknik detayları aşağıdaki Çizelge 7.3.3'de sunulmuştur. Mekanik filtrelerin genel görünümü Şekil 7.3.20'de verilmiştir.

Çizelge 7.3.3. Su geri kazanım tesisi mekanik filtrelerin özellikleri

Miktar	3 adet
Filtrasyon Derecesi	20 mikron
Kapasite	130 m^3/saat
Basınç (max./min.)	10/2 bar
Geri yıkama debisi	26 m^3/saat
Üretici	Amiad (Timex)

Şekil 7.3.20. Mekanik filtrelerin genel görünümü (100 mikron filtre (mavi) ve 20 mikron filtre (kırmızı)

Aktif karbon filtrasyon ünitesi

UF sisteminden öncesinde 2 adet aktif karbon filtresi mevcuttur. Aktif karbon filtrelerde granüler aktif karbon kullanılmaktadır. Aktif karbon filtrasyonu sayesinde çözünmüş fraksiyonlar su fazından ayrılarak membran yüzeyinde jel tabakası tıkanması en alt seviyede tutulmaktadır. RO prosesinin tıkanmasının engellenmesi hususunda kritik bileşenlerden bir tanesidir. Bu nedenle rejenerasyonları ayrı bir önem arz etmektedir. Aktif karbon filtrelerinin genel görünümü Şekil 7.3.21'de verilmiştir. Aktif karbon filtrelerinin geri yıkama detayları Çizelge 7.3.4'de verilmiştir.

Çizelge 7.3.4. Aktif karbon geri yıkama pompasının özellikleri

Miktar	2 adet
Tip	Yatay Santrifüj
Kapasite	100 m^3/saat
Basınç	2 bar
Motor	7,5 kW, 2.900 rpm
Üretici	Grundfos

Şekil 7.3.21. Aktif karbon filtresi genel görünümü

UF ünitesi

Su geri kazanım tesisinde toplam 3 adet UF kümesi mevcut olup, her kümede 48 adet UF modülü bulunmaktadır. UF membranları hollow fiber membran tipi olup, membran malzemesi PVDF (poliviniliden diflorür) polimeridir. UF çıkış suyu debisi 85 m^3/saat olup geri kazanım oranı %73,6 dir. Burada kaybedilen suyun bir kısmı UF geri yıkama suları ve bir kısmı ise kimyasal geri yıkama sularıdır. UF geri yıkama debisi 150 m^3/gün'dür. Tesiste kurulu UF sistemi genel görünümü Şekil 7.3.22'de verilmiştir. UF ünitelerinin debi bilgileri, teknik detayları, geri yıkama detayları ve membran özellikleri aşağıdaki Çizelge 7.3.5'de verilmiştir.

Çizelge 7.3.5. UF membran ünitesi ile ilgili teknik bilgiler

Miktar	3 set (UF 101-102-103)
Model	EKE UF 85
Geri kazanım	%73,6
Besleme debisi	122 m^3/saat
Süzüntü debisi	85 m^3/saat
Modül sayısı	48 adet/skid (adet/küme)
Modül filtrasyon alanı	50 m^2
Toplam filtrasyon alanı	2400 m^2
Geri yıkama süresi	60 dakika
Üretici	IMT
Geri Yıkama Pompa Detayları	
Miktar	3 adet (biri yedek)
Tip	Yatay santrifüj
Kapasite	290 m^3/saat
Basınç	3,5 bar
Motor	45 kW, 2970 rpm
Üretici	Grundfos
UF dizayn şeması	
Toplam UF beslemesi	270 m^3/saat
Toplam membran sayısı	120 (80 işletme, 40 yedek)
Toplam membran yüzey alanı	7.200 m^2
UF skid sayısı	2 işletmede, 1 yedek
Skid başına membran sayısı	60 adet
Dizayn akı	59 LMH
Filtrasyon süresi	25-30 dakika
İşletim modu	Dead-end (içten dışa)
Geri yıkama süresi	50-70 saniye
Beklenen geri kazanım	%85-90

Şekil 7.3.22. UF üniteleri genel görünümü

Kartuş Filtre Ünitesi

5 µm gözenek çaplı kartuş filtreler RO sistemleri için istenilen ön filtrasyonu sağlayan en iyi sistemler olup yüksek basınç pompalarını ve membranları askıda katı maddelerden korumak için kullanılmaktadır. Aslında giderilmesi hedeflenen AKM bileşenleri daha önceki safhalarda giderilmektedir. Bu kartuş filtreler bir nevi ilave tedbir amacı ile konumlandırılmaktadırlar. Tesiste 3 adet kartuş filtre bulunmaktadır. Kartuş filtrelerin genel görünümü Şekil 7.3.23'de verilmiştir. Çizelge 7.3.6'da kartuş filtrelerin genel özellikleri verilmiştir.

Çizelge 7.3.6. RO kartuş filtrelerinin özellikleri

Miktar	3 adet
Filtre debisi	85 m^3/saat
Kartuş adet ve uzunluğu	21 adet, 40"
Filtrasyon derecesi	5 mikron
Maksimum basınç	6 bar

Şekil 7.3.23. Kartuş filtre genel görünümü

RO ünitesi

Tesiste 3 adet RO kümesi bulunmaktadır. RO ünitesi %75 geri kazanım yapacak şekilde dizayn edilmiştir. Ters osmoz tesisine beslenen suyun debisi 85 m^3/saat olup, yaklaşık %76 geri kazanım değeri ile 65 m^3/saat su üretilmektedir. Ters osmoz konsantre debisi ise 20 m^3/saat'tir. Kartuş filtrelerde filtrasyonu tamamlanan su, yüksek basınç pompaları ile RO ünitelerine beslenmektedir. Bakiye klorun sisteme zarar vermesini engellemek için kartuş filtreler öncesinde sodyum metabisülfit dozajı yapılmaktadır. Kalsiyum, magnezyum ve bikarbonat iyonlarının membran yüzeyinde çökeltilere sebep olmaması için kartuş filtreler sonrasında antiskalantlar kullanılmaktadır. Bu sayede konsantrasyon polarizasyonu neticesinde oluşabilecek aşırı doygunluğa bağlı çökelmelerin ötelenmesi mümkün olmaktadır. Spiral sarım membran modüllerinden oluşan RO sistemleri ortalama olarak %99 oranında çözünmüş tuz giderebilmektedir. Tek değerlikli tuzları dahi gideren sistemde çıkış suyunda sadece eser miktarda safsızlıklar bulunmaktadır. Bu durum geri kazanılan suyun her türlü kullanım amacına hizmet etme potansiyeline sahip olmasını sağlamaktadır. Tesiste kurulu RO sisteminin tipik tasarım detayları, işletme şartları, pompa özellikleri ve membran spesifikasyonları Çizelge 7.3.7'de sunulmuştur. Ayrıca RO ünitesinin genel görünümü Şekil 7.3.24'de, tüm su geri kazanım tesisi SCADA kontrol sisteminin görüntüsü Şekil 7.3.25'de verilmiştir. SCADA sistemi sayesinde prosesin tüm işletme parametreleri online olarak izlenmektedir. Bu sayede prosese gerekli durumlarda anlık müdahalede bulunma hız ve kabiliyeti artarken operasyonel esneklik en üst safhaya çıkarılmaktadır.

Çizelge 7.3.7. RO membran ünitesi ile ilgili teknik bilgiler

Miktar	3 set
Model	EKE HR 90 (BW30XFR-400 BW30XFRLE-400)
Geri kazanım	%75
Besleme debisi	85 m^3/saat
Membran sayısı	189 adet/84 adet
Membran çapı	8”
Membran uzunluğu	40”
Kullanılan kılıf (vessel) sayısı	15 adet
Kılıf kapasitesi	7 membran/kılıf
Üretici	FilmTec
RO besleme pompaları özellikleri	
Miktar	3 adet (biri yedek)
Aktarma debisi	90 m^3/saat
Basınç	3 bar
Motor	11 kW, 2930 rpm
Üretici	Grundfos
RO yüksek basınç pompaları	
Miktar	3 adet (biri yedek)
Tip	Inline
Debi	90 m^3/saat
Basınç	10 bar
Motor	37 kW, 2960 rpm
Üretici	Grundfos
Antiskalant dozaj pompalarının özellikleri	
Miktar	3 adet
Tip	Diyaframlı
Debi	0-12 litre/saat
Basınç	17,3 bar
Motor	0,06 kW
Üretici	Milton Roy

Şekil 7.3.24. RO ünitesi genel görünümü

Şekil 7.3.25. Su geri kazanım tesisi SCADA kontrol sistemi ekran görüntüsü

7.3.3. Proje kapsamında numune alımları ve analizler

7.3.3.1. Numune alımları, sıklıkları ve parametreler

İlk saha ziyareti MEMKON proje ekibinden Prof. Dr. Erkan Şahinkaya ve Doç. Dr. Nevzat Özgü Yiğit tarafından 19.06.2017 tarihinde yapılmıştır. Yapılan ziyarette tesis hakkında bilgi alınmış ve numune alma noktaları tesis yetkilileriyle birlikte belirlenmiştir. Ziyaret esnasında tesisin sorunsuz olarak işletildiği gözlenmiştir. MEMKON projesi kapsamında su geri kazanım tesisinde ham atıksu, RO membran ünitesine giren su ve RO konsantre suyu kalite analizleri için numune

alma noktaları belirlenmiştir. RO membran ünitesine giren su ve RO konsantre suyu için numune alma noktalarına ait fotoğraflar sırasıyla Şekil 7.3.26 ve Şekil 7.3.27'de verilmiştir.

Şekil 7.3.26. RO sistemi girişi numune alma noktası

Şekil 7.3.27. RO konsantre hattı numune alma noktası

Ziyaret esnasında numune alma ve analizlerden sorumlu olan Barem Çevre Lab ve Dan. Hiz. İlaç İnş. San. Ltd. Şti. personeli de tesis ziyaretine katılmıştır. İlk numune alımına 19.06.2017 tarihinde başlanmıştır. İzleme süresince her 4 haftada bir numune olmak üzere ham su ve RO girişinden toplamda 3'er adet numune toplanmıştır. RO konsantresinden ise haftada bir numune olmak üzere toplamda 10 adet numune toplanmıştır. Tüm numune alım işlemleri 21.08.2017 tarihinde tamamlanmıştır. Numunelerin hangi noktalardan, ne sıklıkla ve nasıl alındığı Çizelge 7.3.8'de verilmiştir.

Çizelge 7.3.8. Numune alma noktaları, sıklığı ve numune alma prosedürü

	Ham su girişi	**RO konsantresi**	**RO Girişi***
Numune alma şekli	24 saatlik kompozit numune	2 saatlik kompozit numune	2 saatlik kompozit numune
Numune hacmi	10 L	10 L	10 L
Numune sayısı	3	10	3

***** Numuneler kartuş filtre sonrası alınmaktadır.

Tesiste oluşan tüm konsantre akımı RO ünitesi konsantre akımı ve UF kimyasal ters yıkama atıklarından oluşmaktadır. UF geri yıkaması belirli periyotlar üzerinden yapılarak kesikli bir

yapıda konsantre hattına deşarj edildiği için konsantre akımın ana bileşenleri RO konsantre akımına aittir. Yine de UF geri yıkamalarından gelen partiküler içeriklerin konsantre yönetiminde dikkate alınması yerinde olacaktır. Elde edilen konsantre akım atıksu arıtma tesisine geri gönderilmektedir. RO prosesinden elde edilen süzüntü akımı RO ürün suyu havuzlarında depolanarak C Firması Enerji proseslerinde kullanılmaktadır. Alıcı ortam deşarj standartlarına göre tesis, Su Kirliliği Kontrolü Yönetmeliği (SKKY) Tablo 10.2'ye tabidir. SKKY Tablo 10.2 Çizelge 7.3.9'da sunulmuştur.

Çizelge 7.3.9. SKKY Tablo 10.2: Sektör: Tekstil Sanayii (Dokunmuş Kumaş Terbiyesi ve Benzerleri)

PARAMETRE	**BİRİM**	**KOMPOZİT NUMUNE 2 SAATLİK**	**KOMPOZİT NUMUNE 24 SAATLİK**
Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)	mg/L	400	300
Askıda Katı Madde (AKM)	mg/L	140	100
Amonyum Azotu (NH4-N)	mg/L	5	-
Serbest Klor	mg/L	0,3	-
Toplam Krom (Cr)	mg/L	2	1
Sülfür (S-2)	mg/L	0.1	-
Sülfit	mg/L	1	-
Fenol	mg/L	1	0,5
Balık Biyodeneyi (ZSF)	-	4	3
pH	-	6-9	6-9
Renk	Pt-Co	280	260

Tesisten alınan numunelerde SKKY Tablo 10.2.'de verilen parametrelerin analizlerine ilave olarak Çizelge 7.3.10'da verilen parametrelerin analizleri gerçekleştirilmiştir.

Çizelge 7.3.10. Alınan numunelerde SKKY Tablo 10.2'ye ilave olarak yapılan diğer analizler

Parametreler	**Ham atıksu giriş**	**RO konsantresi**	**RO Giriş**
İletkenlik	**X**	**X**	**X**
Toplam çözünmüş madde	**X**	**X**	**X**
Sülfat	**X**	**X**	**X**
Ca Sertliği	**X**	**X**	**X**
Mg sertliği	**X**	**X**	**X**
Toplam organik karbon	**X**	**X**	**X**
Toplam fosfor	**X**	**X**	**X**
Toplam Azot	**X**	**X**	**X**

7.3.3.2. Analitik Metotlar

Pilot tesis çalışması kapsamında tesisten alınan numunelerin analizleri akredite bir kuruluş olan Barem Çevre Lab ve Dan. Hiz. İlaç İnş. San. Ltd. Şti. tarafından yapılmaktadır. Analizi yapılan parametrelere ait analitik metotlar Çizelge 7.3.11'de sunulmuştur.

Çizelge 7.3.11. Pilot tesis çalışması kapsamında yapılan analizlerin analitik metotları

[1]Parametre	Birim	[1]Analiz Metodu
Amonyum Azotu	mg/L	SM 4500 NH_3 B, SM 4500 NH_3 C Distilasyon Metodu sonrası Titrimetrik Metot
Askıda Katı Madde (AKM)	mg/L	SM 2540 D Gravimetrik Metot
Balık Biyodeneyi (ZSF)	-	TS 5676 Seyreltme Metodu (SKKY Numune Alma ve Analiz Metodları Tebliği)
*Çözünmüş Oksijen	mg/L	ASTM D 888 Luminans Metodu
Fenol	mg/L	SM 5530 M, SM 5530 D Distilasyon Metodu sonrası Spektrometrik Metot
Kalsiyum Sertliği	mg/L	SM 3500-Ca B EDTA Titrimetrik Metot
Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)	mg/L	SM 5220 C Kapalı Reflaks-Titrimetrik Metot
Magnezyum (Mg) Sertliği	mg/L	SM 2340 B, SM 3500 Ca B Hesaplama Metodu
*Oksijen Doygunluğu	%	ASTM D 888 Luminans Metodu
*pH	-	SM 4500 H^+ B Elektrometrik Metot
Renk	Pt-Co	SM 2120 C Spektrometrik Metot
Serbest Klor	mg/L	SM 4500-Cl G DPD Spektrometrik Metot
Sülfat	mg/L	SM 4500 SO_4^{-2} E Türbidimetrik Metot
Sülfit	mg/L	SM 4500 SO_3^{-2} B İyodometrik Metot
Sülfür	mg/L	SM 4500 S^{-2} D Spektrofotometrik Metot
Toplam Azot	mg/L	TS EN 12260 Oksidasyon Metodu
*Toplam Çözünmüş Madde	mg/L	SM 2540 C Gravimetrik Metot
Toplam Fosfor	mg/L	SM 4500-P B, SM 4500-P D Digestion Metodu sonrası Spektrometrik Metot
Toplam Krom (Cr)	mg/L	EPA 200.7 ICP OES Metodu
Toplam Organik Karbon	mg/L	TS 8195 EN 1484 Yüksek Sıcaklıkta Yakma Metodu

*Parametreler Yetkili Laboratuvar Personeli tarafından yerinde ölçülmüştür.

[1]Parametreler ve Metotlar AB-0315-T Nolu TÜRK AKREDİTASYON KURUMU Akreditasyon Sertifikası kapsamındadır.

SM: Standart Methods for the Examination of Water and Wastewater, 22th Edition (2012)

EPA: Environmental Protection Agency

ASTM: American Society for Testing and Materials

7.3.4. Su kalitesi verileri

7.3.4.1. C Firması enerji elektrik üretim a.ş. tarafından sunulan su kalite verileri

C Firması Enerji Elektrik Üretim A.Ş. tarafından su geri kazanım tesisinin ünitelerine ait 5 aylık veriler tarafımıza iletilmiştir. Dengeleme havuzu çıkışı, aktif karbon giriş ve çıkış, ultrafiltrasyon çıkış ve RO çıkışında ölçülen parametrelere ait analiz sonuçları mevcuttur. C Firması atık su arıtma tesisi çıkışından alınan su ilk olarak dengeleme havuzuna gönderilmektedir. Dengeleme havuzu girişinde hipoklorit ve renk giderici katyonik polimer dozajı yapılmaktadır. Dengeleme havuzu çıkış suyu kalitesi Çizelge 7.3.12'de verilmiştir. Tarafımıza AKM, renk, pH ve iletkenlik verileri iletilmiştir. Verilerin minimum, ortalama ve maksimum analiz değerleri aşağıda sunulmuştur (Çizelge 7.3.12). Çizelge 7.3.12'den de görüleceği üzere dengeleme havuzu çıkışı AKM ve renk değerlerinin ortalaması sırasıyla 16 mg/L ve 270 Pt-Co arasındadır. İletkenlik değeri ise 3.126 ile 4.350 µS/cm arasında değişmektedir.

Çizelge 7.3.12. Su geri kazanım tesisi dengeleme havuzu çıkış suyu kalitesi

Parametre	**Minimum Değer**	**Ortalama Değer**	**Maksimum Değer**
AKM (mg/L)	10	16,4	16
Renk (Pt-Co)	146	270	382
pH	8,2	8,4	8,5
İletkenlik @25 °C (µS/cm)	3.126	3.829	4.350

Dengeleme havuzundan alınan su sırası ile 200 mikron ve 100 mikron'luk mekanik filtrasyon ünitesinden geçmektedir. Mekanik filtrasyon sonrası atıksu önce aktif karbon ve sonra tekrar 20 mikronluk mekanik filtrasyondan geçerek UF ünitelerine gönderilmektedir. UF üniteleri IMT marka; 0,1 mikron etkin por çapına sahip membranlar ile oluşturulmuştur. Temel hedefi RO prosesine girmesi arzu edilmeyen kolloidal kirleticilerin ön arıtımının sağlanmasıdır. Aynı zamanda RO membranları üzerinde olası bir biyofilm tabakasının oluşmasının engellenmesi adına yüksek verimlilikte bakteri ve virüs giderimi de sağlamaktadır. Aktif karbon ve UF membran çıkış suyu kalitesi Çizelge 7.3.13'de verilmiştir. Aktif karbon sonrasında ortalama %70 AKM ve %57 renk giderimi sağlanmıştır. Aktif karbon çıkışı ortalama renk ve AKM değerleri sırasıyla 116 ve 5 mg/L'dir. UF membranlar ile 122 m^3/saat sudan 85 m^3/saat filtrelenmiş su elde edilmektedir. UF ünitesi sonrasında suyun AKM değeri ölçülebilir değerin altında çıkmıştır. Bu beklenen bir durumdur ve üretilen suyun içerisinde çözünmemiş formda katı madde kalmadığının göstergesidir. Bir başka deyişle su RO proseslerine beslenmeye hazır hale gelmiştir. UF sonrası renk 40-111 Pt-Co arasında değişmektedir ve ortalama %40 oranında renk giderimi gözlenmektedir.

Çizelge 7.3.13. Su geri kazanım tesisi aktif karbon filtrasyonu ve UF membran çıkış suyu kalitesi

Parametre	Minimum Değer		Ortalama Değer		Maksimum Değer	
	Aktif Karbon Çıkış	UF Çıkış	Aktif Karbon Çıkış	UF Çıkış	Aktif Karbon Çıkış	UF Çıkış
AKM (mg $CaCO_3$/L)	2	BDL*	5	BDL*	7	BDL*
Renk (Pt-Co)	40	10	116	71	220	111

BDL* : Tayin sınırının altında

Çizelge 7.3.14 'de su geri kazanım tesisinde RO membranı çıkış suyu kalitesi verilmiştir. RO membranlarının markası FILMTEC membranlardır. Ters osmoz tesisine beslenen suyun debisi 85 m^3/saat olup, yaklaşık %76 geri kazanım değeri ile 65 m^3/saat su üretilmektedir. Ters osmoz konsantre debisi ise 20 m^3/saat tir. RO ünitelerine çıkış suyunda renk değeri ölçüm limitlerinin altındadır. UF membran çıkış ortalama renk değeri 71 Pt-Co iken 5 mikron kartuş filtre müteakip RO membran çıkışı renk değeri ölçüm limitlerinin altındadır. Dengeleme havuzu çıkışı ortalama 3.829 µS/cm iletkenliği olan atıksuyun RO çıkışı ortalama 23,8 µs/cm iletkenliğe sahiptir. İletkenlikte %99 civarında giderim elde edilmiştir. Elde edilen değerler proses doğası göz önünde bulundurulduğunda beklenen seviyelerdedir.

Çizelge 7.3.14. Su geri kazanım tesisi RO ünitesi çıkış suyu kalitesi

Parametre	Minimum Değer	Ortalama Değer	Maksimum Değer
Renk (Pt-Co)	BDL*	BDL*	BDL*
İletkenlik @25 °C (µS/cm)	7,4	23,8	32,1
Alkalinite (mg $CaCO_3$/L)	25	27	29

BDL* : Tayin sınırının altında

7.3.4.2. Proje kapsamında yapılan analizler (su kalite verileri)

İlk numune alımına 19.06.2017 tarihinde başlanmıştır. İzleme süresince ham su ve RO girişinden her 4 haftada bir numune olmak üzere toplamda 3'er adet numune alınmıştır. RO konsantresinden ise haftada bir numune olmak üzere toplamda 10 adet numune alınmıştır. Numune analizleri tamamlanarak analiz sonuçları Çizelge 7.3.15 ve Çizelge 7.3.16'de sunulmuştur. Çizelge 7.3.15, ham atıksu ve RO giriş suyu kalitesi verilerini göstermektedir. Çizelge 7.3.16 ise RO konsantre su kalitesi verilerini göstermektedir. Akreditasyon belgesine sahip laboratuvara yaptırılan bu analizlerin sonuçlarını içeren raporları Ek-6C'de sunulmuştur.

Tesis ham atıksu analizlerine göre amonyum azotu değerleri ortalama 54,4 mg/L'dir. Arıtma sonrasında RO membranlarına giriş yapan atıksuyun amonyum azotu değeri ortalama 33,8 mg/L'dir ve ortalama %38 giderim elde edilmiştir. Ham atıksu analizlerine göre AKM 25-387 mg/L arasında değişim göstermektedir (Çizelge 7.3.15). RO giriş suyunda AKM değerleri < 5 mg/L'dir. Biyolojik ve fizikokimyasal arıtma sonrası ortalama değerler baz alındığında %97 AKM giderimi gözlenmiştir. Balık biyodeneyi (ZSF) değeri ise ham suda ortalama 31 iken biyolojik ve fizikokimyasal arıtım neticesinde bu değer RO girişinde 2,3'e kadar düşmüştür. Dolayısıyla arıtımdan sonra suyun toksisitesi de önemli derecede azalmıştır. Bu bulgu yüzeysel sulara deşarj opsiyonunun kullanılacağı senaryolar için önemlidir.

Ham atıksuyun KOİ değerleri 1.100-3.300 mg/L aralığındadır. Arıtma sonrasında RO membranlarına giriş yapan atıksuyun KOİ değerleri 70-152 mg/L aralığındadır. Ortalama değerlere göre arıtma sonrası KOİ giderim verimi %95'tir. SKKY Tablo 10.2'ye göre KOİ deşarj limiti 400 mg/L (2 saatlik kompozit numune) olmasına rağmen Çevre ve Şehircilik Bakanlığı Çevre Yönetimi Genel Müdürlüğünün 01.11.2011 tarihinde yayınladığı "Ergene Nehrinde Deşarj Standartlarında Kısıtlama" başlıklı, 2011/10 numaralı genelgede SKKY Tablo 10.2 için KOİ deşarj limiti 240 mg/L olarak verilmektedir. Mevcut standartlara göre KOİ parametresi açısında alıcı ortama deşarjı ile ilgili bir sorunu görülmemektedir. Tesis ham atıksu analiz sonuçlarına göre TOK konsantrasyonu 209,9-493,5 mg/L aralığındadır Arıtma sonrası 33,8-54,1 mg/L değerlerine düşmektedir. Bu değerlere karşılık gelen ortalama giderim verimi %89'dur. Beklenildiği gibi TOK ve KOİ için elde edilen sonuçlar birbiri ile tutarlılık göstermektedir.

Ham atıksu için TN ve TP parametreleri sırasıyla 160,9-280 mg/L ve 1,6-8,4 aralığında (ortalama giderim verimi %73) tespit edilmiştir. RO girişinde bu değerler, RO öncesindeki arıtma proseslerinde TN için 46,9-71 mg/L değerlerine düşmüştür. RO girişinde TP için ise 5-10,3 mg/L değerleri arasında değişmektedir. Ortalama değerler göz önüne alındığında TP gideriminde %30 seviyesinde bir verim yakalanmıştır. Ham atıksu analizlerine göre renk 275-771 Pt-Co renk birimi değerleri arasındadır. Tekstil endüstrisi ham atıksularında gözlenen yüksek renk değerleri esasında beklenen bir durumdur. Boyama ajanlarının kullanıldığı proseslerin yoğun olduğu bu sektörde renk parametresi kritik önem arz eder. RO giriş suyunda renk 61-124 Pt-Co renk birimi değerleri arasındadır. RO öncesindeki arıtma proseslerinde ortalama olarak %82 renk giderimi sağlanmaktadır. Mevcut datalara göre SKKY Tablo 10.2 dikkate alındığında renk parametresi ile ilgili deşarj sorunu yoktur. Bu durum sektör geneli ile kıyaslandığında firma açısından olumlu bir husustur. İletlenlik değerleri ham atıksu ve RO girişi için sırasıyla ortalama 3.121 ve 2.627 µs/cm'dir. Ham atıksu ve RO girişi için sırasıyla ortalama TÇK değerleri 2.244 ve 2.173 mg/L'dir.

Çizelge 7.3.16 ise RO konsantre su kalitesi verilerini göstermektedir. RO membranı tarafından itilen organik ve inorganik maddeler konsantre akımda birikmektedir. RO konsantresinde ortalama amonyum azotu, TN ve TP değerleri sırasıyla 82,9; 178,7 ve 25,9 mg/L'dir. RO girişinde ortalama amonyum azotu, TN ve TP değerleri ise yine sırasıyla 33,8; 56,1 ve 6,8 mg/L seviyesindedir. Besleme suyu ve konsantre akımında elde edilen değerler göz önüne alındığında amonyum azotu, TN ve TP için spesifik geri kazanım değerleri sırası ile %59, %69 ve %74'tür. Spesifik parametre bazında hesaplanan geri kazanım oranları sistemin genel geri kazanım değeri ile uyumludur. Elbette her iyonik türün giderimi birbirinden farklı olacağı için ortalama sistem geri kazanım değerlerinde konsantrede elde edilen değerlerin makul olduğu söylenebilir.

RO giriş suyunda ortalama 106 mg/L olan KOİ, konsantre akımda ortalama 350 mg/L değerine yükselerek 3,3 kat artmıştır. Konsantrasyon faktörü olarak hesaplanırsa, KOİ bazında spesifik geri kazanım değeri %70'tir. Benzer artış oranı TOK içinde gözlenmiştir. RO giriş suyunda ortalama 48,3 mg/L olan TOK değeri, konsantre akımda ortalama TOK 135 mg/L'dir. TOK bazında spesifik geri kazanım değeri %64'tür. Konsantrenin AKM değeri oldukça düşüktür. (ortalama 16 mg/L). Bu durum RO prosesi öncesindeki UF sisteminin verimli çalışmasından kaynaklanmaktadır.

RO konsantre suyunun ortalama iletkenlik değeri 8.662 µS/cm olup, en yüksek değer 11.280 µS/cm ve en düşük 6.590 µS/cm olarak ölçülmüştür (Çizelge 7.3.16). İletkenlikte meydana gelen salınımlar RO giriş suyu karakterizasyonuna bağlı olarak gerçekleşmektedir. Bir başka deyişle RO giriş suyu iletkenlik değerlerinin 2.042-4.440 µS/cm arasında olması (Çizelge 7.3.15) %75'lik su geri kazanım oranı ile beraber değerlendirildiğinde sonuçlar tutarlı gözükmektedir.

Çizelge 7.3.16'deki RO giriş suyu TÇK değerleri ortalama 2.173 mg/L baz alındığında RO konsantre suyundaki ortalama TÇK değerleri 6.267 mg/L beklenen düzeydedir. TÇK bazında spesifik geri kazanım değeri %65'tir. Geri kazanım değerlerindeki bu farklılıklar minör seviyede olup parametre bazında değerlendirildiğinde genel RO işletim doğası ile uyumlu yapıdadır.

RO konsantresi C Firması atıksu arıtma tesis başına gönderilmektedir. Elde edilen suyun yüksek kalitesi göz önüne alındığında RO konsantresinin C Firması üretim tesisi kısmında kullanımı konusunda çalışmalar yapılması şiddetle tavsiye edilmektedir. Geri kullanım sayesinde sistemin kendini amorti etmesi kolaylaşacak ve bölgedeki doğal su kaynakları üzerindeki baskı hafifletilecektir. Bu durumun uzun vadede tesis için çok olumlu sonuçlar doğuracağı aşikardır.

Çizelge 7.3.15. Ham atıksu ve RO giriş suyu kalite verileri

Parametre	Birim	Ham Su Giriş (24 saatlik kompozit)				RO Giriş (2 saatlik kompozit)			
		19.06.2017	20.07.2017	08.09.2017	ORTALAMA	19.06.2017	20.07.2017	15.09.2017	ORTALAMA
Amonyum Azotu	mg/L	25,0	128,5	9,7	54,4	18,1	49,5	<4,7	33,8
Askıda Katı Madde (AKM)	mg/L	146	25	387	186	<5	<5	<5	<5
Balık Biyodeneyi (ZSF)	-	3	40	50	31	2	3	2	2,3
*Çözünmüş Oksijen	mg/L	6,7	0,5	9,3	5,5	5,4	7,0	5,9	6,1
Fenol	mg/L	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1
İletkenlik	µs/cm	4.440	2.880	2.042	3.121	2.350	2.420	3.140	2.637
Kalsiyum Sertliği	mg/L	312	85,2	72	156,4	86,4	100,8	100,8	96
Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)	mg/L	3.300	1.100	1.443	1.948	70	152	94	106
Magnezyum (Mg) Sertliği	mg/L	208	56,8	48	104,5	57,6	67,2	67,2	64
*Oksijen Doygunluğu	%	79	6,5	119	68,5	62	87,9	79,2	76,4
*pH	-	12,0	11,5	11,4	11,6	8,3	8,4	8,7	8,5
Renk	Pt-Co	275	771	531	526	61	103	124	96
Serbest Klor	mg/L	<0,1	<0,1	0,6	0,27	<0,1	<0,1	0,1	0,1
Sülfat	mg/L	28,3	17,5	284,4	110,1	239,7	47	302,4	196,4
Sülfit	mg/L	<2	<2	<2	<2	<2	<2	<2	<2
Sülfür	mg/L	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1
Toplam Azot	mg/L	177,3	280	160,9	206,1	46,9	50,5	71	56,1
*Toplam Çözünmüş Madde	mg/L	2.142	3.340	1.249	2.244	1.380	3.340	1.800	2.173
Toplam Fosfor	mg/L	8,4	3,7	1,6	4,6	10,3	5,2	5	6,8
Toplam Krom (Cr)	mg/L	0,03	0,01	0,04	0,028	<0,01	<0,01	<0,01	<0,01
Toplam Organik Karbon	mg/L	493,5	209,9	475,5	392	43,5	54,1	33,8	43,8

Çizelge 7.3.16. RO konsantre suyu kalite verileri

Parametre	Birim	RO Konsantre (2 saatlik kompozit)										
		19.06.2017	**29.06.2017**	**04.07.2017**	**14.07.2017**	**20.07.2017**	**28.07.2017**	**02.08.2017**	**17.08.2017**	**22.08.2017**	**15.09.2017**	**ORTALAMA**
Amonyum Azotu	mg/L	92,9	92,9	74,4	64,1	74,4	<4,7	69,3	56,6	92,0	129,1	82,9
Askıda Katı Madde (AKM)	mg/L	<5	<5	29	<5	<5	<5	<5	10	10	<5	16
Balık Biyodeneyi (ZSF)	-	3	3	3	2	2	4	5	4	8	7	4,1
*Çözünmüş Oksijen	mg/L	4,5	3,5	2,3	3,3	2,9	0,8	1,0	1,1	0,7	0,2	2,0
Fenol	mg/L	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1
İletkenlik	µs/cm	6.590	8.980	11.280	11.070	7.190	7.640	8.260	8.660	9.210	7.740	8.662
Kalsiyum Sertliği	mg/L	170,4	146,4	151,2	156	180	151,2	68,4	133,2	151,2	170,4	147,8
Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)	mg/L	227	288	277	511	234	352	330	328	580	369	350
Magnezyum (Mg) Sertliği	mg/L	113,6	97,6	101	104	120	100,8	45,6	88,8	100,8	113,6	98,58
*Oksijen Doygunluğu	%	52	44	29,4	41,6	36	94	12,1	13,5	89	2,3	41,4
*pH	-	8,1	8,2	8,3	8,3	8,4	8,4	8,3	8,4	8,4	8,5	8,3
Renk	Pt-Co	126	122	121	77	70	100	59	86	241	247	125
Serbest Klor	mg/L	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	0,15	0,1

Parametre	Birim	RO Konsantre (2 saatlik kompozit)										
		19.06.2017	29.06.2017	04.07.2017	14.07.2017	20.07.2017	28.07.2017	02.08.2017	17.08.2017	22.08.2017	15.09.2017	ORTALAMA
Sülfat	mg/L	366	161	382,6	24,86	183,03	741,04	383,83	153,90	861,5	639,26	389,70
Sülfit	mg/L	<2	<2	<2	<2	<2	<2	<2	<2	<2	<2	<2
Sülfür	mg/L	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	3,48	<0,1	1,023	4,32	<0,1	4,14	3,24
Toplam Azot	mg/L	153,6	205,4	174,6	189,4	165,9	188,9	167,7	147,4	200,9	193	178,7
*Toplam Çözünmüş Madde	mg/L	4.140	6.460	5.920	5.790	10.020	5.600	5.900	5.860	6.430	6.550	6.267
Toplam Fosfor	mg/L	30,6	35,6	13,6	11	13,6	40,1	31,8	32	6,4	44,9	25,9
Toplam Krom (Cr)	mg/L	0,02	0,02	0,01	0,01	0,01	<0,01	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02
Toplam Organik Karbon	mg/L	82	144,8	129,7	138,6	121,1	148,3	118,9	115,4	217,7	133,1	135

7.3.5. Tesis ziyareti

Su geri kazanım tesisinin yerinde incelenmesi kapsamında 2-3 Ağustos 2017 tarihlerinde MEMKON proje ekibi ve T.C. Çevre ve Şehircilik Bakanlığı Çevre Yönetimi Genel Müdürlüğü yetkilerince C Firması su geri kazanım tesisine 2 günlük ziyaret gerçekleştirilmiştir.

C Firması tesis ziyaretinde ilk olarak nevresim üretimi, su kullanımı, atıksu oluşumu ve miktarları ve atıksu arıtma tesisi ile ilgili bilgiler tesis sorumlusu ve çalışanları tarafından kapsamlı bir tanıtım sunumu eşliğinde verilmiştir. Sunumda; C Firması nevresim üretim prosesleri, üretilen ürünler, üretim sırasında kullanılan su miktarları ve kalitesi, oluşan atıksu miktarları ve kalitesi, atıksu arıtma tesisleri (biyolojik arıtma üniteleri) prosesleri hakkında teknik bilgiler verilmiştir.

C Firması Enerji çalışanları enerji tesisi hakkında tanıtım sunumu gerçekleştirmiştir. Ardından hem C Firması Tekstil hem de C Firması Enerji çalışanları su geri kazanım tesisi ile ilgili teknik bilgileri sunmuşlardır. Tesis yetkilileri/çalışanları su geri kazanım tesisi ile ilgili tecrübelerini proje ekibi ve Bakanlık yetkilileri ile paylaşmışlardır.

Sunumlar sonrasında nevresim üretim tesisi atıksularını arıtan atıksu arıtma tesisinin tüm prosesleri (kimyasal ve biyolojik arıtma üniteleri, çamur stabilizasyonu) ham atıksu giriş noktasından itibaren yerinde incelenmiştir. Ardından su geri kazanım tesisi prosesleri olan dengeleme tankının, mekanik eleklerin, aktif karbon filtrelerin, UF ünitesinin, kartuş filtrelerin, RO ünitelerinin çalışır haldeki durumları incelenmiştir. Numune alma noktaları kontrol edilmiştir. UF geri yıkama, RO antiskalant dozlama kimyasalları incelenmiştir. SCADA odası ve sistemi incelenmiştir. Tesis ziyareti ile ilgili fotoğraflar Şekil 7.3.28 ve Şekil 7.3.29'da sunulmuştur.

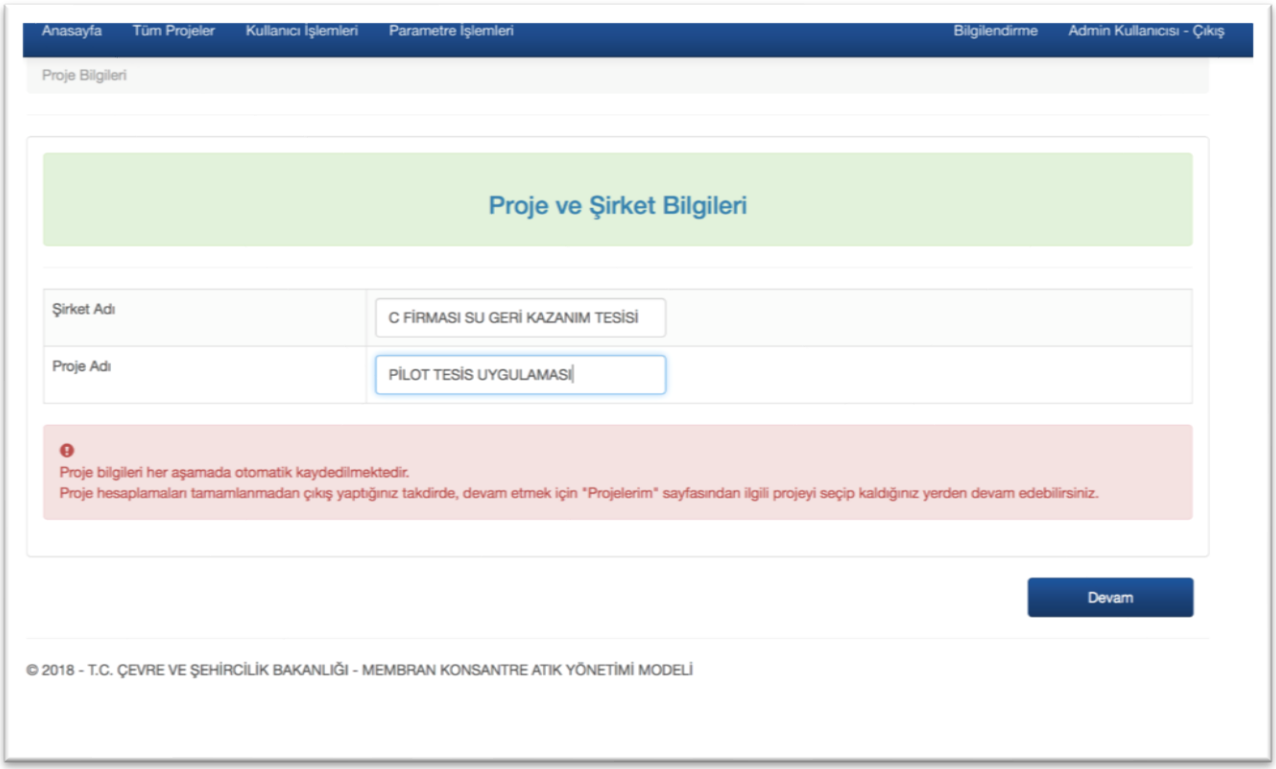
Şekil 7.3.28. C Firması toplantısından bir görünüm

Şekil 7.3.29. Su geri kazanım tesis ziyaretinden bir görünüm

7.3.6. C Firması su geri kazanım tesisi: Pilot tesis yazılım uygulaması

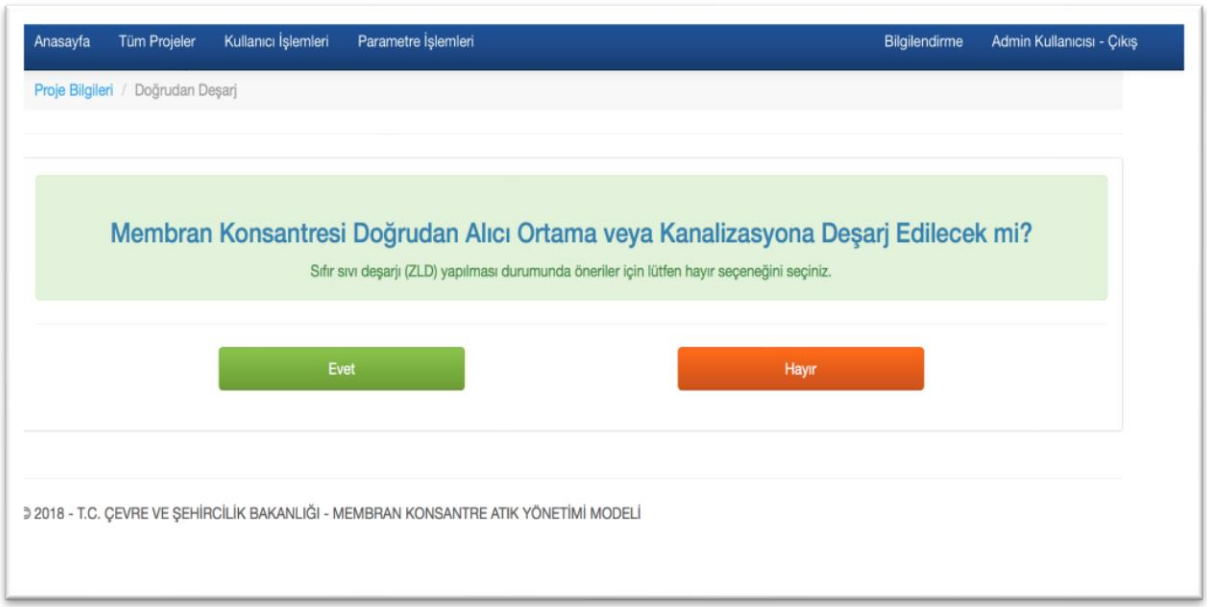
MEMKON projesi kapsamında geliştirilen konsantre atık yönetim modeli yazılımı, seçilen pilot tesislerde test edilmiştir. Bu kapsamda C firması su geri kazanım tesisi için test edilen yazılımın uygulama aşamaları aşağıda detaylı olarak sunulmuştur.

1. Hazırlanan Konsantre Atık Yönetim Modeli yazılım linkinde (http://memkon.gtu.edu.tr/Membran/) yer alan web sayfasına kullanıcı adı ve şifresi girilerek, "projeyi başlat" seçeneği ile C firmasına ait geri kazanım tesisi için yeni bir proje girişi yapılmıştır. Proje girişi için şirket ve proje adı bilgileri yazılarak (Şekil 7.3.30) ve “devam” butonuna basılmıştır.



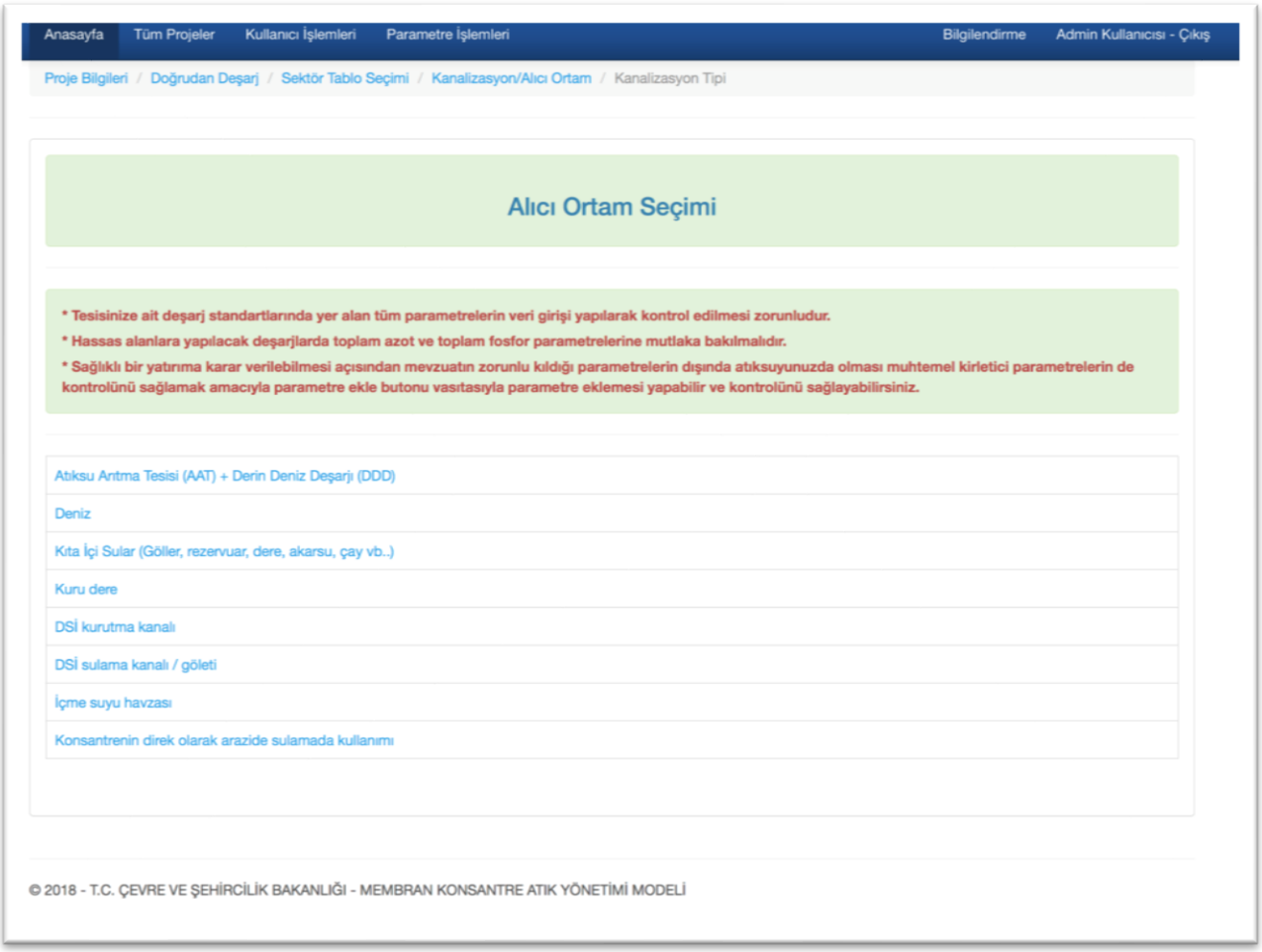
Şekil 7.3.30. Proje ve şirket bilgilerinin yer aldığı ekran görüntüsü

2. C firmasına ait geri kazanım tesisinde oluşan membran konsantresi alıcı ortama deşarj edileceğinden, Şekil 7.3.31'deki soru için "evet" butonuna basılmıştır.



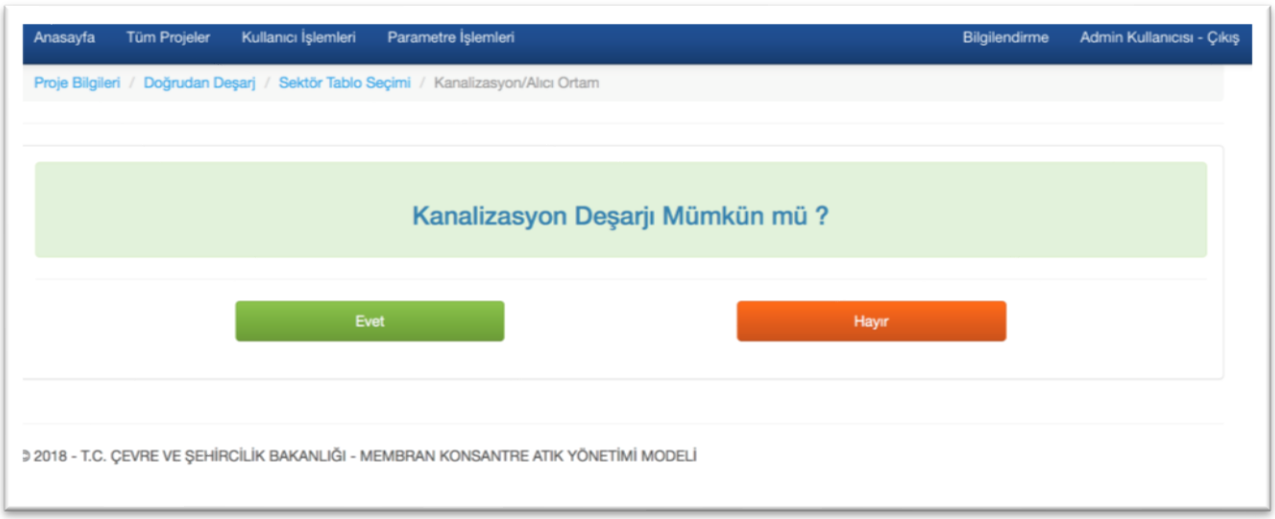
Şekil 7.3.31. Doğrudan deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü

3. Daha sonrasında gelen sektör seçimi sayfasında tesisin SKKY'de tabi olduğu sektör (Tekstil Sanayii) seçilerek (Şekil 7.3.32) bir sonraki adıma geçilmiştir.



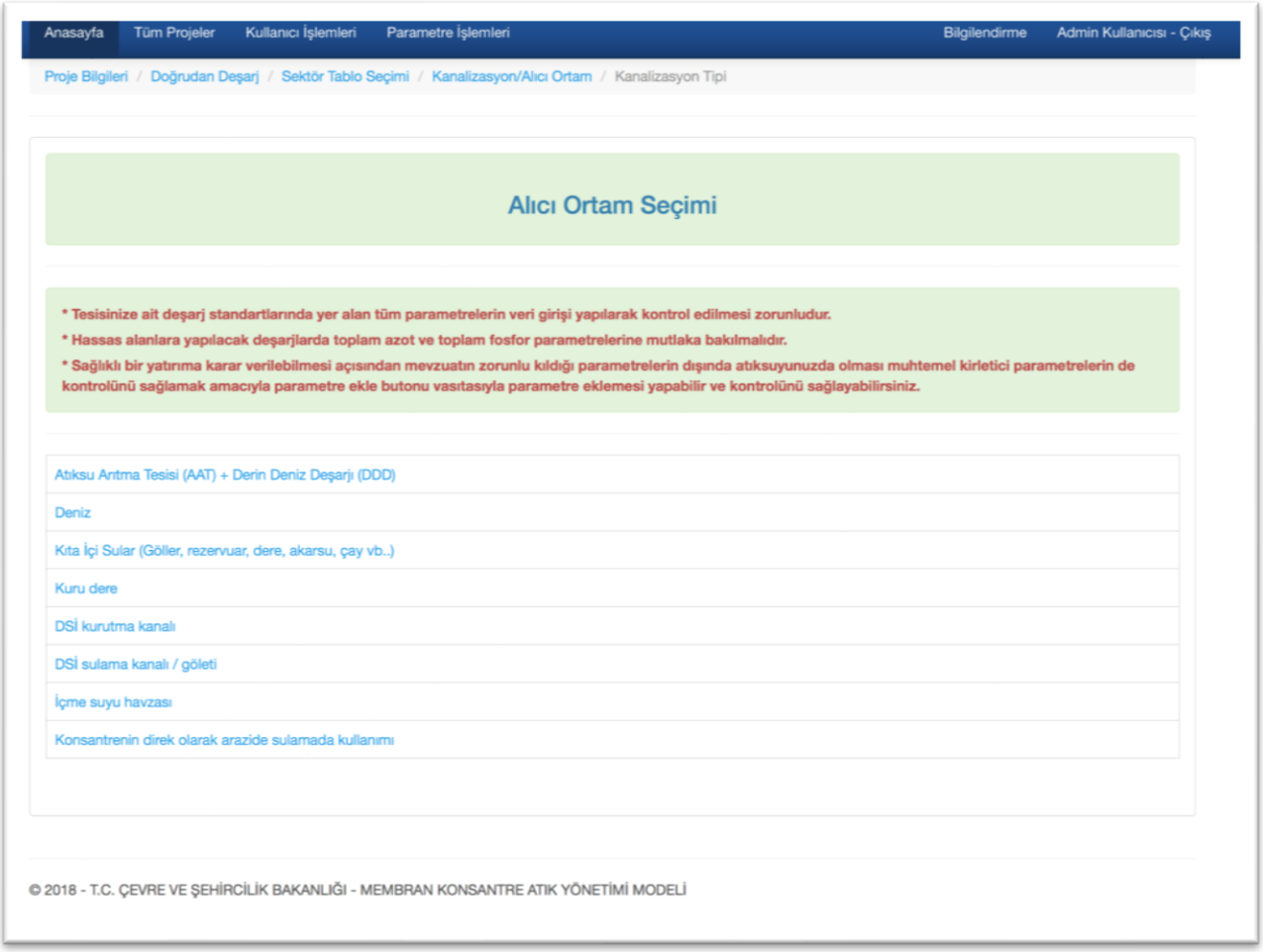
Şekil 7.3.32. SKKY sektör tablolarının yer aldığı ekran görüntüsü

4. C firması su geri kazanım tesisinde oluşan membran konsantre akımının deşarj edilebileceği bir kanalizasyon altyapısı bulunmadığından, Şekil 7.3.33'teki "hayır" butonuna basılmıştır.



Şekil 7.3.33. Deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü

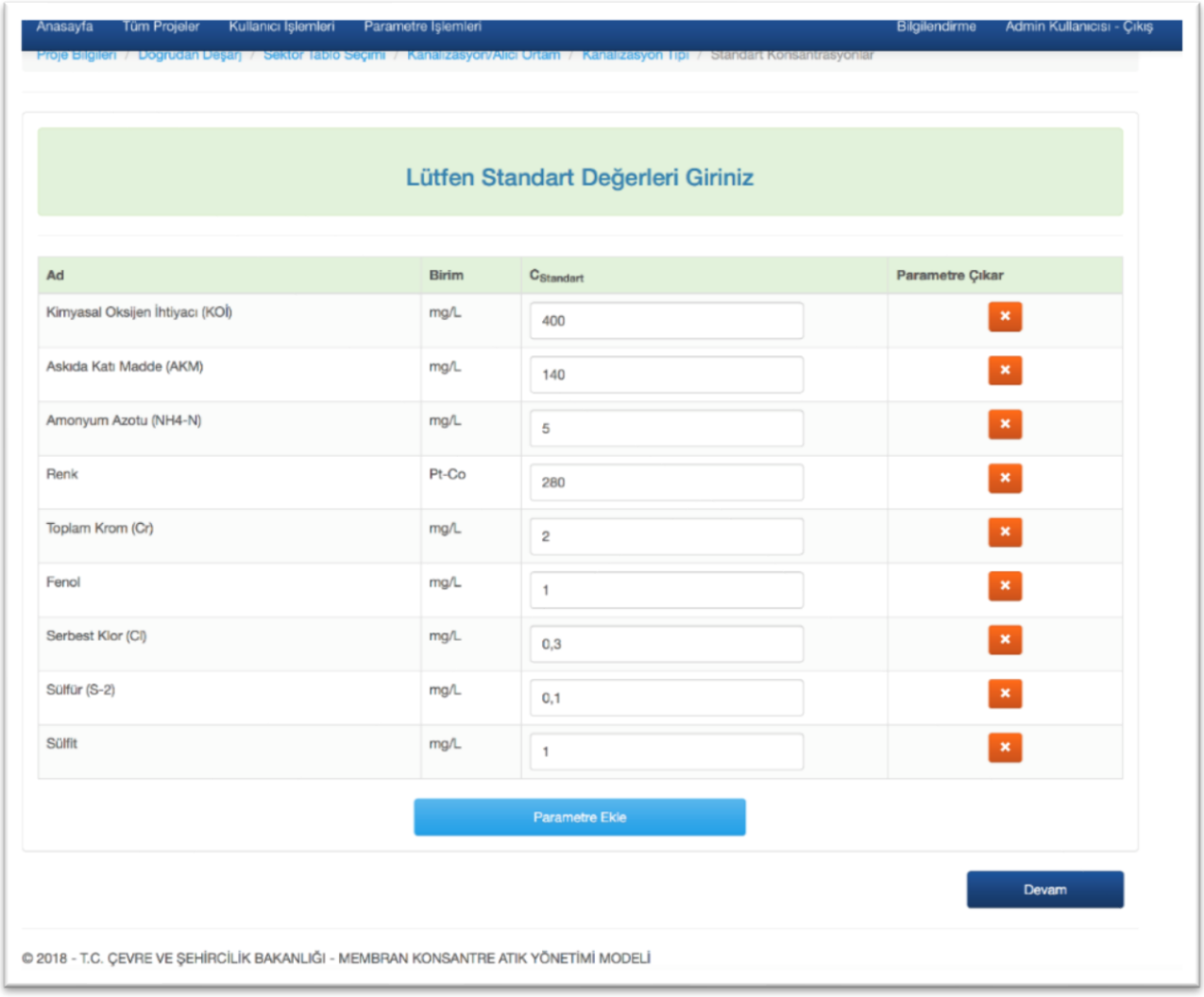
5. Tesiste oluşan membran konsantre akımları alıcı ortam olarak dereye deşarj edildiğinden Şekil 7.3.34'teki alternatiflerden "kıta içi sular (göller, rezervuar, dere, akarsu, çay, vb.)" seçilmiştir.



Şekil 7.3.34. Alıcı ortama deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü

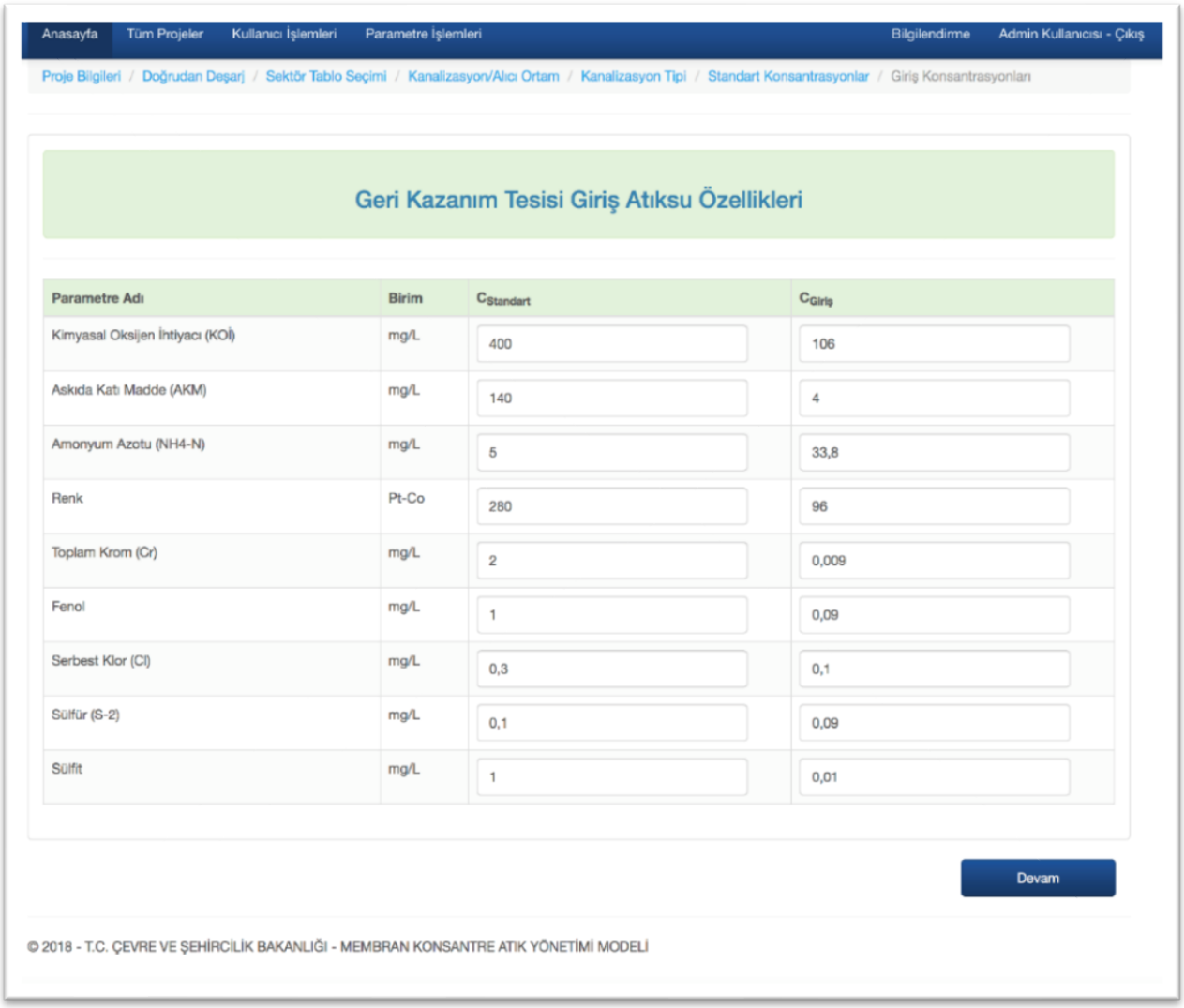
6. Tesisin SKKY'de tabi olduğu tabloda (Tablo 10.2) yer alan parametrelerin değerleri (2 saatlik kompozit numune için standart değerler) girilmiştir (Şekil 7.3.35). Tablo 10.2'de belirtilen "balık biyodeneyi (ZSF)" ve "pH" parametreleri, kütle dengesi yaklaşımı ile hesaplamalara dahil edilemeyeceğinden, bu parametreler değerlendirme dışında tutulmuştur. Bu aşamadan sonra C tesisi için yazılım denemesi 2 farklı senaryo üzerinden devam ettirilmiştir. Çünkü amonyum azotunun RO giriş değeri alıcı ortam limit değerinden daha yüksek olduğu için yazılım tesis yetkilisinin diğer adımlara ilerlemesini engellemektedir. Aşağıda sunulan Senaryo-1 mevcut durum üzerinden kurgulanarak tamamlanmıştır.

SENARYO-1:



Şekil 7.3.35. Deşarj standart değerlerinin girildiği ekran görüntüsü

7. Geri kazanım tesisi giriş atıksuyuna ait kirletici konsantrasyonları olarak pilot tesis çalışmaları kapsamında alınan 2 saatlik kompozit numunelere ait analiz sonuçlarının ortalama değerleri (Çizelge 7.3.15) girilmiştir (Şekil 7.3.36).

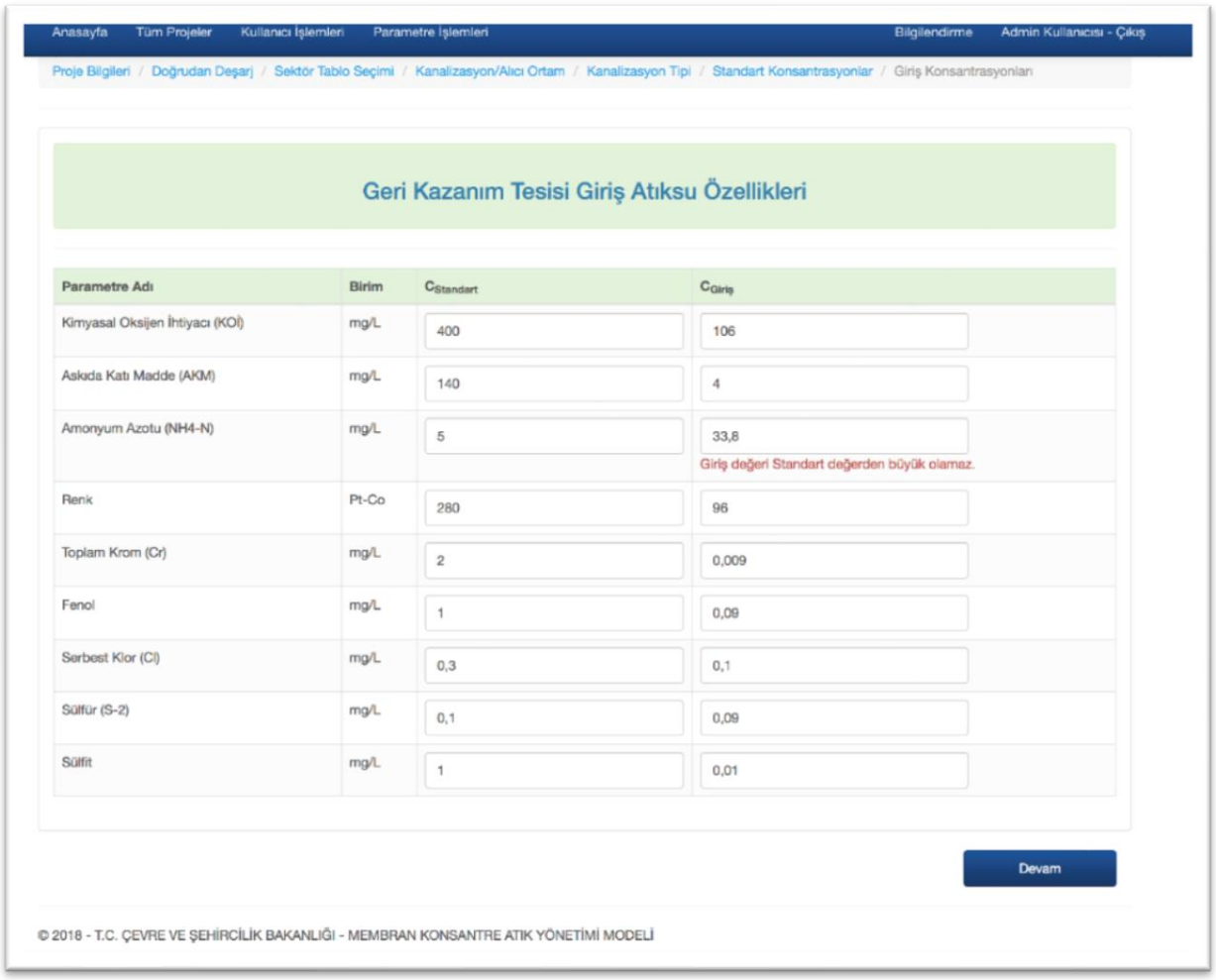


Şekil 7.3.36. Analiz sonuçları giriş ekran görüntüsü

8. Bu aşamadan sonra devam tuşuna basıldığında RO giriş değerleri sektör tablosundaki alıcı ortam deşarj standartlarından daha yüksek olduğu için yazılım, tesis yetkilisinin diğer adımlara ilerlemesini engellemektedir (Şekil 7.3.37). Bu sayfada devam tuşuna basıldığında sayfa sadece kendini yenilemektedir. Bu durum RO prosesinden sonra oluşacak konsantre akımın ilgili parametreler için alıcı ortam sınır değerlerini aşacak olmasından ötürü meydana gelmektedir. Yazılımın bu şekilde kurgulanmasının sebebi, tesis yetkilisinin yazılımda diğer aşamalara devam edebilmesi için RO girişinde ilgili parametreler için ilave bir arıtmaya gereksinim duyacağını görebilmesi içindir. Bu kapsamda, C Firması Su Geri Kazanım Tesisi yazılım uygulaması bu noktada sonlanmıştır. C Firması örneği, RO giriş değerleri ilgili sektör tablosu deşarj standartlarından daha yüksek olan tesisler için yazılımın nasıl çalıştığını gösteren bir örnek olmuştur.

9. Ancak, mevcut durumda, C firması konsantre akımını tesis başına geri devir ettirdiğinden dolayı amonyum azotu ile ilgili bir problem yaşaması beklenmemektedir. Eğer alıcı ortama deşarj yapacağı var sayılır ise aşağıdaki hükümler geçerli olacaktır:

- Hassas alanlara yapılacak deşarjlarda sektör tablosunda yer almıyorsa toplam azot ve toplam fosfor parametreleri de sektör tablosuna ilave edilecektir. İlave parametrelerle ilgili deşarj standardı SKKY hükümleri de dikkate alınarak proje özelinde Bakanlık tarafından belirlenecektir.
- Havza koruma planı çalışması (özel hükümler) yapılmışsa çalışma kapsamında belirlenen parametreler dikkate alınacaktır.
- Havza koruma planı çalışması yapılmamışsa yapılacak deşarjlarda sektör tablosunda yer almıyorsa toplam azot ve toplam fosfor parametreleri de sektör tablosuna ilave edilecektir. TN, TP, iletkenlik ve öncelikli kirleticiler için standart değerler SKKY hükümleri de dikkate alınarak proje özelinde Bakanlık tarafından belirlenecektir.



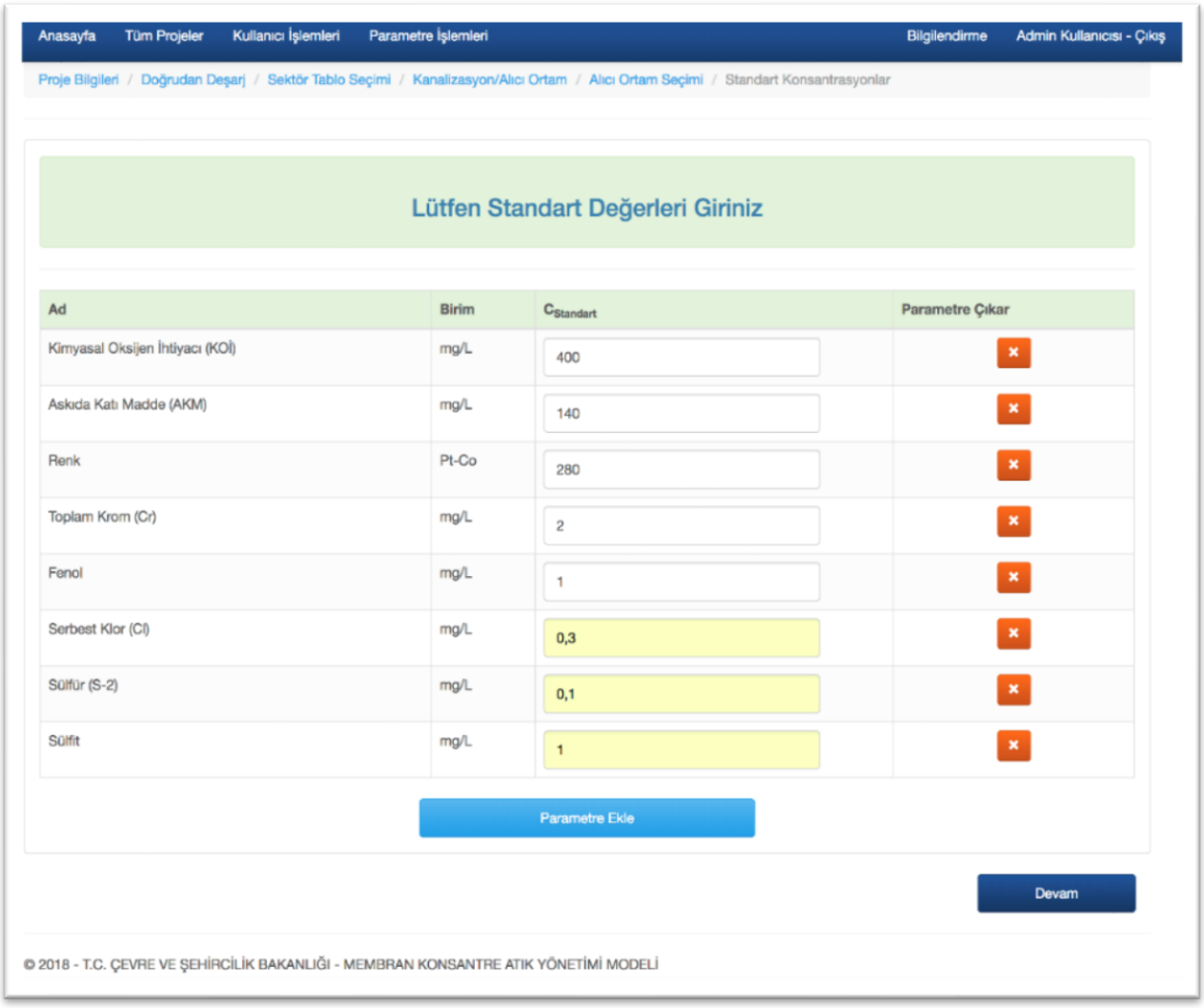
Şekil 7.3.37. Analiz sonuçları giriş ekranında uyarı görüntüsü

SENARYO-2:

Yazılım uygulamasının C tesisi için son aşamaya kadar götürülebilmesi adına amonyum azotu parametresi çıkarılmıştır. Bu parametre çıkarıldıktan sonra yazılım son aşamaya kadar yürütülmüştür. Aşağıda Senaryo -2 kapsamında gerçekleştirilen adımlar sunulmuştur.

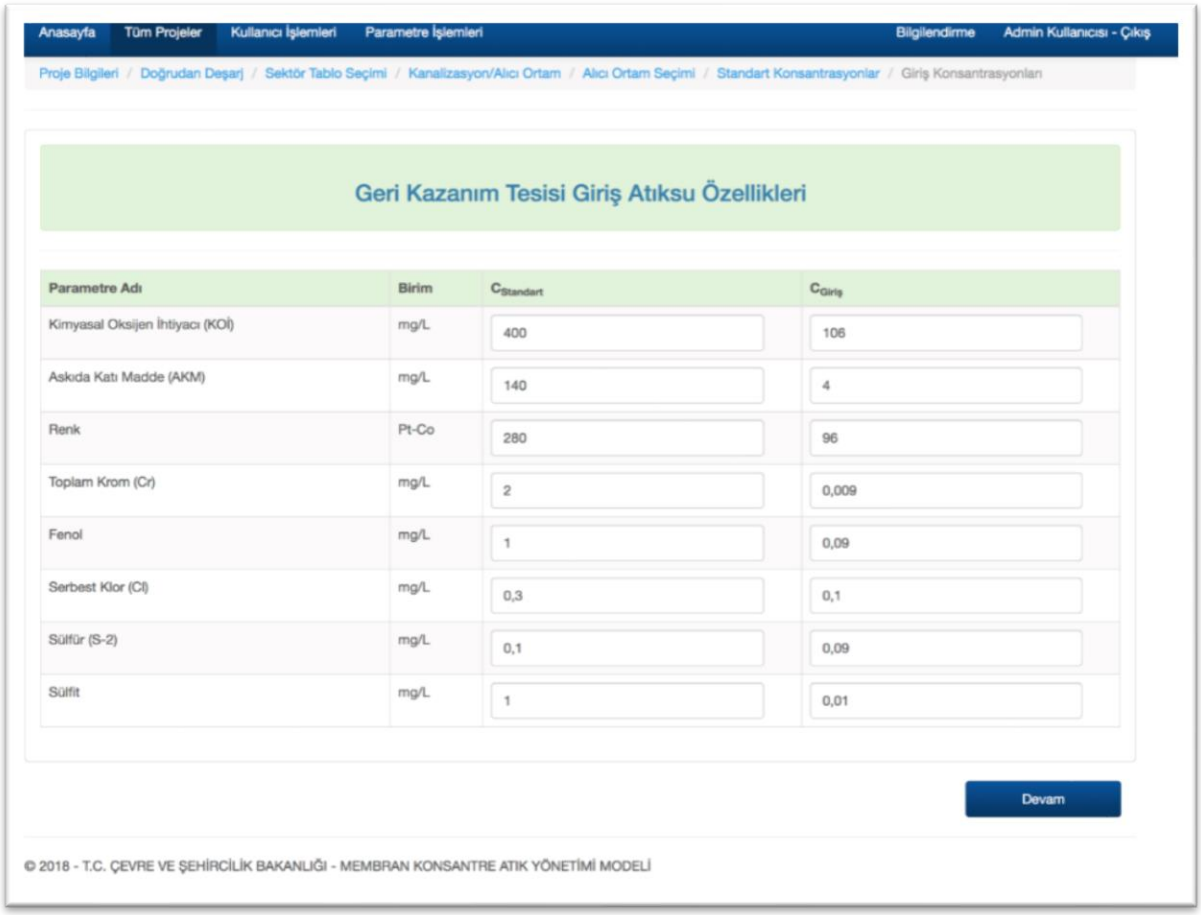
1. Tesisin SKKY'de tabi olduğu tabloda (Tablo 10.2) yer alan parametrelerin değerleri (2 saatlik kompozit numune için standart değerler) amonyum azotu parametresi hariç

tutularak girilmiştir (Şekil 7.3.38). Tablo 10.2'de belirtilen "balık biyodeneyi (ZSF)" ve "pH" parametreleri, kütle dengesi yaklaşımı ile hesaplamalara dahil edilemeyeceğinden, bu parametreler değerlendirme dışında tutulmuştur.



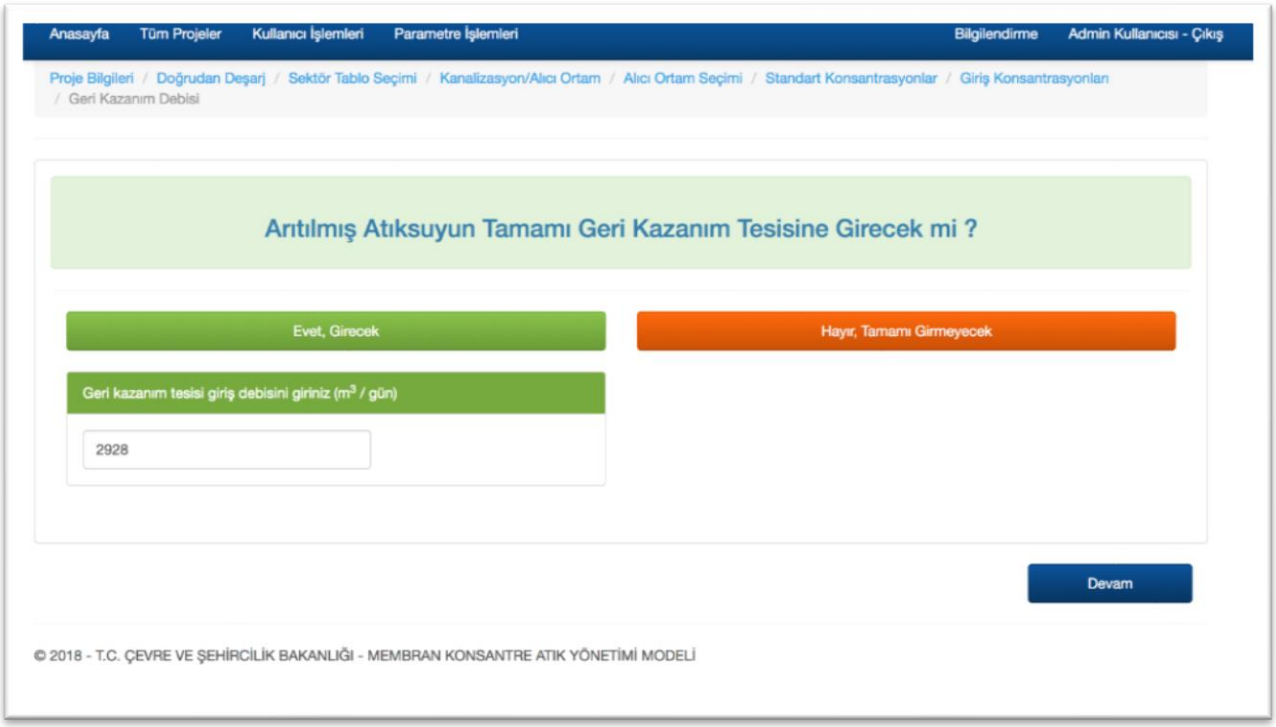
Şekil 7.3.38. Deşarj standart değerlerinin girildiği ekran görüntüsü

2. Geri kazanım tesisi giriş atıksuyuna ait kirletici konsantrasyonları olarak pilot tesis çalışmaları kapsamında alınan 2 saatlik kompozit numunelere ait analiz sonuçlarının ortalama değerleri girilmiştir (Şekil 7.3.39).



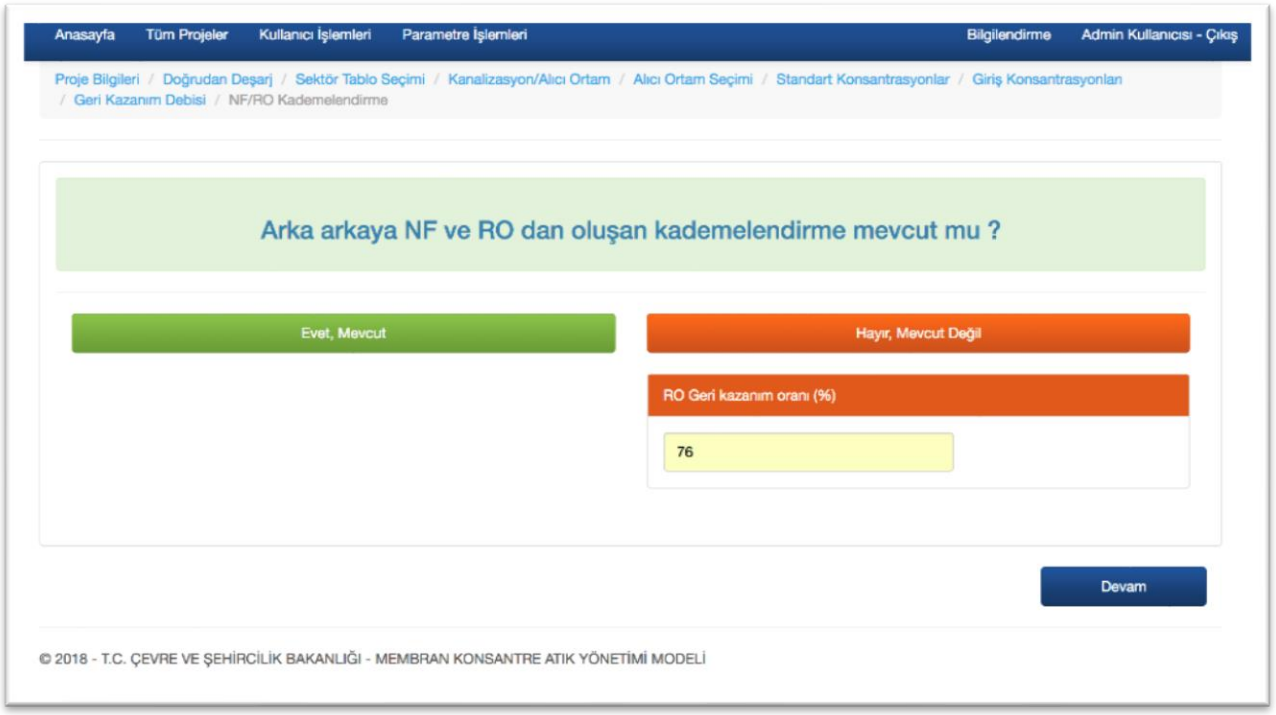
Şekil 7.3.39. Analiz sonuçları giriş ekran görüntüsü

3. Arıtılmış suların tamamı su geri kazanım tesisine girdiğinden, Şekil 7.3.40'taki ekran görüntüsünde belirtilen soruya "evet" seçeneği tıklanarak giriş debisi olarak 2.928 m^3/gün girilmiştir.



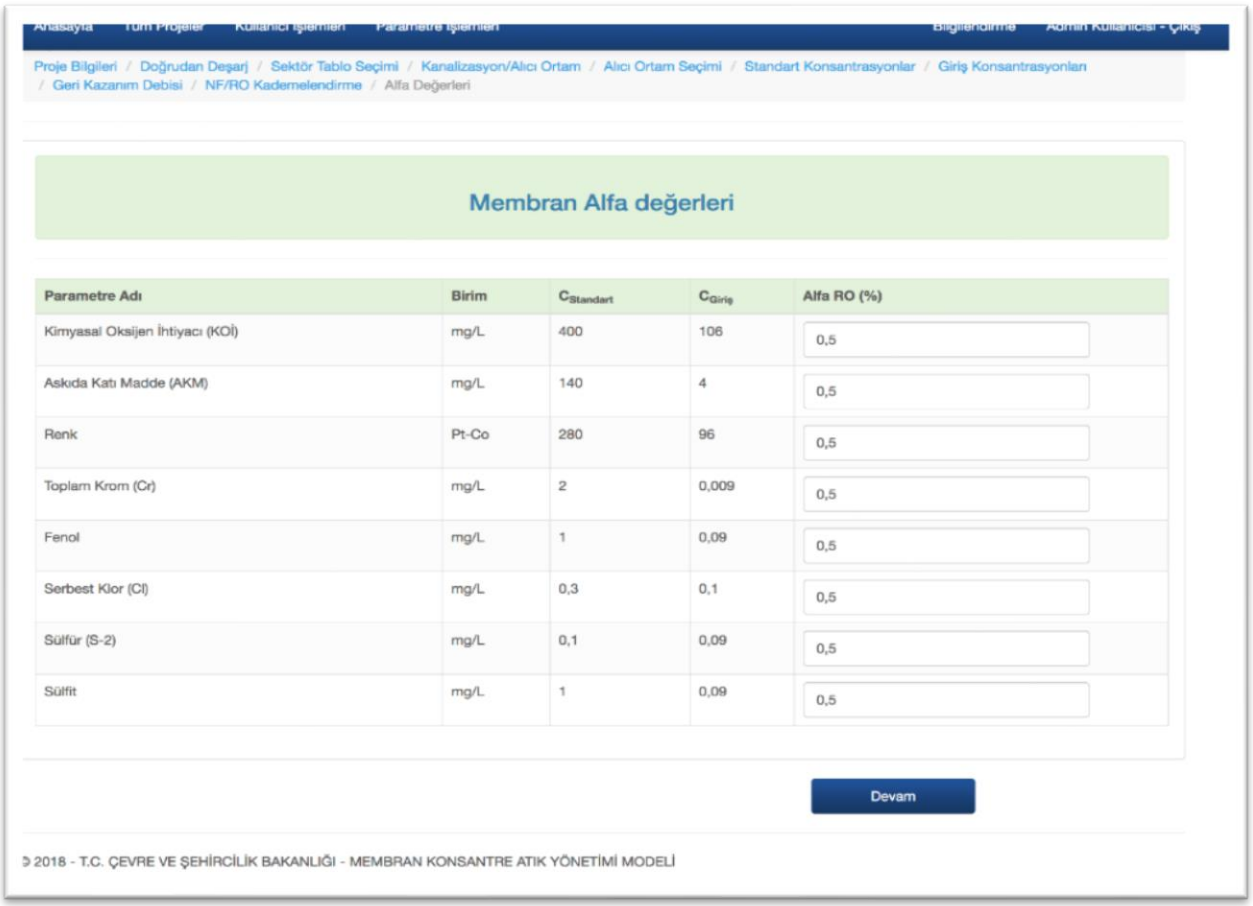
Şekil 7.3.40. Geri kazanım tesisi giriş debisine ait veri girişi ekran görüntüsü

4. C firmasına ait su geri kazanım tesisinde nanofiltrasyon (NF) membran prosesi bulunmadığından Şekil 7.3.41'de belirtildiği üzere "hayır, mevcut değil" seçeneği ile RO geri kazanım oranı "%76" olarak girilmiştir.



Şekil 7.3.41. RO geri kazanım oranı veri girişi ekran görüntüsü

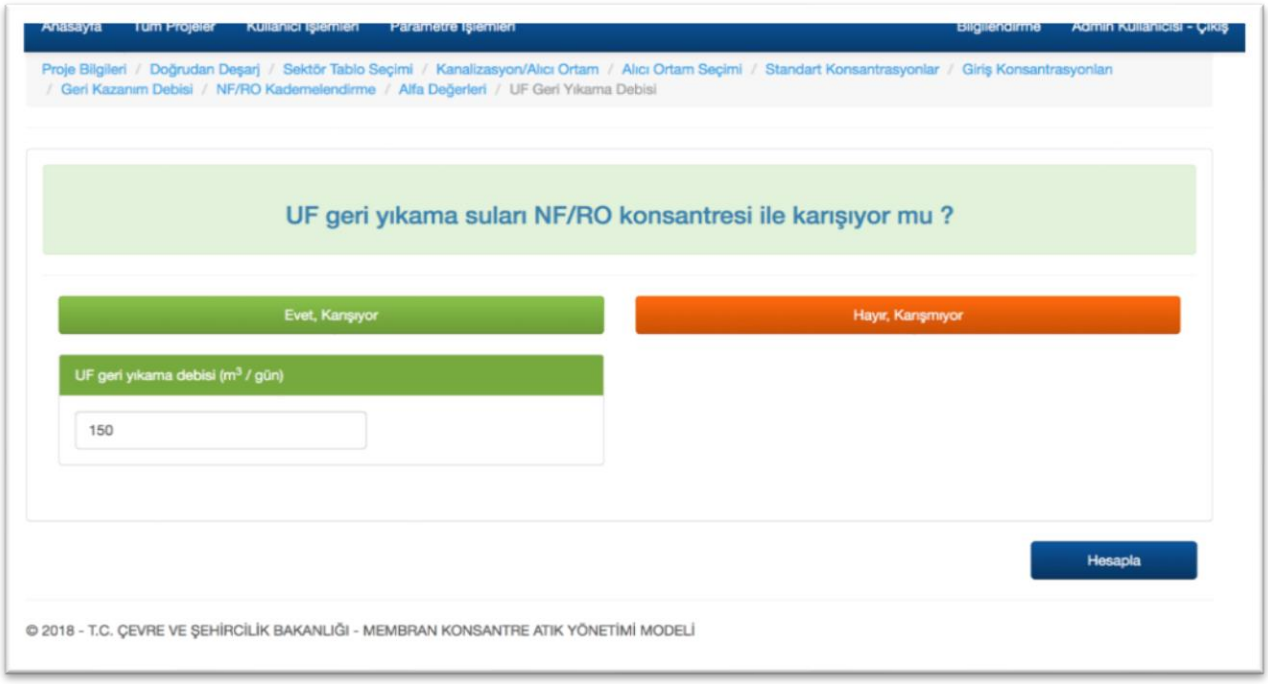
5. Membran alfa değeri (kirleticinin ürün suyuna geçme yüzdesi) %0,5 seçilmiştir (Şekil 7.3.42). Bu değer, belirtilen parametreler açısından RO membranları için kabul edilebilir bir orandır.



Parametre Adı	Birim	$C_{Standart}$	$C_{Giriş}$	Alfa RO (%)
Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)	mg/L	400	106	0,5
Askıda Katı Madde (AKM)	mg/L	140	4	0,5
Renk	Pt-Co	280	96	0,5
Toplam Krom (Cr)	mg/L	2	0,009	0,5
Fenol	mg/L	1	0,09	0,5
Serbest Klor (Cl)	mg/L	0,3	0,1	0,5
Sülfür (S-2)	mg/L	0,1	0,09	0,5
Sülfit	mg/L	1	0,09	0,5

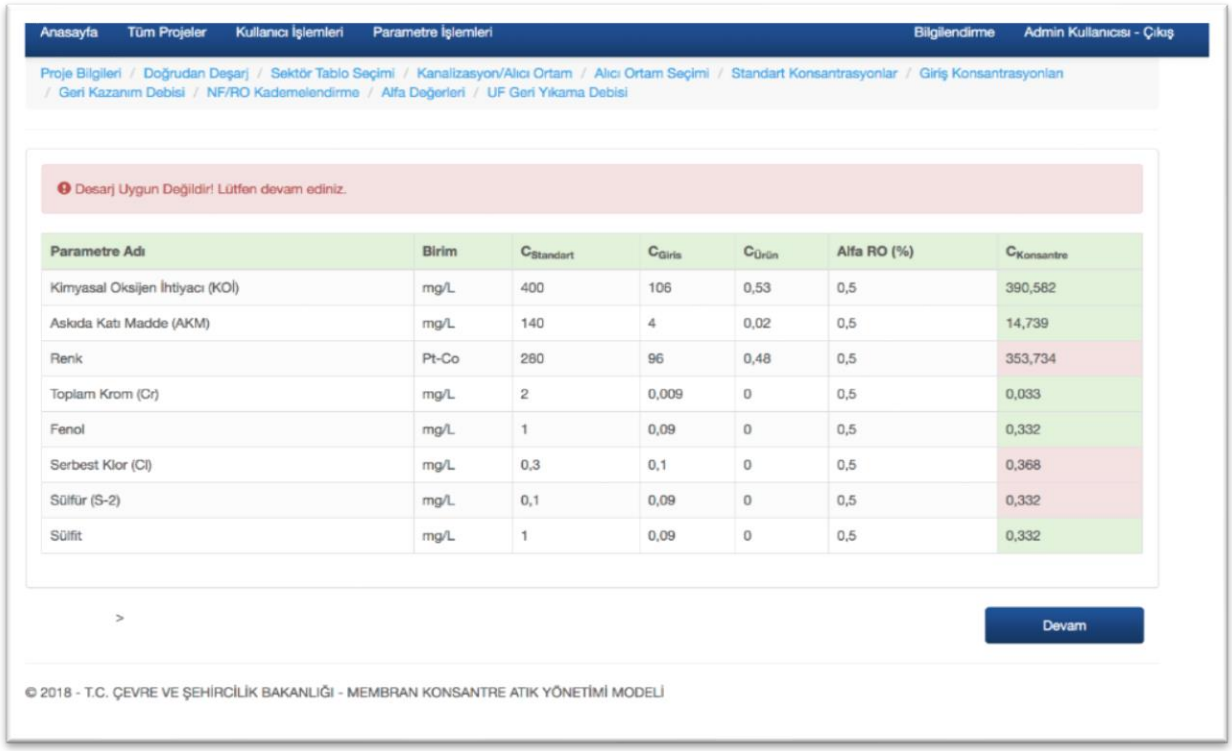
Şekil 7.3.42. Membran geçirgenlik oranı (alfa) giriş ekran görüntüsü

6. Tesisteki RO konsantre akımı, UF geri yıkama suyu ile karışmaktadır. Bu bağlamda Şekil 7.3.43'te yer alan soru için "evet, karışıyor" seçeneği tıklanarak UF geri yıkama debisi olarak 150 m^3/gün girilmiştir. Daha sonra aynı ekranda yer alan "hesapla" butonuna basılmıştır.



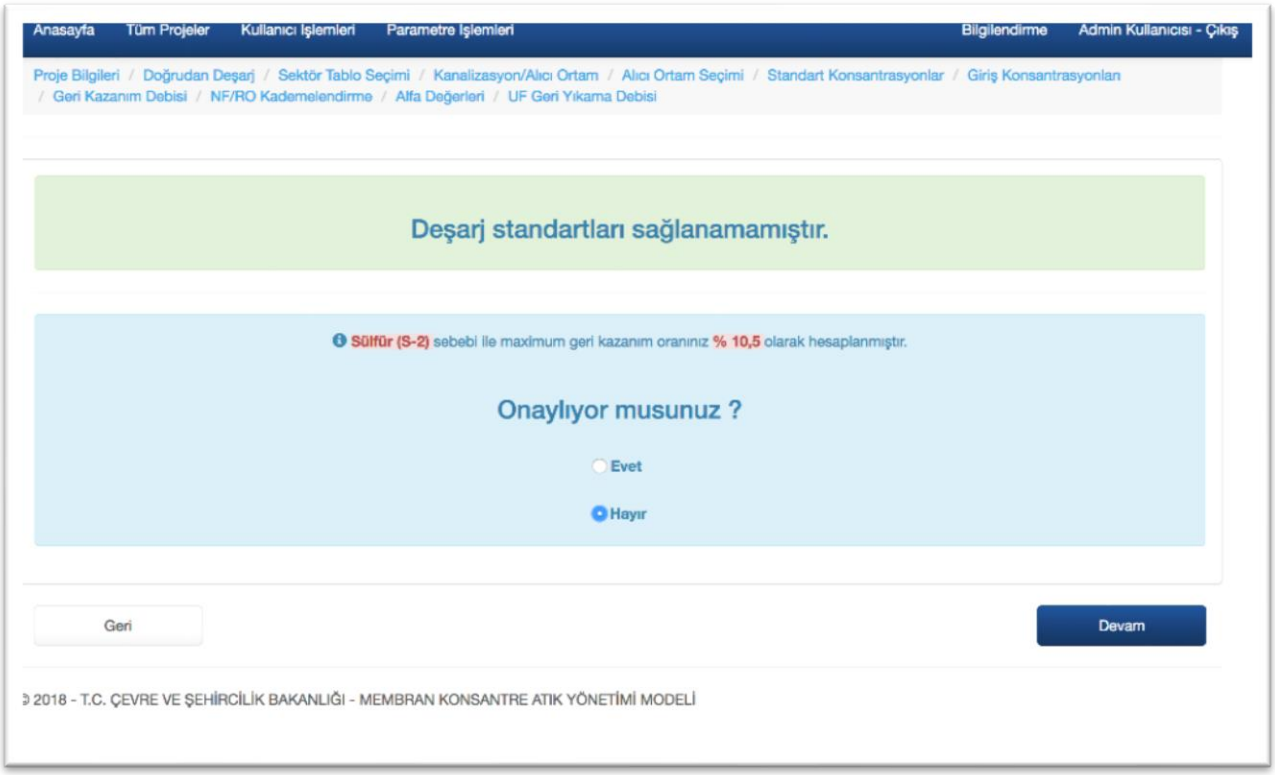
Şekil 7.3.43. UF geri yıkama debisi giriş ekran görüntüsü

7. Şekil 7.3.44'te gösterilen "hesapla" butonu ile konsantre akımındaki ilgili parametrelere ait konsantrasyon değerleri yazılım ile hesaplanmıştır (Şekil 7.3.43). Hesaplanan konsantrasyon değerlerinden renk, serbest klor ve sülfür parametrelerinin SKKY Tablo 10.2'deki deşarj sınır değerlerinden yüksek olduğu için konsantrenin "deşarjı uygun değildir" uyarısı ile karşılaşılmaktadır. Burada devam seçilerek ilerlemeye devam edilmiştir.



Şekil 7.3.44. Deşarjın uygun olmadığını belirten ekran görüntüsü

8. Bir sonraki adımda “sülfür sebebi ile maksimum geri kazanım oranınız %10,5 olarak hesaplanmıştır” uyarısı çıkmaktadır (Şekil 7.3.45). Bu geri kazanım oranı deşarj standartlarının sağlanabilmesi adına uygulanması gereken değerdir. Ancak, bu oran RO proses doğası açısından kabul edilemez bir değer olduğu için “Hayır” seçeneği işaretlenerek devam edilmiştir (Şekil 7.3.45).



Şekil 7.3.45. Alıcı ortam standartlarını sağlayacak geri kazanım oranını belirten ekran görüntüsü

9. Önerilen geri kazanım oranı seçilmediği takdirde deşarj limitleri sağlanamamaktadır. Deşarj limitlerini aşan parametreleri ve uygulanabilecek önerileri içeren sayfa ile (Şekil 7.3.46) C tesisi uygulaması sonlandırılmıştır ve “pdf” formatında rapor elde edilir.

Şekil 7.3.46. Deşarj limitlerini aşan parametreleri ve önerileri belirten ekran görüntüsü

7.4 D Firması Su Geri Kazanım Tesisi Pilot Çalışma Raporu

7.4.1. Tesis tanıtım

D firması, bünyesindeki dört petrol rafineri tesisi ile Türkiye pazarının yaklaşık %60-70'ini karşılamaktadır. Bu tesisler ve kapasiteleri şöyledir:

Batman 1 milyon ton/yıl
Kırıkkale 5 milyon ton/yıl
İzmir 10 milyon ton/yıl
İzmit 10 milyon ton/yıl

Üretime 1961 yılında 1 milyon ton/yıl ham petrol işleme kapasitesi ile başlamış olan rafineri, yıllar içinde gerçekleştirilen önemli kapasite artırımları ve yatırımlar sonucunda tasarım kapasitesini 11,5 milyon ton/yıla ulaştırmıştır. Beyaz ürün verimliliğini artırıcı modernizasyon çalışmaları sonucunda değişen ham petrol işleme tasarım kapasitesi, 11 milyon ton/yıl olarak tescil edilmiştir. Türkiye petrol ürünleri tüketiminin yaklaşık %35'inin gerçekleştiği tüketim merkezinin odağında yer alan rafineri, Euro V standartlarında üretim yapmaktadır.

Rafineri'de, 4,2 milyon ton ağır siyah ürünü AB standartlarında çoğunluğu motorin olmak üzere benzin ve LPG gibi daha değerli yaklaşık 3,5 milyon ton çevreci beyaz ürüne dönüştüren Fuel Oil Dönüşüm Tesisi, 2014 yılı sonunda tamamlanmıştır. Fuel Oil Dönüşüm Tesisi'nin devreye girmesiyle Nelson Kompleksite değeri 14,5 ile dünyanın dönüşüm oranı en yüksek rafinerilerinden biri olmuştur.

2016 yılında 10,8 milyon tonu ham petrol olmak üzere yarı mamul dâhil toplam 11,8 milyon ton şarj verilerek tam kapasite kullanımı gerçekleştirilmiştir.

Rafineride ana ürün olarak LPG, nafta, benzin, jet yakıtı, gaz yağı, motorin, kalorifer yakıtı, fuel oil ve bitümden oluşan toplam 11 milyon ton petrol ürünü üretilmiştir. 2016 yılında 12,3 milyon tonu yurt içine olmak üzere, toplam 14,8 milyon ton ürün satışı gerçekleştirilmiştir.

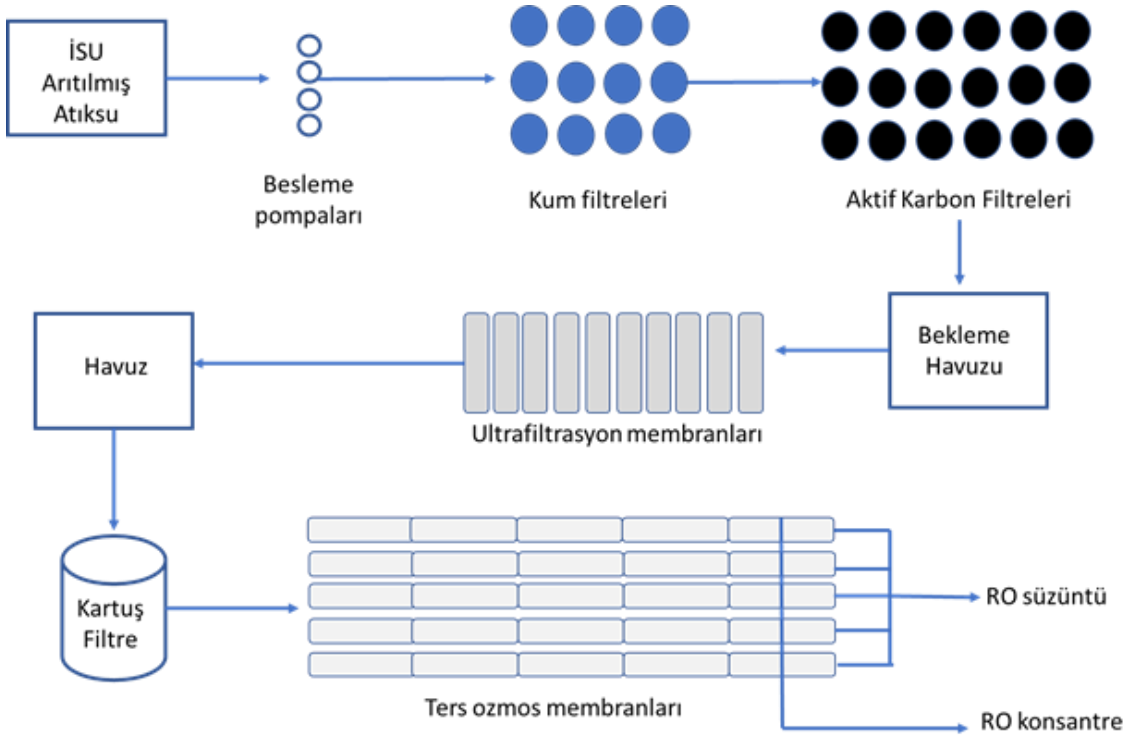
7.4.2. Su geri kazanım tesisi

D Firması Su Geri Kazanım Tesisi Aquamatch Türkiye tarafından anahtar teslim olarak kurulmuştur. Tesis, İSU Körfez Atıksu Arıtma Tesisi'nden (Şekil 7.4.1) Ağa Deresi'ne deşarj edilen arıtılmış atıksuyun ileri arıtımdan geçirilerek demineralize su üretilmesi için kurulmuştur. Tesisin en önemli hedeflerinden biri de Sapanca Gölü'nden su kullanımını azaltmaktır. Tesisten elde edilen su, buhar üretimi, servis suyu, yangı suyu ve kullanım suyu olarak kullanılmaktadır. Su Geri Kazanım Ünitesi çok katmanlı medya filtre, aktif karbon filtre, ultrafiltrasyon ve ters ozmos membran sistemleri kullanılarak tasarlanmıştır. D Firması Su Geri Kazanım Tesis binası Şekil 7.4.2'de görülmektedir.

Şekil 7.4.1. İzmit Körfez Atıksu Arıtma Tesisi genel görünümü

Şekil 7.4.2. D Firması Su Geri Kazanım Ünitesi binası

Su Geri Kazanım Ünitesi'nde toplam 12 adet kum filtre, 18 adet aktif karbon filtre, 10 adet paralel ultrafiltrasyon ünitesi ile 5 adet ters osmoz sistemi yer almaktadır. Su Geri Kazanım Tesisi'ne ait genel akım şeması Şekil 7.4.3'de gösterilmiştir.



Şekil 7.4.3. Su Geri Kazanım Tesisi genel akım şeması

Sistem kapasitesi, Körfez Atık Su Arıtma Tesisi çıkışına tesis edilmiş olan pompalar ile deşarj suyu rafineriye gönderilecek şekilde tasarlanmıştır. 7.000 m^3 depolama kapasiteli ham su tankı girişinde suya sodyum hipoklorit (NaOCl), demir III klorür ($FeCl_3$) ve hidroklorik asit (HCl) enjeksiyonu yapılabilmektedir. NaOCl kimyasalı; filtre dolgu malzemeleri üzerinde bakteriyolojik faaliyet oluşumunu engellemek üzere dezenfeksiyon sağlamaktadır.

Ham su tankı sonrasında su, Şekil 7.4.4'de gösterilen ve 3 servis/1 yedek çalışan besleme pompalarıyla kum filtreden geçerek katı madde giderimi sağlanmaktadır. Kum filtrelerinde organik içerikli maddelerin tutulması da sağlandığından bir miktar KOİ (kimyasal oksijen ihtiyacı) giderimi de sağlanmaktadır. Çok katmanlı kum filtresinin özellikleri Çizelge 7.4.1'de, filtrasyon adımları ise Çizelge 7.4.2'de yer almaktadır. Ayrıca Su Geri Kazanım Tesisi kum filtresi genel görünümü Şekil 7.4.5'de gösterilmiştir.

Çizelge 7.4.1. Çok katmanlı kum filtresi özellikleri

Media yatağı	Kademeli çakıl
Filtrasyon elemanı	Kum ve antrasit
MMF Drum	%60 media, %40 boşluk Ø: 3,4 m, H: 1,5 m
Akış yönü	Filtrasyon: Yukardan aşağı Ters yıkama: Aşağıdan yukarı
Arıtım parametreleri	AKM, bakteri kaçakları, kolloidal partiküller
Ters yıkama	Zaman kontrollü ya da ΔP ayarlı 1440 dk'da bir ters yıkama ΔP: 1.2 bar değerini 300 sn boyunca görürse ter yıkamaya başlar

Çizelge 7.4.2. Çok Kademeli Kum Filtresi Filtrasyon adımları

Adımlar	**Süre**
1 Bekleme	0 sn
2 Filtrasyon	1.440 dk
3 Boşaltma	300 sn
4 Sıyırma	180 sn
5 Doldurma	30 sn
6 Bekleme	30 sn
7 Ters yıkama	600 sn
8 Durulama	180 sn

Şekil 7.4.4. Su Geri Kazanım Tesisi kum filtresi besleme pompaları

Şekil 7.4.5. Su Geri Kazanım Tesisi kum filtresi genel görünümü

Aktif karbon filtrasyon bölümünde, 9 adet paralel çalışan ve kendi içerisinde 2 adet seri bağlı olan toplam 18 adet filtre bulunmaktadır. Aktif karbon filtrelerinin geri yıkama işlemi zamana bağlı olarak gerçekleştirilmektedir. Mevcut durumda günde 1 kere geri yıkama işlemi gerçekleşmektedir. Filtre malzemesi üzerinde biriken katı maddenin uzaklaştırılması amacıyla geri yıkama işlemi yapılmaktadır. Organik maddenin giderimi aktif karbon gözeneklerinde kirliliğin tutulması yolu ile gerçekleştirilmektedir. Aktif karbon filtrasyonunun özellikleri Çizelge 7.4.3'de, aktif karbon filtrasyon kademleri ise Çizelge 7.4.4'de verilmiştir. Ayrıca Su Geri Kazanım Tesisi aktif karbon filtrasyon sistemlerinin genel görünümü Şekil 7.4.6'da gösterilmiştir.

Şekil 7.4.6. Su Geri Kazanım Tesisi aktif karbon filtrasyon sistemlerinin genel görünümü.

Çizelge 7.4.3. Aktif karbon filtrasyonunun özellikleri

Media yatağı	Kademeli çakıl
Filtrasyon elemanı	Granüler aktif karbon
Granüler aktif karbon özellikleri	Toplam yüzey alanı: 1.150 m^2/g Yoğunluk: 485 kg/m^3 Değişim: Yılda bir
MMF Drum	%60 media, %40 boşluk Ø: 3,4 m, H: 6 m
Akış yönü	Filtrasyon: Yukardan aşağı Ters yıkama: Aşağıdan yukarı
Arıtım parametreleri	Yağ ve gres, serbest klor, renk, koku, TOK, KOİ, AKM, bulanıklık
Ters yıkama	Zaman kontrollü

Çizelge 7.4.4. Aktif karbon filtrasyon kademleri

Adımlar	Süre
1 Bekleme	0 sn
2 Filtrasyon	1.440 dk
3 Ters yıkama	6.480 sn
4 Durulama	180 sn

Aktif karbon çıkış akımı filtrelenmiş su, su deposuna ve buradan da pompalar vasıtasıyla ultrafiltrasyon (UF) ünitesine gönderilmektedir. UF biriminde fiziksel arıtım yapılmakta olup askıda katı madde (AKM) ve bir miktar yağ giderimi gerçekleşmektedir. Her bir modül içerisinde bulunan fiber malzemeler aracılığı ile giderim sağlanan sistemde polietersülfon malzemeden modül bulunmaktadır. UF ünitesinin özellikleri Çizelge 7.4.5'de, sistemin genel görünümü ise Şekil 7.4.7'de verilmiştir. UF membran modülleri üzerinde biriken katı maddelerin ve mikroorganizmaların uzaklaştırılması ve dezenfeksiyon edilmesi amacıyla sadece su ile ters yıkama (Backwash) ve kimyasal ters yıkama (Chemically Enhanced Backwash-CEB) otomatik olarak yaptırılmaktadır. Su ile ters yıkama, kimyasal ters yıkama ve durulama için UF sisteminin ürün suyu kullanılmaktadır. Kimyasal yıkamada; hidroklorik asit, kostik ve hipoklorit kullanılmaktadır.

Çizelge 7.4.5. Ultrafiltrasyon ünitesi özellikleri

Membran malzemesi	Polietersülfon
Membran modülü	Boşluklu elyaf (PVC kılıf)
Membran ve modül özellikleri	Por boyutu: 20 nm İnce fiber tüp çapı: 0.9 mm Modül toplam alanı: 64 m^2
Fiber demeti	8.000-10.000 adet
Akış yönü	Filtrasyon: İçten dışa Ters yıkama: Dıştan içeri
Arıtım parametreleri	Bütün mikroorganizmalar, bulanıklık, TOK
Ters yıkama	Zaman kontrollü Hidrolik yıkama: 50 dk'da bir Kimyasal yıkama: 16 çevrimde bir Kullanılan kimyasallar: NaOH, NaOCl, HCl Geri yıkama debisi: 2.500 m^3/gün

UF sisteminden sonraki adım ise sudaki iyon yükünün giderildiği ters osmoz sistemidir. Ters osmoz, yüksek basınçta yarı geçirgen membran arasından atıksu içinde çözünür halde bulunan maddeleri belli basınç altında geçirerek sudaki istenmeyen maddeleri filtre etme işlemidir. Ters osmoz sistemleri, su kalitesini iyileştirmek amacı ile uygulanmaktadır.

Şekil 7.4.7. Su Geri Kazanım Tesisi UF sistemi genel görünümü.

Ters osmoz prosesinin temelini, suyun geçişine izin verirken aynı anda çözünmüş iyonik maddelerin geçişini sınırlandıran yarı-geçirgen membran oluşturur. Bu tür bir membranın bir tarafındaki saf olmayan suya basınç uygulanması yoluyla saf su membranın diğer tarafına geçirilir ve bünyesindeki maddelerin çoğunu geride bırakır. Çözünmüş iyonik maddelerin membran kullanılarak sudan ayrılması, iyonun molekül ağırlığının ve iyon yükünün bir fonksiyonudur. Örneğin, bir ters osmoz sisteminde ortalama olarak %90 oranında bir sodyum klorür giderimi beklenir, bunun anlamı membrandan geçen ürün suyundaki konsantrasyonun, membrana beslenen ham sudaki konsantrasyona oranla yaklaşık onda bir seviyede olmasıdır. Kalsiyum karbonat (sertlik) giderimi yaklaşık %95 iken pek çok metalik tuzların giderim verimi %98-99 civarındadır. Su Geri Kazanım Tesisi RO ünitesinin özellikleri Çizelge 7.4.6'da verilmiştir. RO ünitesi öncesi kullanılan kartuş filtrelerin genel görünümü Şekil 7.4.8'de verilmiştir. Ayrıca tesiste bulunan RO ünitesinin genel görünümü de Şekil 7.4.9'da verilmiştir.

Çizelge 7.4.6. RO Ünitesi özellikleri

Membran malzemesi	Poliamid
Membran modülü	Spiral sargılı
Membran özellikleri	Tuz rejeksiyonu: %99,6 Bir membran alanı: 40,8 m^2
Modül özellikleri	6 membran: 1 modül 54 modül: 1 seri Toplam 5+1 seri: 324 membran
RO ünitesi besleme debisi	42.000 m^3/gün
RO ünitesi geri kazanım oranı (verim)	%70
Filtrasyon tipi	Filtrasyon: Dıştan içe Ters yıkama yok, antiskalant dozajı var.
Arıtım parametreleri	Her türlü iyon (Na^+, Ca^{+2}, Mg^{+2}, K^+, Cl^-…)
Yıkama prosedürü	Alkali ve asidik solüsyon Fark basıncı %15 artarsa CIP yapılır.

Şekil 7.4.8. Su Geri Kazanım kartuş filtre genel görünümü

Şekil 7.4.9. Su Geri Kazanım Tesisi RO sistemi genel görünümü

Tesiste mevcut durumda RO süzüntüsü buhar üretimi, servis suyu, yangı suyu ve kullanım suyu olarak kullanılmaktadır. RO konsantre akımı ise D Firması bünyesinde bulunan atıksu arıtma tesisinin deşarj suyu ile paçallanarak denize deşarj edilmektedir. Ayrıca Su Geri Kazanım Tesisi arıtma performans verileri Çizelge 7.4.7'de verilmiştir.

Çizelge 7.4.7. Su Geri Kazanım Tesisi arıtma performans verileri

Parametre	Sistem giriş	Sistem çıkış	Giderim verimi
pH	7,8	6	-
COD	30 ppm	<15 ppm	-
AKM	5 ppm	0,5 ppm	%90
Yağ	3 ppm	0,7 ppm	%77
Klorür	320 ppm	40 ppm	%88
Sülfat	100 ppm	<1 ppm	>%99
İletkenlik	1600 mS/cm	150 mS/cm	%91

7.4.3. Proje kapsamında numune alımları ve analizler

7.4.3.1. Numune Alımları, Sıklıkları ve Parametreler

İlk saha ziyareti Prof. Dr. Erkan Şahinkaya ve Yrd. Doç. Dr. Bilgehan İlker Harman tarafından 21.06.2017 tarihinde yapılmıştır. Yapılan ziyarette tesis hakkında bilgi alınmış ve numune alma noktaları tesis yetkilileriyle birlikte belirlenmiştir. Ziyaret esnasında tesis girişi (ham su), RO membran girişi ve RO konsantre akımı için numune alma noktaları belirlenmiştir. Adı geçen numune alma noktalarına ait fotoğraflar D Firması tesisine herhangi bir elektronik alet sokulamadığından dolayı çekilememiştir. Ancak Proje ekibi ve Bakanlık personeli ile yapılan teknik gezide numune alma noktaları incelenmiştir.

Numune alma sıklığı, nasıl alınacağı ve nerelerden alınacağının tam olarak belirlenebilmesi için ziyaret esnasında numune alma ve analizlerden sorumlu olan Barem Çevre Lab ve Dan. Hiz. İlaç İnş. San. Ltd. Şti. personeli de tesis ziyaretine katılmıştır. İlk numune alımına 21.06.2017 tarihinde başlanmıştır. İzleme süresince ham su ve RO girişinden toplamda 3'er adet numune alınmış olup, her 4 haftada bir numune toplanmıştır. RO konsantresinden ise haftada bir numune olacak şekilde toplamda 10 adet numune toplanmıştır. Tüm numune alım işlemleri 14.09.2017 tarihinde tamamlanmıştır. Numune alma noktaları ile ilgili detaylı bilgiler Çizelge 7.4.8'de verilmiştir. Tesis konsantre deşarjını Kocaeli kentsel AAT çıkış suyuna bazen de AAT girişine geri vermektedir. Bu bağlamda konsantre doğrudan bir alıcı ortama deşarj edilmemektedir ve herhangi bir SKKY tablosuna tabi değildir. Bu bağlamda Su Geri Kazanım Tesisinden alınan numunelerde izlenecek parametreler tipik ve temsil edici olacak şekilde proje ekibi tarafından belirlenmiştir. Tesisten alınan numunelerde yapılan olan analizler Çizelge 7.4.9'da verilmiştir.

Çizelge 7.4.8. Numune alma noktaları, sıklığı ve numune alma prosedürü

	Ham su girişi	RO konsantresi	RO Girişi*
Numune alma şekli	24 saatlik kompozit numune	2 saatlik kompozit numune	2 saatlik kompozit numune
Numune hacmi	10 L	10 L	10 L
Numune sayısı	3	10	3

* Numuneler Kartuş filtre sonrası alınmaktadır.

Çizelge 7.4.9. Alınan numunelerde yapılan analizler

Parametreler	**Ham su girişi**	**RO konsantresi**	**RO Giriş**
Tuzluluk	x	x	x
İletkenlik	x	x	x
Toplam çözünmüş katı	x	x	x
Sülfat	x	x	x
Ca Sertliği	x	x	x
Mg sertliği	x	x	x
Kimyasal oksijen ihtiyacı	x	x	x
Toplam organik karbon	x	x	x
Toplam fosfor	x	x	
Toplam azot	x	x	
Askıda katı madde	x		
Fekal ve toplam koliform	x		
Renk (3 farklı dalga boyu)	x	x	
Nikel		x	
Kadminyum		x	
Civa		x	
Kurşun		x	
Bakır		x	

7.4.3.2. Analitik Metotlar

Pilot tesis çalışması kapsamında tesisten alınan numunelerin analizleri akredite bir kuruluş olan Barem Çevre Lab. ve Dan. Hiz. İlaç İnş. San. Ltd. Şti. tarafından yapılmaktadır. Analizi yapılan parametrelere ait analitik metotlar Çizelge 7.4.10'da sunulmuştur.

Çizelge 7.4.10. Pilot tesis çalışması kapsamında yapılan analizlerin analitik metotları

[1]Parametre	Birim	[1]Analiz Metodu
Askıda Katı Madde (AKM)	mg/L	SM 2540 D Gravimetrik Metot
Balık Biyodeneyi (ZSF)	-	TS 5676 Seyreltme Metodu (SKKY Numune Alma ve Analiz Metodları Tebliği)
Çökebilir Katı Madde	ml/L	SM 2540 F Hacimsel Garvimetrik Metot
Demir (Fe)	mg/L	EPA 200.7 ICP OES Metodu
*İletkenlik	µs/cm	SM 2510 B Laboratuvar Metodu
Kalsiyum Sertliği	mg/L	SM 3500-Ca B EDTA Titrimetrik Metot
Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)	mg/L	SM 5220 C Kapalı Reflaks-Titrimetrik Metot
Klorür	mg/L	SM 4500-Cl^- B Argentometrik Metot
Magnezyum (Mg) Sertliği	mg/L	SM 2340 B, SM 3500 Ca B Hesaplama Metodu
*pH	-	SM 4500 H^+ B Elektrometrik Metot
Renk	Pt-Co	SM 2120 C Spektrometrik Metot
Sülfat	mg/L	SM 4500 SO_4^{-2} E Türbitimetrik Metot
Toplam Azot	mg/L	TS EN 12260 Oksidasyon Metodu
*Toplam Çözünmüş Madde	mg/L	SM 2540 C Gravimetrik Metot
Toplam Fosfor	mg/L	SM 4500-P B, SM 4500-P D Digestion Metodu sonrası Spektrometrik Metot
Toplam Organik Karbon	mg/L	TS 8195 EN 1484 Yüksek Sıcaklıkta Yakma Metodu
*Tuzluluk	‰	SM 2520 B Elektriksel İletkenlik Metodu
Bakır, civa, kadmiyum, kurşun ve nikel analizleri	mg/L	EPA 200.7 ICP OES Metodu
Fekal koliform bakterilerinin sayımı	CFU/100 ml	SM 9222 D Membran Filtre Metodu
Toplam koliform bakterilerinin sayımı	CFU/100 ml	SM 9222 B Membran Filtre Metodu

*Parametreler Yetkili Laboratuvar Personeli tarafından yerinde ölçülmüştür.
[1]Parametreler ve Metotlar AB-0315-T Nolu TÜRK AKREDİTASYON KURUMU Akreditasyon Sertifikası kapsamındadır.
SM: Standart Methods for the Examination of Water and Wastewater, 22th Edition (2012)
EPA: Environmental Protection Agency
ASTM: American Society for Testing and Materials

7.4.4. Su kalitesi değerlendirmesi

D Firması Su Geri Kazanım Tesisi'nde yapılan pilot çalışmalar kapsamında ham su giriş, RO giriş ve RO konsantresinden 21 Haziran 2017 tarihinden itibaren numuneler alınarak, analiz sonuçları hamsu girişi için Çizelge 7.4.11'de, RO giriş suyu için Çizelge 7.4.12'de, RO konsantresi numuneleri için Çizelge 7.4.13'de ve deşarj edilen ve membran geri yıkama sularını da içeren konsantre numuneleri için Çizelge 7.4.14'de sunulmuştur. Akreditasyon belgesine sahip laboratuvara yaptırılan bu analizlerin sonuçlarını içeren raporları Ek-6D'de sunulmuştur. 21 Haziran, 18 Temmuz ve 7 Eylül 2017 tarihlerinde ham su giriş (tesis girişi) ve RO girişinden alınan numunelerdeki analiz sonuçlarına göre iletkenlik, sertlik (magnezyum ve kalsiyum sertliği), sülfat, KOİ, TÇM ve TOK parametrelerinde kayda değer bir giderimin olmadığı görülmüştür. Ham su girişi ortalama iletkenlik değeri 946 µS/cm iken RO giriş suyunun ortalama iletkenlik değeri 925 µS/cm civarındadır. Benzer şekilde ortalama TÇM, kalsiyum ve magnezyum sertliği için ham su giriş değerleri sırasıyla 556 mg/L, 164 mg/L ve 109 mg/L iken RO giriş suyu için bu parametreler 539 mg/L, 163mg/L ve 107 mg/L olarak ölçülmüştür.

Çizelge 7.4.11. Su Geri Kazanım tesisi ham atıksu kalite verileri

Parametre	Birim	Ham Su Giriş (24 saatlik kompozit)			
		21.06.2017	18.07.2017	07.09.2017	ORTALAMA
Askıda Katı Madde (AKM)	mg/L	<5	<5	<5	<5
Fekal Koliform Bakterilerin Sayımı	CFU/100 mL	-	900	260	580
Toplam Koliform Sayımı	CFU/100 mL	-	1.200	2.400	1.800
İletkenlik	µS/cm	961	934	944	946
Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)	mg/L	42	<20	27	<30
pH	-	7,3	7,9	8,3	7,8
Kalsiyum Sertliği	mg/L	175	161	156	164
Magnezyum (Mg) Sertliği	mg/L	117	107	104	109
Renk	Pt-Co	6,8	37,6	18,3	21
Sülfat	mg/L	517	49	24	197
Toplam Azot	mg/L	3,1	1,1	3,9	2,7
Toplam Çözünmüş Madde	mg/L	532	455	682	556
Toplam Fosfor	mg/L	2,7	4,1	1,4	2,7
Toplam Organik Karbon	mg/L	7,7	5,8	6,9	6,8
Tuzluluk	$‰_0$	3,72	0,45	0,47	1,55

Çizelge 7.4.12. Su Geri Kazanım Tesisi RO giriş suyu kalite verileri

Parametre	Birim	RO Giriş (2 saatlik kompozit)			
		21.06.2017	18.07.2017	07.09.2017	ORTALAMA
İletkenlik	µs/cm	863	980	932	925
Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)	mg/L	26	57	29	37
pH	-	7,4	8,3	8,1	7,9
Kalsiyum Sertliği	mg/L	173	168	149	163
Magnezyum (Mg) Sertliği	mg/L	115	112	95	107
Sülfat	mg/L	14	51	25	30
Toplam Çözünmüş Madde	mg/L	466	480	670	539
Toplam Organik Karbon	mg/L	5,2	5,5	5,7	5,5
Tuzluluk	$‰_0$	0,37	0,49	0,46	0,44

Çizelge 7.4.13'de RO konsantresinden alınan numunelere ait analiz sonuçlarının ortalaması verilmiştir. RO konsantresindeki sülfat, KOİ, TOK, renk, toplam azot, toplam fosfor, TÇM ve pH için hesaplanan ortalama değerler sırasıyla; 440 mg/L, 72 mg/L, 23,8 mg/L, 80 Pt-Co, 14,3 mg/L, 8,8 mg/L, 2.626 mg/L ve 7,9'dur. RO konsantresi iletkenliği ise ortalama 3367 µS/cm'dir. Ayrıca proje kapsamında 21 Haziran 2017 tarihinde alınan RO konsantre numunelerinde bakır, civa, kadmiyum, kurşun ve nikel analizleri gerçekleştirilmiş ve sırasıyla 0,070 mg/L, 0,001 mg/L, <0,004 mg/L, 0,01 mg/L ve 0,012 olarak ölçülmüştür.

Tesis ham su analiz sonuçlarına göre ortalama toplam organik karbon konsantrasyonu 6,8 mg/L'dir (Çizelge 7.4.11). RO giriş suyunda ise bu değer ortalama 5,5 mg/L'ye inmektedir (Çizelge 7.4.12). RO konsantresinde ölçülen ortalama toplam organik karbon konsantrasyonu ise 23,8 mg/L'dir (Çizelge 7.4.13). Tesis ham su analiz sonuçlarına göre ortalama TN ve TP konsantrasyonları sırasıyla 2,7 mg/L ve 2,7 mg/L olarak tespit edilmiştir (Çizelge 7.4.11). RO konsantre suyunda TN ve TP için ortalama değerler sırasıyla 14,3 mg/L ve 8,8 mg/L olarak tespit edilmiştir (Çizelge 7.4.13).

Tesiste RO konsantresinde ölçülen iletkenlik değerleri RO giriş suyundaki iletkenlik seviyesinin düşük olmasından dolayı yüksek değildir. RO konsantresinin karakterizasyonu göz önüne alındığında halen geri kazanım potansiyeline sahip bir su olduğu düşünülmektedir. Bu bağlamda hem deşarj edilecek RO konsantresini azaltmak hem de su geri kazanım miktarını arttırmak için RO konsantresinden su geri kazanımı değerlendirilebilir.

Çizelge 7.4.13. Su Geri Kazanım Tesisi RO konsantre suyu kalite verileri

Parametre	Birim	RO Konsantre (2 saatlik kompozit)										
		21.06.2017	**28.06.2017**	**06.07.2017**	**11.07.2017**	**18.07.2017**	**26.07.2017**	**04.08.2017**	**21.08.2017**	**07.09.2017**	**14.09.2017**	**ORTALAMA**
Bakır (Cu)	mg/L	0,070	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,070
Civa (Hg)	mg/L	0,001	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,001
İletkenlik	µS/cm	2.620	2.720	4.280	4.260	2.940	3.470	3.500	3.500	2.890	3.490	3.367
Kadmiyum (Cd)	mg/L	<0,004	-	-	-	-	-	-	-	-	-	<0,004
Kalsiyum Sertliği	mg/L	444	506	510	104	564	528	266	570	528	558	458
Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)	mg/L	83	52	55	69	34	44	65	39	61	220	72
Kurşun (Pb)	mg/L	0,01	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,01
Magnezyum (Mg) Sertliği	mg/L	296	338	338	74	376	352	178	380	352	372	306
Nikel (Ni)	mg/L	0,012	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,012
pH	-	8,0	7,8	7,8	7,9	7,9	7,9	7,8	7,8	8,1	7,9	7,9
Renk	Pt-Co	34	71	75	<5	54	90	102	54	108	132	80
Sülfat	mg/L	68	127	751	57	90	2781	99	215	75	133	440
Toplam Azot	mg/L	4,4	9,3	8,8	8,1	4,2	24,5	17,8	10,2	9,9	45,4	14,3
Toplam Çözünmüş Madde	mg/L	1.476	7.570	2.100	2.080	1.440	3.820	2.140	2.190	1.729	1.710	2.626
Toplam Fosfor	mg/L	10,1	11,8	9,8	2,3	7,5	7,4	12,4	11,9	10,4	4,6	8,8
Toplam Organik Karbon	mg/L	23,6	18,8	21,7	18,1	13,7	15,1	16,2	14,6	16,9	78,8	23,8
Tuzluluk	‰	1,09	3,71	2,62	4,36	1,54	1,75	1,76	1,83	1,53	1,84	2,20

Çizelge 7.4.14. Su Geri Kazanım Tesisi RO konsantre suyu genel özet tablosu

Parametre	Birim	RO Konsantre (2 saatlik kompozit)		
		Minumum değer	Maksimum değer	ORTALAMA
Bakır (Cu)	mg/L	0,070	0,070	0,070
Civa (Hg)	mg/L	0,001	0,001	0,001
İletkenlik	µS/cm	2.620	4.280	3.367
Kadmiyum (Cd)	mg/L	<0,004	<0,004	<0,004
Kalsiyum Sertliği	mg/L	104	570	458
Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)	mg/L	34	220	72
Kurşun (Pb)	mg/L	0,01	0,01	0,01
Magnezyum (Mg) Sertliği	mg/L	74	380	306
Nikel (Ni)	mg/L	0,012	0,012	0,012
pH	-	7,8	8,1	7,9
Renk	Pt-Co	<5	132	80
Sülfat	mg/L	57	2781	440
Toplam Azot	mg/L	4,2	45,4	14,3
Toplam Çözünmüş Madde	mg/L	1.440	7.570	2.626
Toplam Fosfor	mg/L	2,3	12,4	8,8
Toplam Organik Karbon	mg/L	13,7	78,8	23,8
Tuzluluk	‰	1,09	4,36	2,20

RO konsantre suyunda elde edilen sülfat değerleri 57-2.781 mg/L gibi yüksek bir aralıkta salınım göstermektedir (Çizelge 7.4.13). Ancak farklı tarihlerde alınan 10 adet numunenin ortalama değeri hesaplandığında sülfat konsantrasyonunun 440 mg/L olduğu görülmüştür. Benzer şekilde toplam çözünmüş madde konsantrasyonu 1.440-7.570 mg/L arasında salınım göstermekteyken 10 adet numunenin ortalama değeri hesaplandığında çözünmüş madde konsantrasyonunun 2.626 mg/L olduğu görülmüştür.

Tesiste RO membran konsantreleri, kum filtresi ters yıkama suyu, aktif karbon filtresi ters yıkama suyu, ultrafiltrasyon hidrolik ve ters yıkama suyu konsantre havuzunda karışmaktadır. Bu konsantre havuzundan 07 Eylül 2017 tarihinde alınan numunelere ait analiz sonuçları Çizelge 7.4.15'de verilmiştir. Tüm parametrelere ait sonuçlar ile RO membran konsantre numunelerinin sonuçları kıyaslandığında, kum filtresi, aktif karbon filtresi ve UF geri yıkama suları ile karışan RO konsantrelerinde seyrelmeye neden olduğu görülmüştür. RO konsantre suyunda elde edilen ortalama iletkenlik, KOİ, renk, sülfat, toplam azot, toplam fosfor, toplam çözünmüş madde ve toplam organik karbon sırasıyla, 3.367 µS/cm, 72 mg/L, 80 Pt-Co, 440 mg/L, 14,3 mg/L, 8,8 mg/L, 2.626 mg/L ve 23,8 mg/L iken konsantre havuzundan alınan numunelerde 1.910 µS/cm, 43 mg/L, 29 Pt-Co, 35 mg/L, 6,3 mg/L, 1,7 mg/L, 1.402 mg/L ve 11,3 mg/L'dir.

Çizelge 7.4.15. Deşarj edilen membran konsantre suyu kalite verileri

Parametre	Birim	Deşarj edilen membran konsantre suyu* (2 saatlik kompozit)
		07.09.2017
İletkenlik	µs/cm	1.910
Kalsiyum Sertliği	mg/L	324
Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)	mg/L	43
Magnezyum (Mg) Sertliği	mg/L	216
pH	-	7,22
Renk	Pt-Co	29
Sülfat	mg/L	35
Toplam Azot	mg/L	6,3
Toplam Çözünmüş Madde	mg/L	1.402
Toplam Fosfor	mg/L	1,7
Toplam Organik Karbon	mg/L	11,3
Tuzluluk	$‰_0$	1,01

* Deşarj edilen membran konsantre havuzundaki atıksu numunesi kum filtresi ters yıkama suyu, aktif karbon filtresi ters yıkama suyu, ultrafiltrasyon hidrolik ve ters yıkama suyu ve RO konsantre suyu karışımlarından oluşmaktadır.

7.4.5. Tesis ziyareti

Su geri kazanım tesisinin yerinde incelenmesi kapsamında 15-17 Ağustos 2017 tarihlerinde MEMKON proje ekibi ve T.C. Çevre ve Şehircilik Bakanlığı Çevre Yönetimi Genel Müdürlüğü yetkilerince D Firması Su Geri Kazanım Tesisi'ne 3 günlük ziyaret gerçekleştirilmiştir.

Tesis ziyaretinde ilk olarak rafineriler ve bu rafinelerinin üretimi hakkında genel bilgi verilmiştir. Daha sonra, su kullanımı, atıksu oluşumu ve miktarları, atıksu arıtma tesisi ve su geri kazanım tesisi ile ilgili bilgiler tesis sorumlusu ve çalışanları tarafından kapsamlı bir tanıtım sunumu ile gerçekleştirilmiştir. Sunumda; petrol rafinerisindeki üretim prosesleri, üretilen ürünler, üretim sırasında kullanılan su miktarları ve kalitesi, oluşan atıksu miktarları ve kalitesi, atıksu arıtma tesisleri, su geri kazanım tesisi prosesleri hakkında teknik bilgiler verilmiştir. Tesisi çalışanları su geri kazanım tesisi ile ilgili tecrübelerini proje ekibi ve Bakanlık yetkilileri ile paylaşmışlardır.

Sunumun akabinde ham atıksu giriş noktasından itibaren tüm arıtma prosesleri MEMKON proje ekibi ve T.C. Çevre ve Şehircilik Bakanlığı Çevre Yönetimi Genel Müdürlüğü yetkilerince yerinde incelenmiştir. Su geri kazanım tesisi prosesleri olan kum filtrelerin, aktif karbon filtrelerin, UF ünitesinin, kartuş filtrelerin ve RO ünitelerinin çalışır haldeki durumları incelenmiştir. Ayrıca RO konsantre akımının alıcı ortama deşarjı ile ilgili incelemeler yapılmıştır. Tesise elektronik cihaz sokulması güvenlik açısından tehlikeli ve yasak olduğundan tesis ziyareti esnasında fotoğraf çekilememiştir.

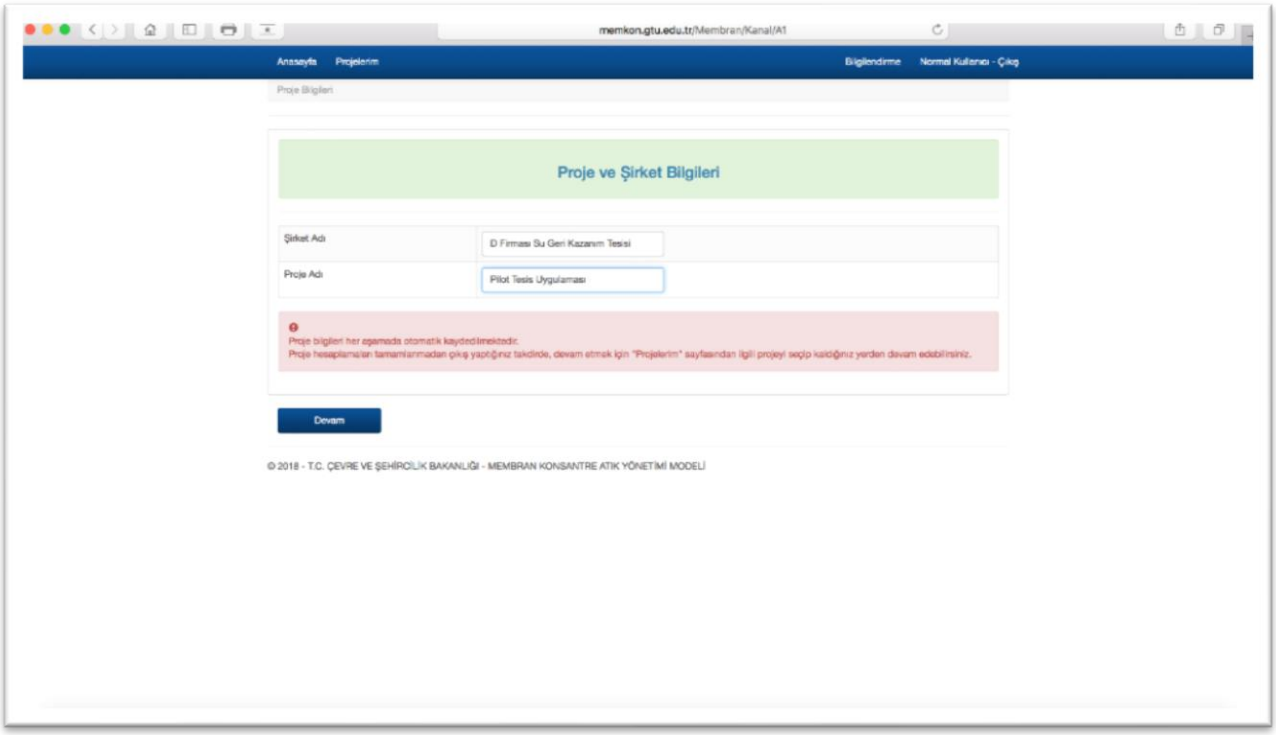
17 Ağustos 2017 günü saat 09:30-12:30 arasında Asım Kibar Organize Sanayi Bölgesi Atıksu Arıtma Tesisi'ne teknik gezi düzenlenmiştir. Teknik gezi kapsamında Asım Kibar OSB Atıksu Arıtma Tesisi'nden sorumlu Mekanik ve Bakım İşletme Müdürü Hakkı Baran DEMİRLİ ve Asım Kibar OSB İmar ve Yapı İşleri Müdürü Serkan DURAN OSB bünyesindeki faaliyet gösteren firmalar hakkında bilgilendirme yapılmıştır. Atıksu arıtma tesisine gelen atıksuyun miktarı, karakterizasyonu ve mevcut arıtma prosesleri ile ilgili bilgilendirme toplantısı

yapılmıştır. Asım Kibar OSB Atıksu Arıtma Tesisi bünyesinde kurulacak olan (ihalesi tamamlanmış, inşaatı başlamış) su geri kazanım tesisi ile ilgili bilgiler alınmıştır. Tesisteki tüm prosesler teknik olarak yerinde incelenmiş ve karşılıklı bilgi alışverişinde bulunulmuştur.

7.4.6. D Firması su geri kazanım tesisi: Pilot tesis yazılım uygulaması

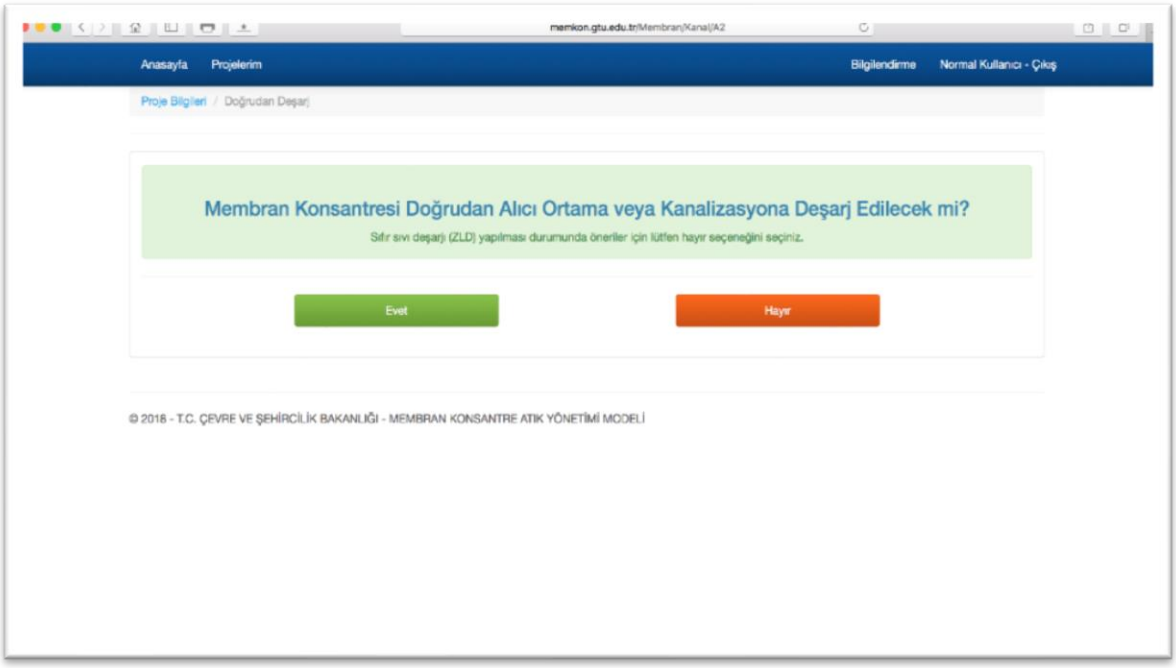
MEMKON projesi kapsamında geliştirilen konsantre atık yönetim modeli yazılımı, seçilen pilot tesislerde test edilmiştir. Bu kapsamda D firması su geri kazanım tesisi için test edilen yazılımın uygulama aşamaları aşağıda detaylı olarak sunulmuştur.

1. Hazırlanan Konsantre Atık Yönetim Modeli yazılım linkinde (http://memkon.gtu.edu.tr/Membran/) yer alan web sayfasına kullanıcı adı ve şifresi girilerek, "projeyi başlat" seçeneği ile D firmasına ait geri kazanım tesisi için yeni bir proje girişi yapılmıştır. Proje girişi için şirket ve proje adı bilgileri yazılarak (Şekil 7.4.10) ve “devam” butonuna basılmıştır.



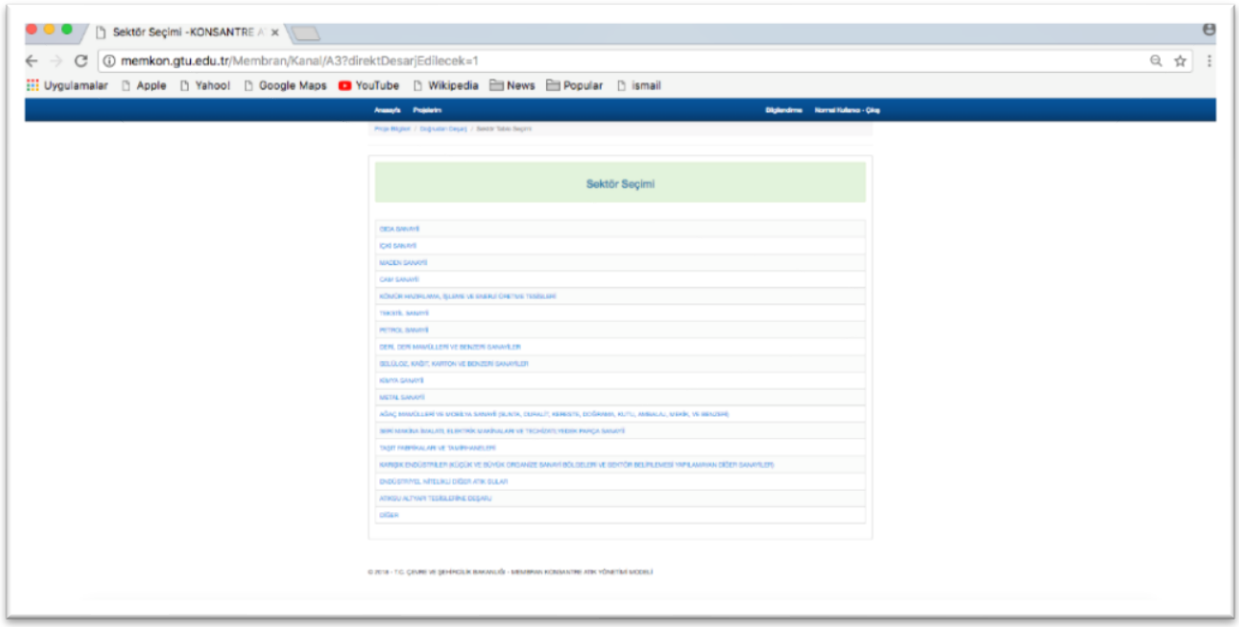
Şekil 7.4.10. Proje ve şirket bilgilerinin yer aldığı ekran görüntüsü

2. D firmasına ait geri kazanım tesisinde oluşan membran konsantresi Kocaeli Büyükşehir Belediyesi Atıksu Arıtma Tesisi çıkışına bazen de girişine verilmektedir. Bu bağlamda söz konusu konsantrenin deşarjının hem AAT ve hem de DDD ile sonlanan kanalizasyon sistemine yapıldığı varsayılarak yazılım uygulaması yapılmıştır. Bundan dolayı Şekil 7.4.11’deki soru için “evet” butonuna basılmıştır.



Şekil 7.4.11. Doğrudan deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü

3. 2. adım sonrasında gelen sektör seçimi sayfasında tesisin tabi olduğu bir SKKY tablosu bulunmadığı için proje kapsamında gerçekleştirilen analiz parametreleri baz alınarak bu parametreler için deşarj sınır değerleri, Kocaeli Su ve Kanalizasyon İdaresi (İSU) Genel Müdürlüğü tarafından yayınlanan "Atıksuların Kanalizasyona Deşarj Yönetmeliği"nde yer alan 'Atıksu Deşarjlarında Uyulması Gereken Sınır Değerler' tablosundan (Çizelge 7.4.16) alınmıştır. Bu sebeple aşağıdaki Şekil 7.4.12'de gösterilen sektör seçimi sayfasında 'Atıksu Altyapı Tesislerine Deşarj' seçeneği seçilmiştir.

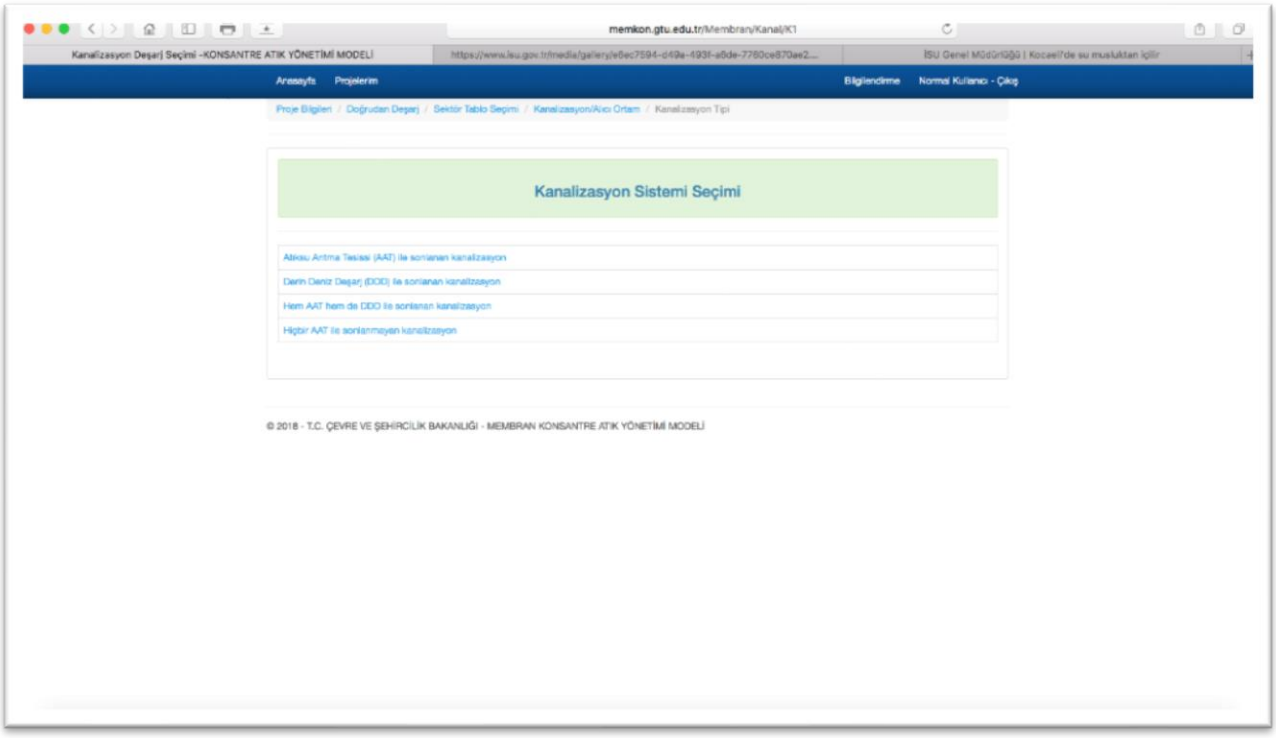


Şekil 7.4.12. SKKY sektör tablolarının yer aldığı ekran görüntüsü

Çizelge 7.4.16. İSU, Atıksu Deşarjlarında Uyulması Gereken Sınır Değerler

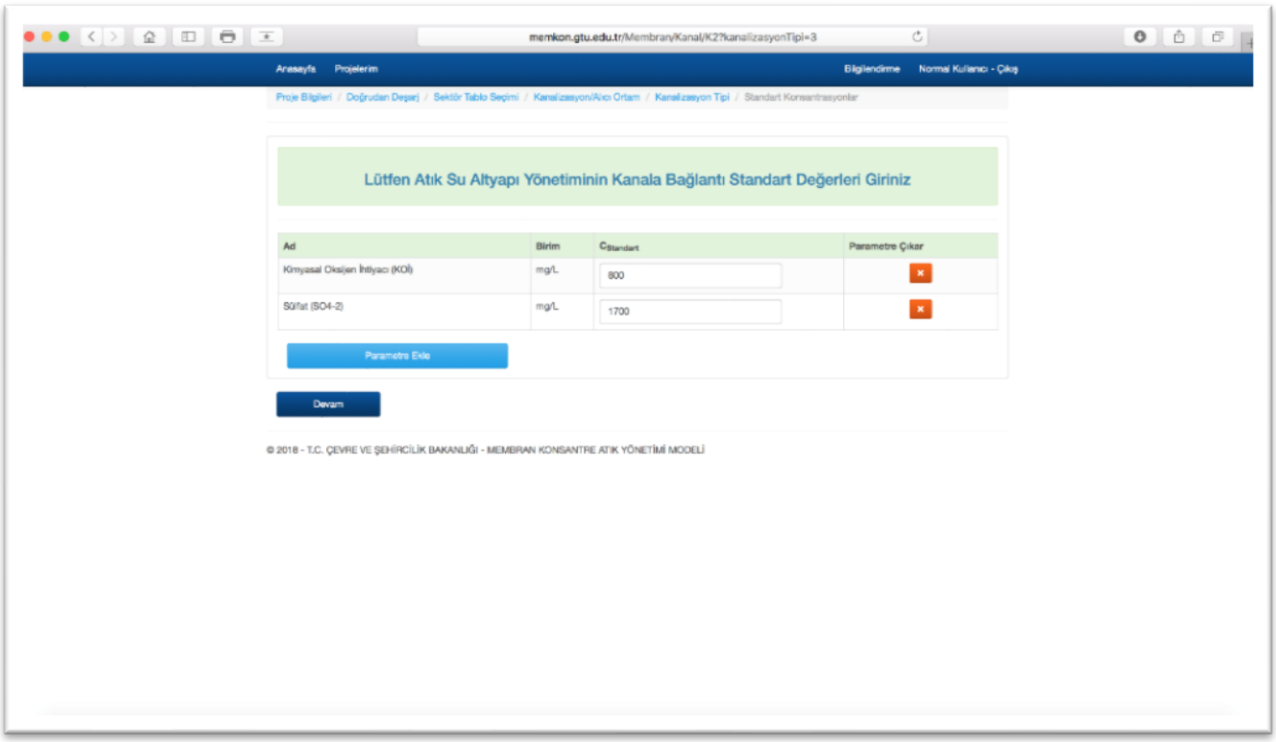
PARAMETRELER	**İKİ SAATLİK KOMPOZİT ATIKSU ÖRNEĞİNDE İZİN VERİLEBİLİR DEĞER**
KOİ (mg/1) (a)	800
AKM (mg/1)	350
Toplam Azot (mg/1)	100
Toplam Fosfor (mg/1)	10
Yağ ve gres (mg/1)	50
Anyonik Yüzey Aktif Maddeler (Deterjan) (mg/l)	10 (Biyolojik olarak parçalanması TSE'ye uygun olmayan maddelerin boşaltımı yasaktır.)
Arsenik (As) (mg/1)	3
Antimon (Sb) (mg/1)	3
Kalay (Sn) (mg/1)	5
Demir (Fe) (mg/L)	5
Bor (B) (mg/1)	3
Kadmiyum (Cd) (mg/1)	2
Toplam Krom (Cr) (mg/1)	5
Bakır (Cu) (mg/1)	2
Kurşun (Pb) (mg/1)	3
Nikel (Ni) (mg/1)	5
Çinko (Zn) (mg/1)	5
Civa (Hg) (mg/1)	0.2
Gümüş (Ag) (mg/1)	5
Toplam Siyanür (CN) (mg/1)	10
Fenol (mg/1)	20
Toplam Sülfür (mg/1)	2
Serbest Klor (mg/1)	5
Sülfat (SO_4) (mg/1) (c)	1.700
Sıcaklık (0 °C) (b)	40
pH (b)	6-10

4. D firması su geri kazanım tesisinde oluşan membran konsantre akımının Kocaeli Kentsel AAT girişine deşarj edildiği durumda, Şekil 7.4.13'deki kanalizasyon sistemi seçimi sayfasında hem AAT hem de DDD ile sonlanan kanalizasyon sistemi seçilmiştir.



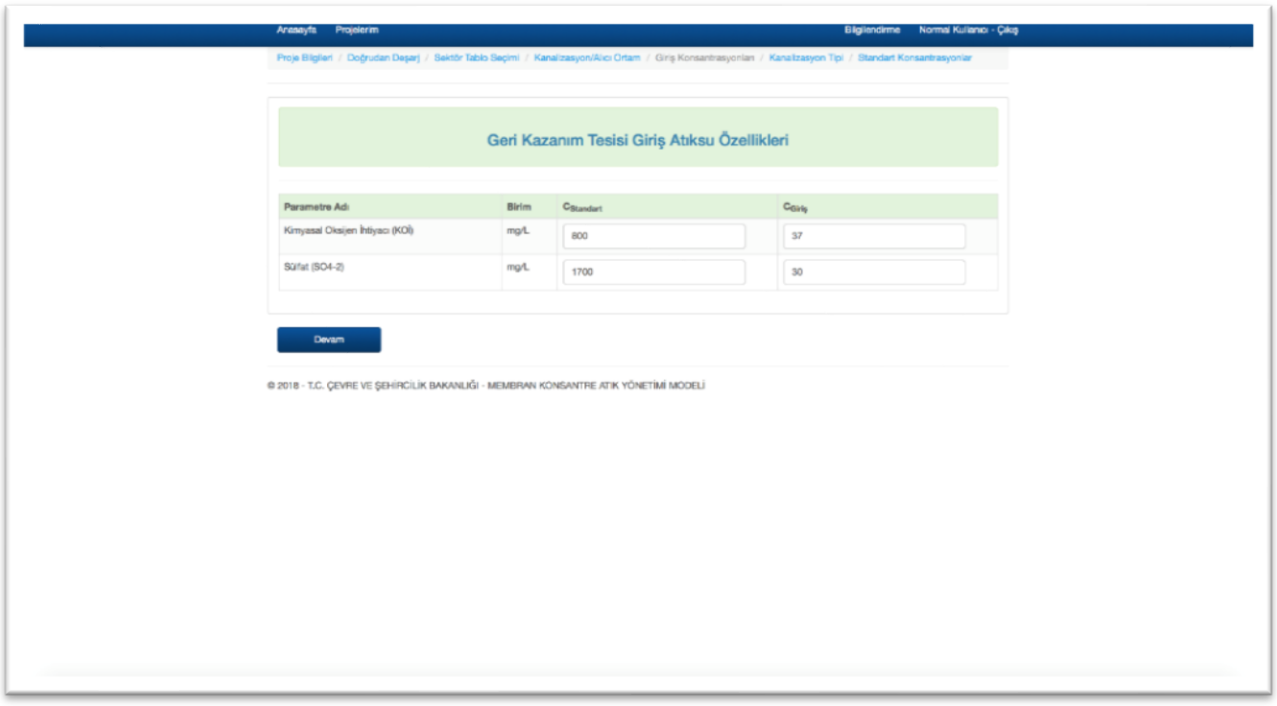
Şekil 7.4.13. Deşarj alternatiflerinin yer aldığı ekran görüntüsü

5. pH parametresi kütle dengesi yaklaşımı ile hesaplamalara dahil edilemeyeceğinden, bu parametre değerlendirme dışında tutulmuştur. Proje kapsamında gerçekleştirilen analiz parametreleri baz alınarak parametre ekle seçeneğinden ilgili parametreler seçilmiştir. Yukarıda da belirtildiği gibi standart değerler İSU, 'Atıksu Deşarjlarında Uyulması Gereken Sınır Değerler' tablosundan seçilmiştir. (Şekil 7.4.14).



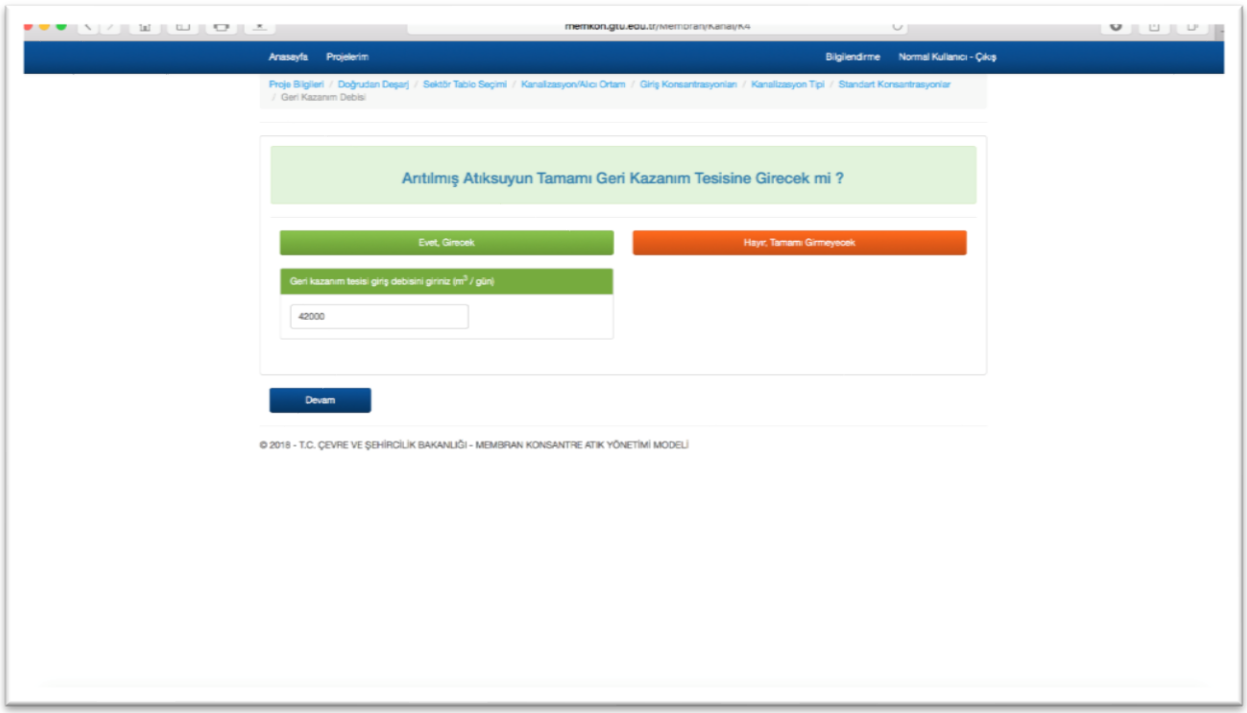
Şekil 7.4.14. Deşarj standart değerlerinin girildiği ekran görüntüsü

6. Geri kazanım tesisi giriş atıksuyuna ait kirletici konsantrasyonları olarak pilot tesis çalışmaları kapsamında alınan 2 saatlik kompozit numunelere ait analiz sonuçlarının ortalama değerleri (Çizelge 7.4.12) girilmiştir (Şekil 7.4.15).



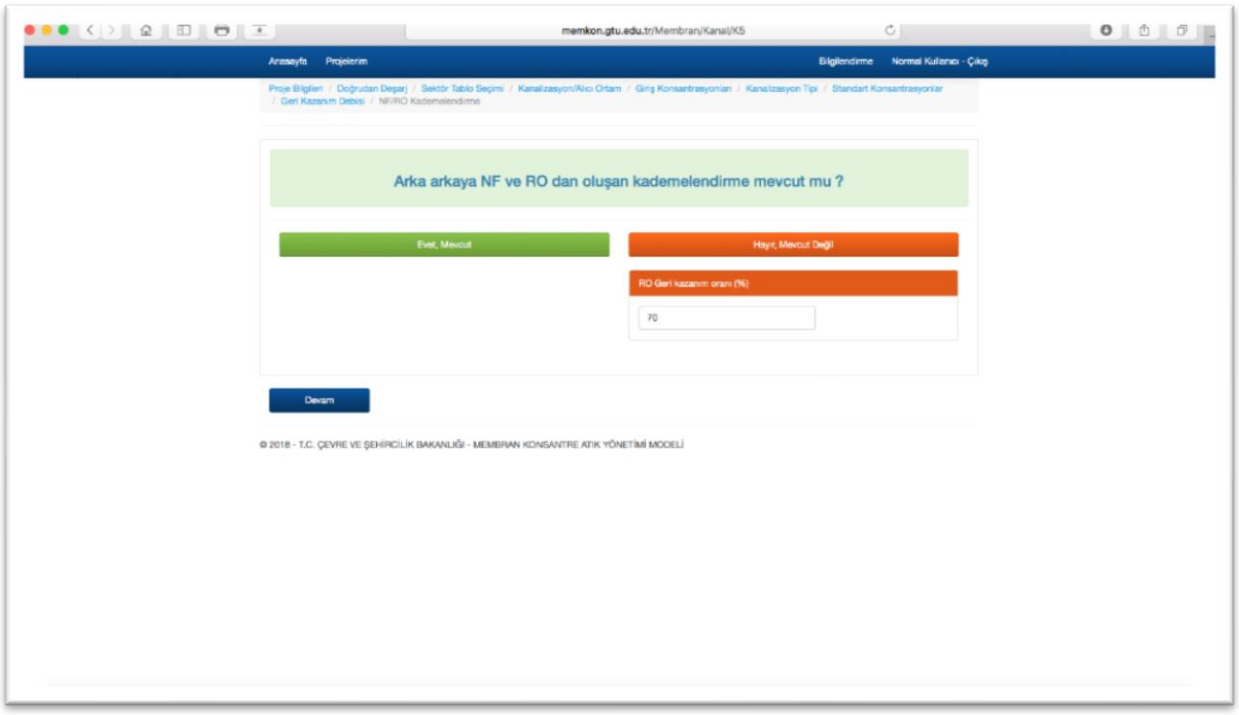
Şekil 7.4.15. Analiz sonuçları giriş ekran görüntüsü

7. Konvansiyonel arıtma sonrası arıtılmış suların tamamı su geri kazanım tesisine girdiğinden, Şekil 7.4.16'daki ekran görüntüsünde belirtilen soruya "evet" seçeneği tıklanarak giriş debisi olarak 42.000 m^3/gün girilmiştir.



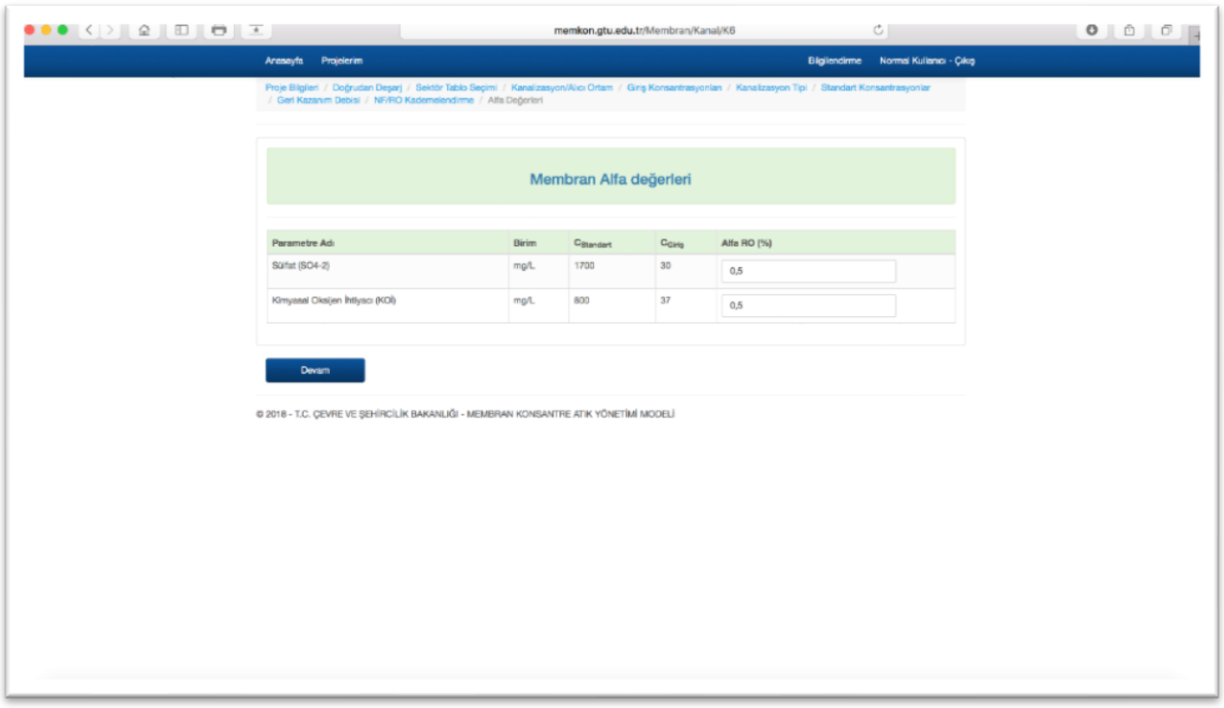
Şekil 7.4.16. Geri kazanım tesisi giriş debisine ait veri girişi ekran görüntüsü

8. D firmasına ait su geri kazanım tesisinde nanofiltrasyon (NF) membran prosesi bulunmadığından Şekil 7.4.17'de belirtildiği üzere "hayır, mevcut değil" seçeneği ile tesisin tasarım RO geri kazanım oranı olan "%70" girilmiştir.



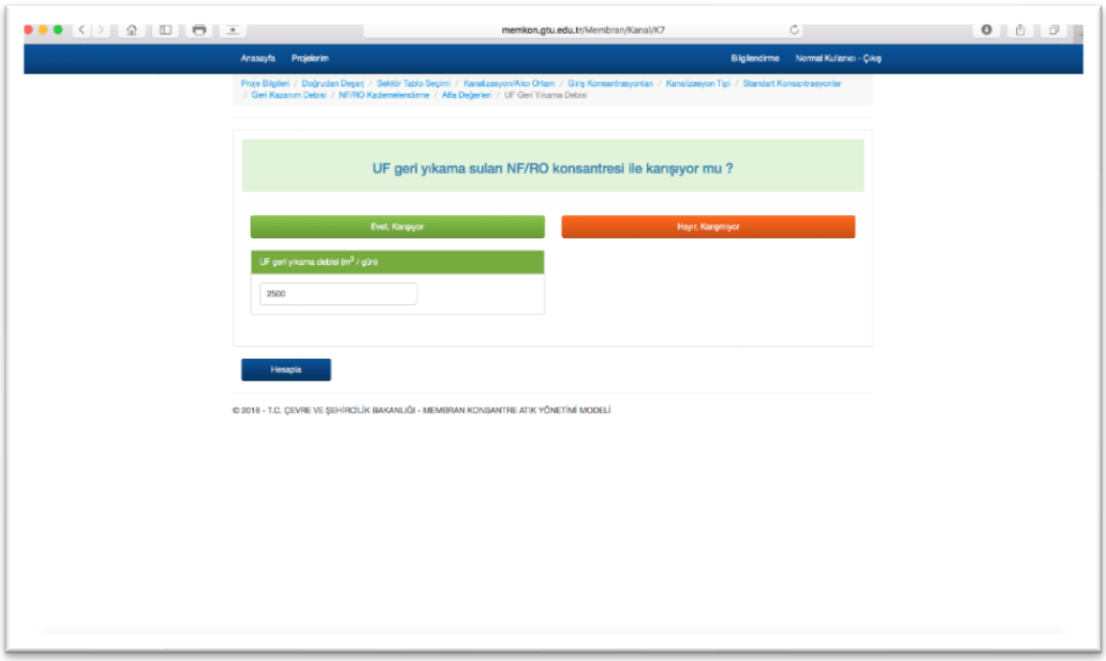
Şekil 7.4.17. RO geri kazanım oranı veri girişi ekran görüntüsü

9. Membran alfa değeri (kirleticinin ürün suyuna geçme yüzdesi) %0,5 seçilmiştir (Şekil 7.4.18). Bu değer, belirtilen parametreler açısından RO membranları için kabul edilebilir bir orandır.



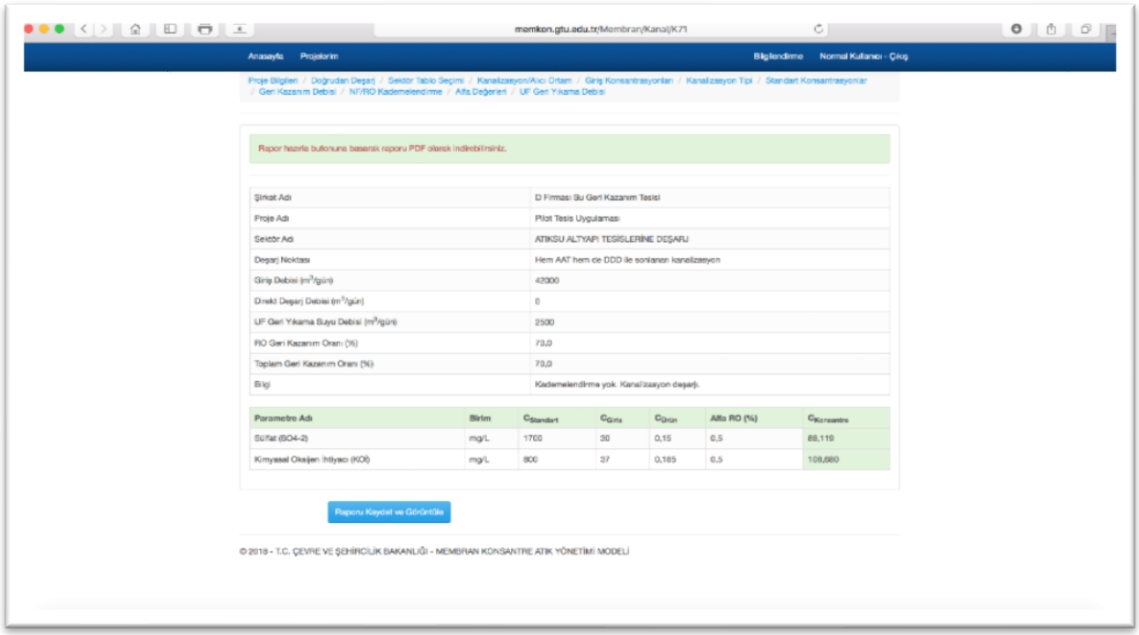
Şekil 7.4.18. Membran geçirgenlik oranı (alfa) giriş ekran görüntüsü

10. Tesisteki RO konsantre akımı, UF geri yıkama suyu ile karışmaktadır. Bu bağlamda Şekil 7.4.19'da yer alan soru için "evet, karışıyor" seçeneği tıklanarak UF geri yıkama debisi olarak 2.500 m^3/gün girilmiştir. Daha sonra aynı ekranda yer alan "hesapla" butonuna basılmıştır.



Şekil 7.4.19. UF geri yıkama debisi giriş ekran görüntüsü

11. Şekil 7.4.19'da gösterilen "hesapla" butonu ile konsantre akımındaki ilgili parametrelere ait konsantrasyon değerleri yazılım ile hesaplanmıştır (Şekil 7.4.20). Hesaplanan konsantrasyon değerleri, İSU 'Atıksu Deşarjlarında Uyulması Gereken Sınır Değerler' deşarj sınır değerlerinden düşük olduğu için konsantrenin kanalizasyona deşarjı uygundur. Şekil 7.4.20'deki ekranın altında yer alan "raporu kaydet ve görüntüle" butonuna basılarak "pdf" formatında rapor elde edilir.



Şekil 7.4.20. Deşarj uygunluğu ekran görüntüsü

7.5. Pilot Tesis Çalışmaları Genel Değerlendirmesi ve Öneriler

Proje kapsamında 4 farklı tesiste teknik incelemeler yapılmıştır. Tesislerde oluşan konsantre akımlarının yönetimi ile ilgili mevcut uygulamalar yerinde incelenmiştir. Tesis ziyaretleri sırasında konsantre yönetimi ile ilgili alternatif uygulamaların neler olabileceği tesis bazında değerlendirilmiştir. Yapılan bu değerlendirmeler aşağıda özetlenmiştir;

- Su geri kazanım tesisi girişinde silisyum konsantrasyonları bazı endüstrilerde yüksek olup, kimyasal arıtma ünitesinde giderim verimini arttırmak için tedbirlerin alınması tavsiye edilir.
- Su geri kazanım tesisi girişinde sertlik yüksek olabilir ve bu durumda membran yüzeylerinde tortulaşma meydana gelebilir. Bu nedenle sertliği (özellikle kalsiyum iyonunu) RO girişinden önce gidermek için tedbirlerin alınması tavsiye edilir.
- Su geri kazanım tesisi girişinde renk parametresinin yüksek olması durumunda konsantre akımların deşarjında sorun yaşanabilmektedir. Bu sorunun çözümü adına su geri kazanım tesisi başında renk giderimi için tedbirler alınması tavsiye edilir.
- Konsantrenin belli bir miktarı, RO ürün suyu ile uygun oranda birleştirilerek (paçal yapılarak), talep edilen kalitede kullanım suyu elde edilebilir. Böylece konsantre atık minimizasyonu sağlanmış olacaktır.
- İletkenlik parametresi açısından diğer bir konsantre minimizasyon alternatifi olarak, RO konsantresinin deşarj edilmesi yerine, tesis içinde farklı kullanım noktalarında geri kullanımının değerlendirilmesi yapılabilir.
- RO konsantre suyu, biyolojik arıtma çıkışının alıcı ortama deşarj edildiği durumlarda uygun oranda birleştirilerek (paçal yapılarak), deşarj edilebilir. Böylece konsantre suyun seyreltilmesi sağlanmış olacaktır.
- Sistemde kullanılan aktif karbon filtrelerinin geri yıkamalarının ve rejenerasyonlarının optimizasyonu yapılarak işletme maliyetlerinde tasarrufa gidilebilir.

Tesislere yapılan ziyaretlerde elde edilen bilgiler ve incelemeler ışığında su geri kazanım tesislerinin daha verimli işletilebilmesi için birtakım öneriler aşağıda sunulmuştur;

Hidrolik hususlar: RO tesislerinde geri kazanılacak atıksu debisi değişkenlik gösterebilmektedir. Özellikle endüstriyel tesislerde üretim prosedürlerine, sipariş yoğunluğuna ve mevsimsel etkilere bağlı olarak ekstra hidrolik yüklemeler olmaktadır. Debilerin homojen dağılımının sağlanması ve kontrolü için hatların girişine SCADA sistemine bağlı oransal vanalar ve online debimetreler konulabilir. RO tesislerinin modüler yapısı işletmede esneklik sağlayabilmektedir. Ancak bu durumun personel tarafından bilinmesi ve gerekli düzeltmelerin yapılması gerekmektedir. Ayrıca bu tip durumlarda su geri kazanım oranlarına dikkat edilmesi gerekmektedir. Tasarım debisinin altında çalışan tesislerde de aynı durum söz konusu olabilmektedir. Bu tip durumlarda bazı RO modülleri ya hiç kullanılmamaktadır ya da debi değişimine bağlı olarak kesikli kullanılmaktadır. Hidrolik hususlara bağlı bu olgu membranların yapısal bütünlüğüne tehdit oluşturabilir. Özellikle RO sistemlerinde kullanılan neredeyse tek konfigürasyon olana spiral sarım membranlar kanal boşluklarının çok ince olması nedeni ile biyofilm oluşumuna oldukça duyarlıdırlar. Hidrolik zorunluluklar nedeni ile uygulanan bu yaklaşımda mikrobiyal önleme prosedürleri kullanılmaktadır. Uygulanacak mikrobiyal önleme prosedürlerinin boru ve vanaları da kapsamasına dikkat edilmelidir.

Ön arıtma: Hemen hemen tüm RO membran sistemleri, bir takım ön arıtma işlemleri gerektirir. Asgari olarak, mikron dereceli kartuş filtre elemanları kullanılır. Pompaların ve RO modüllerinin partiküler içerikten zarar görmemesi için bu durum kritik önemdedir. Her ne kadar endüstriyel atıksular için çok rastlanılan bir durum olmasa da ham su önemli mikrobiyal etkinlik içeriyorsa, ön arıtmada klorlama veya diğer usullerle dezenfeksiyon/oksitleme (örneğin ultraviyole, ozon) işlemleri de gerçekleştirilebilir.

Metal oksitler membranlarda tıkanmaya yol açtığı için giderimleri için pH ayarlaması, demir mangan giderim yöntemleri benzeri teknikler uygulanabilir. Endüstriyel atıksularda pH değişimleri geniş aralıkta gerçekleştiğinden dolayı membranların uygun pH çalışma aralığı dışındaki pH değerine sahip suların sisteme girişi mutlaka engellenmelidir. Bunun adına pH ayarlaması işlemleri gerçekleştirilmelidir. Endüstriyel tesislerde prosese bağlı olarak farklı sıcaklıklarda su üretebilmektedir. RO sistemlerinde kullanılan polimerik membranlar genellikle maksimum 40°C işletme sıcaklığına dayanabilmektedirler. Bu nedenle sıcak ham suların ön soğutmaya tabi tutulması gerekir. Ancak fazla soğutulan su viskozite kaynaklı olarak membran permeabilitesini negatif yönde etkileyeceğinden ötürü bu durumun optimizasyonu çok önemlidir.

Bazı endüstriyel atıksularda çözünmüş organik içerik yüksek seviyede olabilir. Özellikle sentetik organik bileşikler (SOCs) fazla ise bu durum organik tıkanmaya ve membran bozulmasına yol açabilir. Bu tip durumlarda koagülasyon, TAK (toz aktif karbon), GAK (granüler aktif karbon) ve farklı oksidasyon teknikleri ön arıtma amaçlı uygulanabilir. Hali hazırda ön arıtma amaçlı GAK kolonları kullanılan bazı tesislerde GAK değişimi veya rejenerasyonu çok seyrek yapılmaktadır. Bu kadar uzun sürelerde GAK'lar tamamen doygunluğa ulaşmış durumda olabilir ve organik giderimi beklenmeyebilir. GAK kolonları çıkışı toplam organik karbon (TOK) veya diğer hedef organik kirleticiler izlenerek GAK'ların rejenerasyon zamanının gelip gelmediği belirlenmelidir. Bazı tesisler GAK'ları rejenerasyona göndermeden yeni GAK takviyesi yapmaktadır. Ülkemizde doygunluğa ulaşmış GAK'ların gönderilebileceği bir rejenerasyon tesisi mevcut değildir. Bu konuda yurt dışına bağımlılık vardır. GAK kolon işletimi, geri yıkamalar, rejenerasyonlar, optimizasyonlar, kolon çıkışlarının su kalitesi açısından izlenmesi konularında ülkemizde temel sorunlar mevcuttur. GAK kolonlarındaki ince ve kaba çakıllar da çok seyrek değiştirilmektedir.

Membran Modülleri: Az çözünür tuzlar ($CaCO_3$, SiO_2, $CaSO_4$, $BaSO_4$, $SrSO_4$) sertliği yüksek olan sularda membranların inorganik tıkanmasından birinci derecede sorumludurlar. Düşük konsantrasyonlarda dahi sıcaklığa bağlı olarak membran yüzeyine çökmeye başlayan bu bileşenlerin neden olduğu olumsuzlukların önlenmesi adına pH ayarlaması, antiskalant kullanımı ve yumuşatma gibi işlemler önerilir. $CaPO_4$ ise dikkatle ele alınması gereken bir bileşendir. Ortofosfat konsantrasyonlarının 3-5 mg/L seviyesinde olduğu durumlarda hızla oluşmaktadır. Bu bileşenin antiskalantlar ile oluşumunun engellenmesi her zaman mümkün değildir. Bu nedenle, asit ile temizleme opsiyonu uygulanmaktadır. CaF_2 ise nadir bir rastlanan bir tıkayıcı olsa da özellikle bazı spesifik endüstriyel tesislerde oluşabilir. Antiskalant uygulaması ile presipitasyonunun önüne geçilebilmektedir. Genel olarak az çözünür tuzlarla mücadelede su geri kazanım oranının azaltılması, su sıcaklığının değiştirilmesi, pH ayarlaması ve antiskalant uygulamaları yeterli olmaktadır. Ancak, uygulanacak yöntemin genel sistem performansını değiştirmemesi ve fizibilitesinin yüksek olması beklenir. Bu durum ancak eğitimli kalifiye personel istihdamı ile sağlanabilir. Bunun yanında sensör ve PLC kullanımlarının artması da fayda getirecektir. Ayrıca antiskalant ve asit/baz dozlamalarının yapıldığı ana tanklar düşük seviye sensörleri ile donatılarak RO sisteminin yetersiz beslemeye bağlı problemlere maruz kalması engellenmelidir. Membran tesisinde giriş ve konsantre hattında ve imkanlar dahilinde kademeler arası diferansiyel basınçlar online izlenerek tıkanma trendleri takip edilebilir.

Diferansiyel basınç artışlarına göre otomasyonlu membran temizlikleri yapılabilir. Kılıf diferansiyel basınçlarının artması membran yüzeylerindeki tıkanmaları ve tortu birikimini (fouling) ve modül içindeki akış kanallarındaki tıkanmaları (module plugging) göstermektedir.

Endüstriyel atıksu içeriğinde klor içeriği mevcut ise membran bozulmaları gözlenebilir. Giderimi adına deklorinasyon işlemi veya klora dayanıklı membranların kullanılması tavsiye edilir. Ayrıca harici temizlik veya dışarıdan çözelti eklemesi gibi uygulamalarda klor içermeyen su kullanımı önemlidir. Bu tip durumlarda süzüntü suyunun kullanılması önerilir. Redoks ölçümleri de membran prosesleri için vazgeçilmezdir. Özellikle pozitif redoks potansiyeli durumu oluşur ise membran bozulması ve metal oksit presipitasyonu oluşabilir. Bu durumda oksijen içeriğinin azaltılması atılması gereken bir adımdır. Bu noktada oksijen ölçümlerinin analizörler ile online yapılması fayda sağlayabilir.

Tesis operatörleri SDI_{15} gibi membran sistemlerine özel tıkanma indikatörü testlerine hâkim olup gerektiğinde uygulamalıdırlar. Böylelikle, tıkanma için proaktif bir yaklaşım sergilenerek membranların korunması ve performansın düşmemesi sağlanacaktır. Membran tıkanmasının yanında modül tıkanması olgusu da dikkatle ele alınmalıdır. Özellikle ön arıtımın partiküler madde giderimi bağlamında yetersiz kaldığı durumlarda meydana gelen bu olgu modül kılıfı içindeki ilk membran modülünü fiziki olarak tıkayarak tüm kılıfın performansını önemli oranda düşürür. Bu tip durumlarda kartuş filtreler kontrol edilmelidir.

Membranların temizlik sıklıkları genellikle önceden set edilmiş periyoda ulaşılınca manuel/otomatik olarak uygulanmaktadır. Dolayısıyla, performans parametreleri takip edilmediği için temizlik erken ya da geç yapılmaktadır. Su kayıplarının azaltılması ve enerji optimizasyonu bağlamında testler yapılıp, performans parametreleri de (bulanıklık, iletkenlik, yük kaybı vb.) dikkate alınarak, temizlik sıklıkları tekrar değerlendirilmelidir. Bu bağlamda, seçilecek performans parametreleri online ve offline ölçümler ile sürekli izlenmelidir.

Ülkemizde özellikle endüstriyel tesislerde RO konsantresi tesis başına devrettirilebilmektedir. Ancak, tesis girişine geri gönderilen sularda, detaylı su kalite analizleri yapılmamaktadır. Özellikle arıtma tesisinde hiçbir adımda giderilemeyen TÇK'nın (NaCl vb.) dahili proseslerde birikimi ve bazı spesifik kirleticilerin konsantrasyonunun artması tesis genelinde daha önce tecrübe edilmeyen bazı problemlerin görülmesine yol açabilir.

Bazı membran tesislerinde öngörülenden daha düşük iletkenlik/iyon giderimleri olabilmektedir. Membran teknik özelliklerinden daha düşük işletim basınçlarında çalışılabilmesi, zamanla oluşan konsantrasyon polarizasyonu, nanofiltrasyona yakın nispeten geniş gözenekli BWRO (acı su ters ozmos) membranların kullanılabilmesi, membran modüllerinin bazılarında yırtılmalar, deformasyonlar, conta sıyrılmaları olabilmesi gibi nedenler BWRO membranlarında beklenenden daha düşük tuz giderimine neden olabilir. Bu duruma proaktif olarak müdahale edebilmek için bütünsellik (integrity) testlerinin süreklilik arz etmesi gerekmektedir.

Bazı membran tesislerinde, RO basınç kılıflarının süzüntü ve konsantre hattı çıkışlarında hafif derecede sızıntılar gözlenebilmektedir. Kılıf uçlarındaki contaların eskimesi/gevremesi/yerinden oynaması, kılıf kapaklarının tam sıkıştırılamaması bu sızıntılara neden olabilir. Özellikle yüksek basınçlı giriş ve konsantre hattındaki bu sızıntıların zamanla büyümesi ve patlaklar oluşabilmesi, iş ve işçi güvenliği açısından risklidir. Membran tesislerinde yüksek basınçla çalışıldığından tüm manometrelerin, debimetrelerin, vanaların sürekli çalışır durumda, arızasız olması gerekmektedir.

RO modüllerinin değişimi yapılacağı zaman, salt üretim debisine göre değil tedarikçilerin garanti ettiği akılar da (flux) (ürün suyu debisi/membran yüzey alanı, litre/m^2-saat) dikkate alınmalıdır. Membran yüzey alanı, dolayısıyla modül sayısı seçilirken akılar baz alınmaktadır. Teklif alınırken, su sıcaklığına göre normalize edilmiş minimum ve ortalama akılar, garanti edilecek membran kullanım süreleri, tıkanma kontrol stratejileri de dikkate alınmalıdır. Membran modül değişimleri sırasında her bir yeni modül için olmasa da rastgele modüller seçerek bu modüllerin performans verifikasyonunun küçük test ünitelerinde ispat edilmesi tedarikçiden istenebilir. Yeni modüllerin devreye alınması sonrası, işletim boyunca belirli sürelerde, membran performansının teyidi, membranlardaki olası deliklerin, deformasyonların tespiti için testlerin ('membrane integrity testing', hava basınç testleri, vakum testleri, vs.) yapılması tedarikçiden talep edilebilir.

Son Arıtma: RO süzüntü suyunda alkalinite düşüklüğü problemi görülebilir. Bu durum korozyona yol açar. Önlenmesi adına sodyum bikarbonat, sodyum karbonat eklemesi yapılabilir. Kireç eklemesi de ucuz bir çözümdür. Alkalinite ve pH seviyesini yükseltir. Ancak kireç eklemesi doğru yapılmadığında süzüntü suyu bulanıklığında artışa neden olabilir. Bu durum kontrol edilmelidir. Eğer istenilen kalitede bir ham su kaynağı var ise paçal opsiyonu da göz önünde bulundurulmalıdır. Tüm bunlara ek olarak ortofosfat tabanlı korozyon inhibitörlerinin kullanımı da önerilebilir.

Süzüntü suyunun geri kullanılacağı durumlarda geri kullanım alanına bağlı olarak farklı dezenfeksiyon gereksinimleri ortaya çıkabilir. Klorlama ve diğer dezenfeksiyon teknikleri fizibilite ve son kullanım gereksinimleri bağlamında değerlendirilebilir.

Genel İşletme Problemleri: Bazı tesislerde arıtma proses mühendisliği, dozaj hesaplamaları, uygulamaları ve optimizasyonları, su kimyası, farklı ham su kalitesine göre arıtma pozisyonları alma, vb. teorik/pratik hususlarda bilgi ve tecrübe yeterli değildir. Personeller için eğitim/sertifikasyon programları düzenlenebilir.

Ülkemizde genel olarak çoğu arıtma ve membran tesislerinde mekanik ve elektriksel ekipmanların tamiri ve bakımları zamanında yapılmaktadır. Ancak, finansal açıdan güçlü olmayan tesislerde arızalı ekipmanların değişimleri/bakımları seyrek yapılmakta veya yapılamamaktadır. Cihazların bakımları/kalibrasyonları gecikebilmektedir.

Genel olarak ülkemizde konvansiyonel atıksu arıtma ve/veya geri kazanım tesislerinde kimyasal dozajları debi ile orantılı olmayıp, SCADA otomasyonuna dahil değildir. Dozaj ayarları pompalardan genellikle manuel olarak yapılmaktadır. Pompaların bastığı debiler zamanla değişebilir, ayrıca giriş suyu debileri de değişebileceği için hedeflenen kimyasal dozları tutturulamayabilir. Bu tesislerde dozaj pompalarının debi kontrolleri ve kalibrasyonları sıklıkla yapılmalıdır. Modern ve etkili tesis işletimi için, kimyasal dozajların dozlama yapılacak debiye göre orantılı olacak şekilde otomasyonla ayarlanmış, SCADA sistemine entegre edilmiş, online analizörler ile izlenen ve gerekirse izleme verilerine göre kontrol edilebilen sistemlere dönüştürülmesi önerilmektedir. Tabii ki bu sistemler yüksek maliyetler gerektirmektedir. Birçok tesiste kısmi SCADA mevcut olup, tam izleme ve tam otomatik kontrol için SCADA sisteminin genişletilmesi önerilir.

Membran tesislerinde inorganik tortu kontrolü için dozlanan antiskalantların dozajı salt tedarikçi veya yüklenici firmanın önerisine göre değil, testler yaparak ve su kimyasını da dikkate alarak optimize edilmelidir. Bazı tesislerde bu çalışmalar yapılmadan tavsiyelere göre antiskalant dozajı yapılmaktadır. Kullanılacak antiskalantın türü de su kimyasına göre seçilmelidir. Antiskalantın türü ve dozajının tespitinde/optimizasyonunda, pH, sıcaklık, iletkenlik, kalsiyum

konsantrasyonları ve Langelier saturasyon indeksi (LSI) ve/veya diğer suyun tortu yapıcı mı yoksa korozif mi olduğunu gösteren indekslerin kullanılması/hesaplanması önerilmektedir. Antiskalant dozajı otomasyona bağlı giriş debisine göre ayarlı hale getirilebilir. Korozyon kontrolü için dozlanan korozyon inhibitörlerinin tür ve dozajları da su kimyasına göre optimize edilmelidir.

Değişken debilere bağlı olarak devre dışı bırakılacak RO hatlarında, kapatma süresine bağlı olarak (>1-2 hafta) membranların korunması bağlamında uygun prosedürler uygulanmalıdır. Böylelikle ileri dönemde membran bozulmasına bağlı olarak gelişebilecek performans düşmesi problemi engellenebilir. Tekrar işletmeye alınacak modüller için uygun prosedürler (modül süzüntü kalitesi, bütünsellik testleri) uygulanmalıdır.

Genel bir sorun olarak, tesislerde online analizörlerin bir kısmı çok sık arıza yapmakta, kalibrasyonları bozulmakta ve kullanım dışı kalmaktadır. Bu sorunlardan dolayı tesis personeli işletimde sıkıntılar yaşamaktadır. Ülkemizdeki online su kalite cihazlarının hemen hemen hepsi sadece izleme verileri sağlamakta, tesis otomasyonu ve kontrolü için kullanılmamaktadır. İzleme ve tesis kontrolü SCADA üzerinden tam otomatik olarak yapılırsa tesis işletimleri mükemmel hale gelebilir. Operatörler tam otomatik modda çalışan tesislerde kalite kontrol ve verifikasyon için manuel kontroller yapabilirler. Arıtma performansının sürekli takibi ve etkili otomatik tesis kontrolü için SCADA sistemine entegre edilmiş ve kontrol amaçlı kullanılan online su kalite analizörlerinin sayısı ve çeşitliliği tesislerde artırabilir. Tabii ki online izleme verilerinin SCADA entegreli olarak tesis otomatik kontrolünde kullanılması için yüksek maliyetli yatırımlar gerekmektedir.

Performans ve yapısal bütünlük kontrol parametreleri: RO prosesi uygulamalarında aşağıdaki parametreler sürekli olarak izlenerek sistemin performans ve yapısal bütünlüğü kontrol altında tutulmalıdır:

- Besleme suyu sıcaklığı
- Besleme, süzüntü ve konsantre akımların iletkenliği ve toplam çözünmüş katı içeriği
- Besleme, süzüntü ve konsantre hatlarının basınçları
- Besleme, süzüntü ve konsantre debileri ve süzüntü akıları (anlık ve sıcaklığa göre normalize edilmiş)
- Kılıf bazında süzüntü debileri
- İletkenlik giderimi (%)
- Besleme, süzüntü ve konsantrede organik madde (örneğin, TOK)
- Besleme ve süzüntüde LSI analizleri, korozyon takibi
- Su geri kazanım oranı
- Hidrolik yük kayıpları
- Görsel inceleme (sızıntı, kırık/çatlak vb.)

BÖLÜM 8

DÜZENLEYİCİ ETKİ ANALİZİ

8. DÜZENLEYİCİ ETKİ ANALİZİ

8.1. Giriş

Düzenleyici Etki Analizi çalışmasında atıksu geri kazanımında uygulanan membran proseslerinden kaynaklanan konsantre akımların yeni bir düzenleyici çerçeve ile ele alınması sonucu oluşabilecek etkilerin değerlendirilmesi hedeflenmiştir. Bu kapsamda ilk olarak problemin tanımı yapılarak, problemin tarafları tayin edilmiştir. Problemin çözümü anlamında hedeflerin ve alternatif çözüm önerilerinin değerlendirildiği aşamayı etkilenecek grupların tespit edildiği ve ekonomik/çevresel etkilerin değerlendirildiği aşama takip etmektedir. Son aşamada ise düzenlemenin izleme ve değerlendirmesinin yürütülüş esasları tayin edilmeye çalışılmıştır.

Avrupa Birliği Lizbon Stratejisi kapsamında tüm üye ülkelerde 2000 yılından itibaren başlatılan "Daha İyi Düzenleme Çalışmaları"na paralel olarak, ülkemizdeki düzenleyici çerçeveyi iyileştirmek, Düzenleyici Etki Analizi (DEA) çalışmalarını yönlendirmek, bakanlıklar ile diğer kamu kurum ve kuruluşlarınca yapılacak DEA'ların kalite kontrolünü gerçekleştirmek ve kamu yönetiminin bu alandaki kapasitesini geliştirmek için çalışmalar yapmak üzere Kasım 2004 tarihinde Başbakanlık bünyesinde "Daha İyi Düzenleme Çalışma Grubu" oluşturulmuştur. Anılan Çalışma Grubu'nun Ekonomik İşbirliği ve Kalkınma Teşkilatı (OECD) ve Avrupa Birliği (AB) ile ortaklaşa gerçekleştirdiği eğitim çalışmaları sonucunda, kamu yönetiminde ve toplumda bu alanda farkındalık ve idari kapasite oluşması konusunda önemli mesafeler alınmıştır. 17/2/2006 tarihinde yayımlanan "Mevzuat Hazırlama Usul ve Esasları Hakkında Yönetmelik'in 24. maddesinde, milli güvenliği ilgilendiren konular ile bütçe ve kesin hesap kanunları ve kanun hükmünde kararnameler hariç olmak üzere, 17/2/2007 tarihinden itibaren hazırlanacak kanun ve kanun hükmünde kararnameler ile Başbakanlıkça uygun görülecek diğer düzenleyici işlemler için DEA yapılması öngörülmektedir.

Taslak düzenlemelerin olumlu ve olumsuz etkilerini sistematik bir şekilde incelemeyi hedefleyen Düzenleyici Etki Analizi (DEA) birçok metottan oluşmaktadır. Hâlihazırda, DEA'yı uygulayan ülke tecrübeleri, iyi yapılandırılan ve uygulanan bir DEA sisteminin, yönetişimin etkinliğinin ve verimliliğinin artırılmasına yardımcı olduğu gibi, geniş çerçevede, ekonomik performansın desteklenmesi ve rekabetin geliştirilmesine de katkı sağladığı görülmektedir. Yukarıda geçen düzenleme terimi; hükümetin, vatandaşların ve onların oluşturdukları grupların iş ve işlemlerini, düzenlemelerin yardımı veya vasıtasıyla etkilediği birtakım normları ifade etmektedir. Proje kapsamında gerçekleştirilen Düzenleyici Etki Analizinde Resmi Gazetede yayınlanan temel ilkeler esas alınmıştır.

Düzenleyici Etki Analizi (DEA), hükümetin hazırladığı taslak mevzuatın yürürlüğe girmesi ve/veya yürürlükteki mevzuatın değişimi sonucu meydana gelebilecek olumlu ve/veya olumsuz sonuçlanabilecek ekonomik etkilerin sistematik ve tutarlı olarak incelenmesi için kullanılan bilgi temelli bir yöntem olarak tanımlanmaktadır (OECD, 1997). DEA temel ilkelerinde Ekonomik İşbirliği ve Kalkınma Teşkilatı (OECD), Avrupa Birliği ve üye ülkeler arasında bir anlayış birliğinin bulunduğu bilinmekle birlikte, DEA uygulanmasına ilişkin tek bir model mevcut değildir. Ülkeler kendi yapılarına uygun olan modeli tercih etmektedir. DEA'nın uygulanacağı seviye (kanun, tüzük, yönetmelik, tebliğ vb.), kapsam, yöntem ve zaman ülkeden ülkeye farklılık göstermektedir. Ancak bu farklılıklar temelde benzer nitelikler taşımaktadır. Bu hususlar DEA zorunluluğu getiren mevzuatta belirtilmektedir (Erengüç, 2007).

17 Şubat 2006 tarihli "Mevzuat Hazırlama Esas ve Usulleri Hakkında Yönetmelik" kapsamına giren kamu kurum ve kuruluşları, kendi bünyelerinde yapılacak DEA ile ilgili idari kapasite

oluşturmak ve Başbakanlıkta oluşturulan Daha İyi Düzenleme Grubu ile koordinasyonu sağlamak üzere bir birim tespit etmeleri ve görevlerini yaparken 3 Nisan 2007 tarihinde 26482 sayılı Resmi Gazete'de yayımlanan DEA Rehberi'ne göre hareket etmeleri öngörülmüştür (Başbakanlık, 2007).

DEA ile aşağıdaki unsurlara ulaşılması amaçlanmaktadır:

- Uygulanabilecek politika seçeneklerinin tespiti,
- Politikalar arasında karşılaştırma yapılması,
- Her seçeneğin fayda ve sakıncalarının tespiti,
- Tedbirin gerekçelerinin kamuoyuna daha iyi anlatılması, mevzuatın kalitesinin artırılması.

DEA, fayda ve maliyetlerinin karşılaştırılması ve öncelikleri belirleme konusunda karar vericilere yardımcı olmaktadır. Bu sayede kaynakların daha etkin olanlara kaydırılması ve daha iyi yönetilmesi sağlanmakta, maliyetlerin düşmesi sonucu verimlilik artmaktadır. DEA'de en çok özen gösterilen husus faydaları çoğaltan, maliyetleri azaltan seçeneğin desteklenmesidir (Erengüç, 2007). Birbirini etkileyen birden çok politikanın birbirleriyle uyumlaştırılmasında yaşanan problemler, politika hedefleri arasında bütünleşme ve uyum sağlayan DEA ile çözülmektedir. DEA, düzenlemeler kabul edilmeden, düzenlemenin ekonomik etkinlik, ticaret, yoksulluğun azaltılması, eşitlik, çevre ve benzeri alanlardaki etkilerini de göz önünde bulundurmaya çalışarak bu amaca hizmet etmektedir (OECD, 2005).

DEA, ekonomik (doğrudan ve/veya dolaylı) etkilerin kapsamlı analizinin yanı sıra sanayi-hükümet-toplum arası iletişime de hizmet etmektedir. DEA saydamlığın ve katılımcılığın geliştirilmesine katkıda bulunmaktadır. İletişim süreci, inceleme sonucu ortaya çıkan bilgilerin karar alıcılar ve karardan etkilenecekler ile paylaşılmasını içermektedir. Bu süreç hesap verme sorumluluğunu, açıklığı ve saydamlığı artırmaya yönelik hareketin önemli bir parçasını oluşturmaktadır. DEA, toplumsal ve sürdürülebilir kalkınma politikasına yönelik olarak etkin seçeneklerin tercih edilmesi ve iyi yönetişim ilkelerinin hayata geçirilmesinde önemli bir araç niteliğindedir (OECD, 2005).

Avrupa Birliği'ne uyum sürecinde aday ülkeler açısından DEA AB politikasını ve mevzuatını uygulamanın ekonomik etkilerinin ortaya koyulması ve politikaları uygulamanın alternatif yollarının belirlenmesi, en uygun rotanın seçilmesi için önem taşımaktadır. Yeni politikaların veya mevzuatın değerlendirmelerinin gerçekleştirilmesi için gerekli kapasitenin oluşturulması iyi bir hükümet politikası için de önemlidir. DEA prosesi, tüm Bakanlıkların ve Bakanlık ajanslarının uygulamalarının rutin bir parçası olmak durumundadır (Mayhew ve Tokarski, 2000).

8.2. Problemin Tespiti

8.2.1. Problemin tanımı

Ülkemiz su kaynakları bakımında zengin olmadığı gibi mevcut kaynaklar ülke geneline homojen olarak da dağılmamıştır. DSİ raporlarına göre ülkemiz toplamda 234 milyar m^3 kullanılabilir suya sahip olmasına rağmen, bu miktarın 112 milyar m^3'lük kısmı ekonomik ve teknik nedenlerle kullanılabilir durumdadır. Dolayısıyla gerek su kaynaklarının temini ve gerekse kullanılmış suların uygun arıtmalarla yeniden kullanımına yönelik Ar-Ge çalışmalarının yapılarak hayata geçirilmesi son derece önemlidir.

Ülkemizde kişi başına düşen yıllık kullanılabilir su miktarı 1.586 m^3'tür ve bu miktar su zengini ülkelerdeki kişi başı rezervin yaklaşık beşte birine denk gelmektedir. Dolayısıyla, ülkemiz su azlığı çeken bir konumdadır. 2030 yılı için nüfus artışıyla birlikte mevcut kaynakların tahrip edilmeden aktarılacağı düşünülürse kişi başına düşen kullanılabilir su miktarı 1.120 m^3/yıl olacağı tahmin edilmekte bu da, su fakiri bir ülke olacağımızı göstermektedir ("EK 6 * Su Alanı Ulusal Ar -Ge ve Yenilik Stratejisi Hazırlanmasına İlişki n Bilgi Notu," 2010). Su kıtlığı veya stres durumunu tanımlamak için kullanılan Falkenmark indeksine göre su kıtlık/stres durumu, ülke veya bölgede kişi başına düşen su miktarına göre aşağıdaki gibi sınıflandırılmıştır (Muluk vd., 2013):

- 1700 m^3'ten fazla olması durumunda su sorunu olmayan,
- 1700-1000 m^3 arasında su sıkıntısı olan,
- 1000-500 m^3 arasında su kıtlığı olan,
- 500 m^3'ten az olması durumunda ise mutlak su kıtlığı olan.

Yukarıdaki indekse göre ülkemiz su sıkıntısı olan bir ülke konumunda olup, gelecekte su kıtlığı sınıfına girme riski vardır. Tahminlere göre ülkemizdeki yıllık su tüketimi 2004 yılından 2030 yılına kadar 3 kat artacağı tahmin edilmektedir. Sulama ise Çizelge 8.1'de görüldüğü gibi su tüketiminde en yüksek paya sahiptir.

Çizelge 8.1 Türkiye'de farklı sektörler tarafından kullanılan su miktarı

Yıl	Toplam Su Tüketimi		Sektörler					
			Sulama		İçme-Kullanma		Sanayi	
	km^3	%	km^3	%	km^3	%	km^3	%
1990	31	28	22	72	5	17	3	11
2004	40	36	30	74	6	15	4	11
2030	112	100	72	64	18	16	22	20

Ülkemizde teknik ve ekonomik olarak kullanılabilir su miktarı 112 km^3 olup, bunun 98 km^3'ü yer üstü, 14 km^3'ü ise yeraltı suyudur. Çizelge 8.2'de ise ülkemizde ve diğer ülkelerde yağış miktarları ve farklı sektörlere göre dağılımı verilmektedir.

Çizelge 8.2. Türkiye'de ve farklı ülkelerde yıllık yağış miktarları ve sektörel bazlı su kullanımı (km^3)

Ülke	Yıllık Ortalama Yağış miktarı	Sulama	İçme suyu	Endüstri	Veri tarihi
Türkiye[14]	501	34	7	5	2008
Hindistan	3.560	688	56	17	2007-2010
Güney Kore	127	16	7	3	2002
ABD	6.887	192	65	221	2005-2008
Çin	6.191	358	68	129	2005-2007

Sonuç olarak ülkemiz su sıkıntısı olan bir ülke sınıfında olup, su yönetimine gereken önemin verilmesi ve atıksuların uygun arıtma proseslerinden geçirilerek yeniden kullanımı için teknolojilerin geliştirilmesi gerekmektedir. Bu kapsamda kullanılabilecek en etkili sistemlerden birisi de membran prosesleridir. Etkili arıtım sağlamanın yanında geri kazanılabilir kalitede su üretiminde önemli bir potansiyel barındıran ve dünya üzerinde birçok başarı hikayesi bulunan bu sistemlerin en önemli sorunu konsantre akımıdır. Bu problemin etkili şekilde yönetilmesi

sayesinde su arıtımı ve geri kazanımında önemli bir etken olan membran proseslerinin kullanımı yaygınlaşırken deşarj anlamında yaşanabilecek olumsuzlukların da önüne geçilmiş olacaktır.

8.2.2. Problemin taraflarının tespiti

Membran proseslerinin dünya üzerindeki uygulamalarına bakıldığında farklı sektörlerde kullanıldığı görülmektedir. Bu bağlamda başta desalinasyon prosesleri olmak üzere endüstriyel atıksu üreten tesislerde membran uygulamalarına rastlanmaktadır. Bahsedilen unsurlardan çıkacak olan konsantre akımlar problemin ana kaynağını oluşturmaktadır. Genel olarak yasa yapıcı ve uygulayıcı kurumlar ile prosesin uygulandığı her türlü tesis probleme taraftır. Membran konsantre akımları ile ilgili yaşanan problemler ile problemlerin çözümüne yönelik ilgili olabilecek taraflar aşağıda tanımlanmıştır:

1. Özel sektör (Endüstriler)
2. Kamu sektörü
3. Atıksu Altyapı Yönetimleri (Belediyeler, Organize Sanayi Bölgeleri)
4. Toplum bireyleri (Bölge özelinde)

8.2.3. Problem alanı ile ilgili olarak mevcut hükümet politikaları ve yasal düzenlemelerintespiti

Membran proseslerinden kaynaklı konsantre akımların yönetimi ile ilgili ülkemizde herhangi bir mevzuat bulunmamaktadır. İlgili bakanlıklar tarafından yakın gelecekte ÇKS bazlı bir yönetim sistemine geçilmesi hedeflenmektedir. Membran teknolojileri ve oluşan konsantre akımların deşarjı ile ilgili doğrudan ya da dolaylı olabilecek konularda belirlenen bazı mevcut yasal düzenlemeler aşağıda sıralanmıştır.

- Çevre Kanunu
- Su Kirliliği Kontrolü Yönetmeliği
- Çevre Denetimi Yönetmeliği
- Çevre İzin ve Lisans Yönetmeliği
- Çevresel Etki Değerlendirmesi Yönetmeliği
- Atıksu Arıtma Tesisleri Teknik Usuller Tebliği
- Tekstil Sektöründe Entegre Kirlilik Önleme ve Kontrol Tebliği

Yukarıda bahsedilen mevcut yasal düzenlemeler ile su kaynakları üzerinde oluşabilecek olumsuz etkilerin önlenmesi, sürdürülebilir çevre ve sürdürülebilir kalkınma ilkeleri çerçevesinde alıcı ortamların korunması amaçlanmaktadır. Membran konsantre akımlarının yönetimine ait model geliştirme çalışmaları, konuyla ilgili yürürlükte olan mevzuat ve politikaların revize edilmesi veya yeni bir mevzuat çerçevesi oluşturulmasını amaçlamamaktadır. Bu kapsamda mevcut mevzuat/düzenlemelere ilişkin açıklamalar ve düzenlemenin uygulanmasından sorumlu kurumlarda herhangi bir değişiklik öngörülmemektedir. Çalışmanın amacı, geliştirilen membran konsantre akım yönetim modelinin mevcut mevzuatlara entegre edilerek, gerek Bakanlık gerekse firmalar açısından daha etkin bir konsantre yönetimini tesis etmek ve yeni oluşturulacak mevzuatlara altlık oluşturmaktır.

8.2.4. Düzenleme yapma zorunluluğunun gerekçesinin ortaya konulması

Konsantre akımlar çapraz akışlı membran sistemlerin en büyük dezavantajıdır. Ham besleme suyu arıtıldıktan sonra giderilen kirleticiler çok daha yüksek bir konsantrasyonda konsantre akım içinde bulunurlar. Konsantre akımların etkili bir yönetim modeli ile tasfiyesi yapılmadığı

müddetçe toplum ve çevre sağlığı açısından çok yüksek düzeyde zararlara neden olması beklenebilir. Bu zararlar orta vadede dahi geri dönüşsüz bir takım çevre ve sağlık problemlerine neden olabilirler. Bu nedenle, bir yönetim planı dahilinde deşarj ve bertaraf stratejilerinin geliştirilmesi gerekmektedir. Dünya üzerinde özellikle gelişmiş ülkelerde çok sayıda membran tesisi bulunmakta iken gelişmekte olan ülkelerde de sayı giderek artmaktadır. Bunun nedeni membran üretici firmaların ve proje yüklenicisi şirketlerin çok daha rekabetçi maliyetler ile membran tabanlı arıtma çözümleri sunabilmesidir. Ülkemizde de membran prosesleri yaygınlaşmaktadır ve gelecekte de sanayi ve turizm bölgeleri ile metropollerimiz başta olmak üzere artan bir hızla tüm yurt sathında tesislerin kurulması beklenmektedir. Bu tesislerin en önemli kirlilik çıktıları konsantre akımlardan kaynaklanacaktır. Bu nedenle, konsantre akımların yeni geliştirilecek bir mevzuat ile denetlenmesi yerinde olacaktır. Proje kapsamında mevcut mevzuatlar kapsamında konsantre yönetiminin etkin olarak uygulanabilmesi için bir yönetim modeli geliştirilmiştir. Aynı zamanda bu yönetim modelinin ayrıntıları, hazırlanacak yeni mevzuatlara altlık oluşturacak niteliktedir.

Bu bağlamda, Bakanlık kapsamındaki işleyişte alıcı ortama deşarj eden işletmeler için çevre izin işlemleri ÇED Genel Müdürlüğündeyken verilecek izinlere ilişkin atıksu yönetimi ve bertarafı konusunda usul ve esasların, standartların ve buna ilişkin mevzuatların oluşturulması ve teknik konuların değerlendirilmesi işlemleri Çevre Yönetimi Genel Müdürlüğündedir. Dolayısıyla izin aşamasında teknik değerlendirme yapılmamakta, teknik değerlendirmeler, onay işleri vb. sonucu alınmış olan belgeler ve analiz sonuçları incelenmektedir. Dolayısıyla bir konsantre üreten ve alıcı ortama deşarj etmek isteyen bir tesisin öncelikle deşarjın uygunluğuna ilişkin Çevre Yönetimi Genel Müdürlüğünün görüşünü ve onayını alması gerekmektedir. Tesis aldığı bu uygunlukla ÇED Genel Müdürlüğüne izin başvurusunda bulunmaktadır. İl müdürlüklerinin de bu aşamalarda tespitleri ve görüşleri dikkate alınmaktadır.

Genel olarak dünyada konsantre akımlar için özel bir mevzuat oluşturulmadığı tespit edilmiştir. Ancak, mevcut deşarjlarla ilgili mevzuat/standartlar geçerli olup, konsantre deşarjında bu standartlar gerekli çalışmaların yapılmasının ardından tesis özelinde revize edilmektedir.

8.3. Hedeflerin Tespiti

Gerçekleştirilen proje kapsamında ülkemizde membran teknolojileri uygulamalarındaki artışa karşılık konsantre akımların yönetimi konusundaki boşluğun doldurulması, yüksek maliyetli bu yatırımlara karar verilirken kullanım suyu kalite ihtiyacına bağlı olarak membran seçimi ve konsantre yönetimi açısından bir karar destek mekanizması oluşturulması, oluşturulacak ulusal mevzuat altlığı ile hem atıksu geri kazanımının desteklenmesi hem de yapılacak yatırımların mevzuatla uyumlu olmasının sağlanması amaçlanmaktadır. Bu kapsamda,

- Endüstriyel atıksu geri kazanımında kullanılan membran teknolojilerinden kaynaklanan konsantre akımlarının etkin ve ekonomik bir biçimde yönetimine ilişkin ülkemize özgü uygulanabilir bir model tesis edilmesi,
- Elde edilecek yönetim modeli sayesinde mevcut membran sistemlerinin konsantre akımlarının arıtım seviyesinin çevresel gereksinimlere uygun hale getirilmesi,
- Gelecekte kurulacak membran proseslerinin sistem konfigürasyonlarının ve konsantre yönetim modellerinin proaktif bir yaklaşımla çevresel gereksinimlere uygun olacak şekilde tasarımlanması hedeflenmektedir.

8.4. Alternatif Çözüm Yollarının Tespiti

Endüstrilerde sürdürülebilir bir çevre anlayışı ile enerji, su ve hammadde tüketiminin optimize edilmesi, etkin bir atık yönetimi ile atık oluşumunun kaynağında azaltılması, atmosfere salınan emisyonların düşürülmesi amacıyla membran teknolojilerinin kullanılması sonucu oluşan konsantre akımların yönetilmesi gerekmektedir. Bu kapsamda DEA uygulama esasları kapsamında aşağıda sunulan iki farklı çözüm önerisi değerlendirilmiştir:

- Hiçbir şeyin yapılmaması ve mevcut durumun sürdürülmesi
- Mevcut yasal düzenlemeleri baz alarak membran konsantre akımları ile ilgili bir yönetim modelinin uygulamaya alınması

8.4.1. Hiçbir şeyin yapılmaması ve mevcut durumun sürdürülmesi

Bu seçenekte, oluşan konsantre akımların yönetimine ilişkin herhangi bir eylem planı oluşturulmaması ve mevcut durumun devam ettirilmesi öngörülmektedir. Bu durumun DEA hedefleri doğrultusunda vurgulandığı şekli ile geri dönüşsüz çevresel hasarlara sebep olabileceği ve bu durumun toplum sağlığını ve ekolojik dengeyi tehdit edecek boyutlara ulaşabileceği öngörülmektedir.

8.4.2. Mevcut yasal düzenlemeleri baz alarak membran konsantre akımları ile ilgili bir yönetim modelinin uygulamaya alınması

Bu seçenekte, konsantre yönetiminin mevcut mevzuat ve teknolojiler ışığında yapılabilmesi amacı ile bir yönetim modeli geliştirilmesi öngörülmektedir. Söz konusu yönetim modelinin gerek Bakanlık gerekse membran teknolojisini kullanan endüstri (kullanıcı) açısından daha anlaşılır bir zeminde etkin olarak uygulanması için bir bilgisayar yazılımı oluşturulması amaçlanmıştır. Bu yazılımın altyapısını oluşturacak bir algoritma geliştirilmiş olup, detayları Ek-2'de verilmiştir.

Oluşturulan algoritmanın temel hedefi membran prosesleri odaklı bir karar destek mekanizması oluşturmaktır. Kullanıcıya konsantrenin deşarj edilip edilmeyeceği sorusu ile başlayacak olan algoritma, deşarj durumunun olması durumunda kullanıcıyı öncelikle kanalizasyon seçeneğine, bunun mümkün olmaması durumunda ise alıcı ortam deşarjına yönlendirecektir. Konsantre yönetim planına ilişkin geliştirilen yazılım algoritmasının esasları ve membran konsantresi uygunluk raporunun detayları Bölüm 6'ya ilave olarak Ek-2 ve Ek-3'te detaylı olarak verilmiştir.

Oluşturulan yaklaşımı genel olarak özetlemek gerekirse, membran proseslerinin kullanılması planlanan atıksu geri kazanım tesislerinde oluşacak yıllık maksimum konsantre debisi ortalamasının, deşarj edilecek alıcı ortam yıllık ortalama debisinden küçük olduğu durumda; konsantrenin (projelendirme yapılırken öngörülen konsantre atıksu karakterine göre) herhangi bir parametre bazında alıcı ortam deşarj limitini sağlayamayacağının öngörülmesi veya pilot çalışma sonuçlarına göre tespiti durumunda yatırıma geçilmeden önce bahse konu işletme tarafından kamu veya vakıf üniversitelerinin Çevre Mühendisliği bölümlerinde görev yapan ve atıksu geri kazanımı konusunda çalışmaları olan öğretim elemanlarınca 'Membran Konsantresi Deşarj Uygunluk Raporu' hazırlanarak Çevre ve Şehircilik Bakanlığına sunulacaktır.

Bu kapsamda, konsantrede bulunan ve SKKY deşarj limit değerinin üzerinde konsantrasyonu olan kirleticilerin belirlenen alıcı ortama deşarj edilmesi durumunda, su kütlesinde meydana gelebilecek mevcut su kalitesindeki değişiklikler, etki alanı, olası kötüleşme hususu ve alıcı

ortamın mevcut kullanım amacına etkisi farklı senaryolar kurgulanarak detaylı olarak bir modelleme çalışmasıyla değerlendirmeli ve limit aşımı için kabul edilebilir artış sınırı belirlenmelidir. Mevcut SKKY deşarj limitlerini aşan parametre(ler) için izin verilebilecek limiti artırımı en fazla %30 olacaktır. Yapılan modelleme çalışmasının metodolojisi, modellemedeki varsayımlar, sınır şartları, kabuller ve varsa model kalibrasyon ve verifikasyon aşamaları açıklanmalıdır. SKKY deşarj limitlerini aşan parametre(ler) için deşarj limiti artırımının hangi seviyede olacağı (%0-30 arası) "membran konsantresi deşarj uygunluk raporu" baz alınarak, Bakanlık tarafından belirlenecektir.

Yıllık maksimum konsantre debisi ortalamasının, deşarj edilecek alıcı ortam yıllık ortalama debisinden büyük olduğu durumda ise 'Membran Konsantresi Deşarj Uygunluk Raporu'nun hazırlanmasına gerek olmayıp, mevcut ilgili SKKY deşarj limitleri aynen geçerli olacaktır. 'Membran Konsantresi Deşarj Uygunluk Raporu' ile ilgili tüm detaylar sonuç raporu EK-3'te verilmiştir.

8.5. Etkilerin Analizi

8.5.1. Düzenlemeden etkilenen grupların ve alanların tespiti

İlgili bölümde sektör ile ilgili ayrıntıları açıklanan problemlere ilişkin taraflar tespit edilmiştir. Problemlerin çözümüne yönelik hiçbir şey yapılmaması durumunda veya bir konsantre yönetim modelinin uygulamaya alınması halinde de benzer olarak; etkilenen gruplar ve alanlar aşağıda sıralanmıştır:

1. Endüstriyel üretim tesisleri
2. Tüketiciler
3. Kamu kurumları
4. Yerel yönetimler
5. İstihdam düzeyi
6. Sağlık ve sosyal güvenlik
7. Hava, su ve toprak gibi alıcı ortamlar

8.5.2. Fayda ve maliyet değerlendirmeleri

Konsantre akımların kontrolü için bir yönetim modeli oluşturulması ekoloji ve halk sağlığı açısından olumlu neticelere yol açacaktır. Endüstriyel deşarjlarda ele alınması gerekli en önemli parametreler genel olarak ağır metal, tuzluluk ve termal içerik olarak sınıflandırılabilir. Ağır metal deşarjı besin zinciri anlamında ele alındığında toplum sağlığı ve ekolojik bileşenler (biyosfer, jeosfer, hidrosfer) açısından problemlidir. Termal kirlilik ortamda bulunan çözünmüş oksijen dengesini bozabilecektir. Ayrıca tuzluluk içeriği habitat bileşenleri tarafından tolere edilemediğinde inhibisyona neden olabilir. Tüm bu etkilerin yönetim modeli ile kontrol edilmesi neticesinde ekoloji ve toplum sağlığı açısından önemli faydalar elde edilecektir. Bu faydalar "devamlı faydalar" olarak tanımlanabilir.

Elbette yönetim modelinin son kullanıcılara getireceği bir maliyet olabilir. Öncelikle bu maliyetin her tesis için önemli oranda değişiklik göstereceğinin altı çizilmelidir. Ayrıca, membran proseslerinin endüstriyel bazdaki kullanımı ülkemizde halen emekleme aşamasındadır. Ancak öngörüler bu proseslerin dünya genelinde olduğu gibi hızla değişeceği yönündedir. Oluşturulacak konsantre yönetim modeli ile proaktif bir mevzuat düzenlemesinin önü açılabilir. Bu "bir defalık fayda" olarak tanımlanabilir. Böylelikle, membran prosesleri ile

ilgili yatırım kararı alan işletmeler düzenlenecek mevzuat kapsamında hareket edecekleri için daha sonra ilave bir yatırım kalemi harcamasında ihtiyaç duymayacaklardır. Bu durum hem kamu hem de özel sektör kaynaklarının verimli kullanımı hususunda önemlidir. Düzenleyici mevzuatların proseslerin pazarda yaygın hale gelmeden hazır hale getirilmesi önemli oranda kaynak tasarrufu sağlayacaktır. Oluşacak etkiler ile yönetim modelinin ortaya konmasından itibaren ilk iki sene içinde fayda sağlayacağı öngörülmektedir. Maliyetler ise uyum süreci olarak değerlendirilebilecek ilk bir sene içinde maksimum seviyesine ulaşıp daha sonra tedrici olarak azalacaktır. Hazırlanacak mevzuata bağlı yapılacak temel mühendislik tasarımları ile oluşacak maliyetlerin sektör normu haline gelmesi beklenmektedir.

8.5.3. Ekonomik etkiler

Çevreyle uyumlu bir şekilde üretim faaliyetini sağlamaya yönelik membran teknoloji sistemlerine geçmek isteyen endüstrilerde ilk yatırım maliyetleri ile yıl içindeki işletme ve bakım maliyelerinin artacağı düşünülmektedir. Aynı zamanda geçiş sürecinde yeni ekipman ve buna bağlı personel ihtiyacında artış olacağından yatırımların geri dönüş süresinin de uzun olabileceği tahmin edilmektedir. Öte yandan, membran teknolojilerinin uygulanması ve konsantre yönetim modelinin hayata geçmesi ile ekonomik açıdan birçok olumlu sonuç elde edileceği öngörülmektedir. Ancak bahsi geçen maliyetler ve elde edilecek faydalara istinaden genel bir ekonomik analizin yapılması oldukça zordur. Bu duruma neden olan unsurlar aşağıda sıralanmıştır:

- Projenin yapıldığı bölge şartları, deşarj bölgesi özellikleri, kirletici parametreleri ve debi gibi unsurlar çok fazla değişkenlik gösterebilmektedir.
- Membran teknolojisini projelendiren ve uygulayan her tesisin konsantre akımı o tesisin ham su özelliklerine bağlı olarak değişmektedir. Özellikle endüstriyel atıksuların konsantre akımları aynı sektörde çalışan iki endüstride dahi çok ciddi değişiklikler sergileyebilmektedir.

Konsantre yönetiminin etkin şekilde uygulanması ile bölgesel gelir farklılıklarının azalması, suların geri kazanımı ile kaynakların verimli kullanılması sonucu ülke ekonomisi üzerinde genel olumlu etki oluşması, atıksu bertaraf maliyetlerinin düşmesi gibi faktörlerin, üretici firmalar açısından büyük avantaj sağlayacağı düşünülmektedir. Bunlar dışındaki diğer olumlu etkiler şu şekildedir:

- Verimlilik artışı ile birim maliyetlerin azalması
- Atıksuların geri kazanılarak ekonomiye katkı sağlanması
- Su ve enerji tüketim maliyetlerinin azalması
- Ürün kalitesinin yükselmesi ve katma değeri yüksek olan ürünlerin üretilmesi
- Membran teknolojisi temin eden firmaların ekonomik açıdan gelişmesi
- Yeni yatırım ve yeni ürün pazarlarının oluşması.

8.5.3.1. Arıtma teknolojileri için maliyetler

Oluşacak ekonomik etkilerin sayısallaştırılması adına uygulanabilecek metotların maliyet değerlendirmeleri aşağıda sunulmuştur. Bu kapsamda, Türkiye'de membran konsantreleri için sabit deşarj standartları geleceği varsayılarak senaryolar hazırlanmıştır. Bu senaryolara göre uygulanabilecek teknolojilerin gerektireceği ilave maliyet değerlendirilmeye çalışılmıştır.

1. Senaryo

TÜİK tarafından 2016 yılı için sağlanan "evsel/kentsel atıksu arıtma tesislerinde arıtılan atıksu miktarı (biyolojik+ileri arıtma)" değeri olan 2.923.338.000 m^3/yıl değeri ile 1. Senaryo oluşturulmuştur. İkincil arıtması (biyolojik) olan evsel/kentsel AAT'lerde arıtılan su miktarı olan bu değerin 2/3'ünün su geri kazanım tesislerine giriş yapacağı varsayılmıştır. Dolayısıyla, bu senaryoya göre 1.948.892.000 m^3/yıl (= 5.340.000 m^3/gün) su geri kazanım tesisi (UF+RO) giriş debisi için ülke genelinde tüm evsel ve kentsel atıksu arıtma tesislerinde geri kazanım yatırımı yapılacağı varsayılmıştır. İlk etapta su geri kazanım tesisi (UF+RO) ilk yatırım ve işletme maliyetleri hesaplanmıştır. Daha sonra ise konsantre akımların arıtımı için uygulanabilecek bertaraf teknolojilerinin maliyetleri hesaplanmıştır. Tesislerin ortalama su geri kazanım değeri tipik bir değer olan %75 olarak alındığında bu tesislerde üretilecek konsantre akım debisi 1.335.000 m^3/gün olarak çıkmaktadır. Bu senaryonun amacı; ülke genelinde 5.340.000 m^3/gün kapasitesinde su geri kazanım tesisleri kurulmuş veya mevcut konvansiyonel tesisler revize edilmiş olsaydı, bu tesislerden çıkacak olan 1.335.000 m^3/gün debideki konsantre akımların arıtılmasının ülkeye toplam maliyeti ne olurdu sorusuna cevap bulunmasıdır.

2. Senaryo

TÜİK tarafından 2016 yılı için sağlanan "evsel/kentsel atıksu arıtma tesislerinde arıtılan atıksu miktarı (fiziksel arıtma)" değeri olan 1.547.946.000 m^3/yıl değeri ile 2. Senaryo oluşturulmuştur. Sadece fiziksel arıtma uygulanan veya arıtılmadan deşarj edilen su miktarı olan bu değerin 2/3'ünün su geri kazanım tesislerine giriş yapacağı varsayılmıştır. Dolayısıyla, bu senaryoya göre 1.031.964.000 m^3/yıl (=2.827.000 m^3/gün) su geri kazanım tesisi (biyolojik+UF+RO) giriş debisi için ülke genelinde tüm evsel ve kentsel atıksu arıtma tesislerinde geri kazanım yatırımı yapılacağı varsayılmıştır. İlk etapta su geri kazanım tesisi (biyolojik+UF+RO) ilk yatırım ve işletme maliyetleri hesaplanmıştır. Daha sonra ise konsantre akımların arıtımı için uygulanabilecek bertaraf teknolojilerinin maliyetleri hesaplanmıştır. Tesislerin ortalama su geri kazanım değeri tipik bir değer olan %75 olarak alındığında bu tesislerde üretilecek konsantre akım debisi 706.750 m^3/gün olarak çıkmaktadır. Bu senaryonun amacı; ülke genelinde 2.827.000 m^3/gün kapasitesinde ikincil arıtma ve su geri kazanım tesisleri kurulmuş veya mevcut konvansiyonel tesisler revize edilmiş olsaydı, bu tesislerden çıkacak olan 706.750 m^3/gün debideki konsantre akımların arıtılmasının ülkeye toplam maliyeti ne olurdu sorusuna cevap bulunmasıdır.

3. Senaryo

TÜİK tarafından 2016 yılı için sağlanan "endüstriyel atıksu arıtma tesislerinde arıtılan atıksu miktarı (biyolojik+ileri arıtma)" değeri olan 285.035.000 m^3/yıl değeri ile 3. Senaryo oluşturulmuştur. İkincil arıtması (biyolojik) olan endüstriyel AAT'lerde arıtılan su miktarı olan bu değerin 2/3'ünün su geri kazanım tesislerine giriş yapacağı varsayılmıştır. Dolayısıyla, bu senaryoya göre 190.023.000 m^3/yıl (= 520.600 m^3/gün) su geri kazanım tesisi (UF+RO) giriş debisi için ülke genelinde tüm endüstriyel atıksu arıtma tesislerinde geri kazanım yatırımı yapılacağı varsayılmıştır. İlk etapta su geri kazanım tesisi (UF+RO) ilk yatırım ve işletme maliyetleri hesaplanmıştır. Daha sonra ise konsantre akımların arıtımı için uygulanabilecek bertaraf teknolojilerinin maliyetleri hesaplanmıştır. Tesislerin ortalama su geri kazanım değeri tipik bir değer olan %75 olarak alındığında bu tesislerde üretilecek konsantre akım debisi 130.150 m^3/gün olarak çıkmaktadır. Bu senaryonun amacı; ülke genelinde 520.600 m^3/gün kapasitesinde endüstriyel su geri kazanım tesisleri kurulmuş veya mevcut konvansiyonel endüstriyel tesisler revize edilmiş olsaydı, bu tesislerden çıkacak olan 130.150 m^3/gün debideki konsantre akımların arıtılmasının ülkeye toplam maliyeti ne olurdu sorusuna cevap bulunmasıdır.

4. Senaryo

TÜİK tarafından 2016 yılı için sağlanan "arıtma ihtiyacı olmayıp doğrudan deşarj edilen veya kanalizasyona verilen endüstriyel atıksu miktarı değeri olan 108.029.000 m^3/yıl değeri ile 4. Senaryo oluşturulmuştur. Bu suların tümünün ikincil arıtma ihtiyacı olmayacaktır ancak senaryo gereği tümünün ikincil arıtmadan geçirileceği varsayılmıştır. Bu değerin 2/3'ünün su geri kazanım tesislerine giriş yapacağı varsayılmıştır. Dolayısıyla, bu senaryoya göre 72.019.000 m^3/yıl (=197.300 m^3/gün) su geri kazanım tesisi (biyolojik+UF+RO) giriş debisi için ülke genelinde endüstriyel atıksu arıtma tesislerinde geri kazanım yatırımı yapılacağı varsayılmıştır. Tesislerin ortalama su geri kazanım değeri tipik bir değer olan %75 olarak alındığında bu tesislerde üretilecek konsantre akım debisi 49.325 m^3/gün olarak çıkmaktadır. Bu senaryonun amacı; ülke genelinde 197.300 m^3/gün kapasitesinde ikincil arıtma ve su geri kazanım tesisleri kurulmuş veya mevcut konvansiyonel tesisler revize edilmiş olsaydı, bu tesislerden çıkacak olan 49.325 m^3/gün debideki konsantre akımların arıtılmasının ülkeye toplam maliyeti ne olurdu sorusuna cevap bulunmasıdır.

5. Senaryo

2023 hedefleri kapsamında atıksular için toplam %5 geri kazanım hedefi bulunmaktadır. Bu kapsamda, 4 senaryodan elde edilen toplam değer olan 4.864.348.000 m^3/yıl (13.326.980 m^3/gün) değeri toplam debi değeri olarak alınmıştır. Bu debi değerinin %5'inin su geri kazanım tesislerine giriş yapacağı varsayılmıştır. Dolayısıyla, bu senaryoya göre 666.350 m^3/gün su geri kazanım tesisi (UF+RO) giriş debisi için ülke genelinde endüstriyel ve evsel/kentsel atıksu arıtma tesislerinde geri kazanım yatırımı yapılacağı varsayılmıştır. %5 hedefinin mevcut durumda biyolojik arıtması olan tesisler ile sağlanacağı öngörülmüştür. Bu nedenle su geri kazanım tesisi maliyet hesabında biyolojik arıtmanın getireceği ilave maliyet dahil edilmemiştir. Tesislerin ortalama su geri kazanım değeri tipik bir değer olan %75 olarak alındığında bu tesislerde üretilecek konsantre akım debisi 166.588 m^3/gün olarak çıkmaktadır. Bu senaryonun amacı; ülke genelinde 2023 hedefleri kapsamındaki %5 geri kazanım hedefine ulaşmada gerekli olacak 666.350 m^3/gün kapasitesinde su geri kazanım tesisleri kurulmuş veya mevcut konvansiyonel tesisler revize edilmiş olsaydı, bu tesislerden çıkacak olan 166.588 m^3/gün debideki konsantre akımların arıtılmasının ülkeye toplam maliyeti ne olurdu sorusuna cevap bulunmasıdır.

NOT: Aşağıda verilen maliyet analizlerinde öngörülen tüm değerler ortalama değerleri yansıtmakta olup münferit uygulamalarda değişkenlik görülebilir. Maliyet hesaplarına dezenfeksiyon prosesi dahildir.

1. SENARYO

A) Su Geri Kazanım Tesisi (UF+RO) Toplam Maliyeti:

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 5.340.000 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 700-1.000 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 850 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 5.340.000 m^3/gün x 850 USD/(m^3/gün)= 4.539.000.000 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 5.340.000 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 40-50 US-cent/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 45 US-cent/m^3 için
→ 5.340.000 m^3/gün x 0,45 USD/m^3 = 2.403.000 USD/gün

B) Konsantre Arıtım Teknolojisi Maliyeti:

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Basınç Tahrikli Membran Prosesleri (RO)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 1.335.000 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 800-1.200 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 950 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 1.335.000 m^3/gün x 950 USD/(m^3/gün)= 1.268.250.000 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 1.335.000 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 45-65 US-cent/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 50 US-cent/m^3 için
→ 1.335.000 m^3/gün x 0,50 USD/m^3 = 667.500 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Organik Giderim Teknolojileri (Ozon)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 1.335.000 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 20-30 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 25 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 1.335.000 m^3 x 25 USD/(m^3/gün) = 33.375.000 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 1.335.000 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 50-80 US-cent/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 65 US-cent/m^3 için
→ 1.335.000 m^3/gün x 0,65 USD/m^3 = 867.750 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Elektrik Tahrikli Membran Prosesleri (Ön Arıtma+ED/EDR)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi 1.335.000 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 400-700 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 550 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 1.335.000 m^3 x 550 USD/(m^3/gün) = 734.250.000 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 1.335.000 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 1-1,5 USD/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 1,25 USD/m^3 için
→ 1.335.000 m^3/gün x 1,25 USD/m^3 = 1.668.750 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Termal Prosesler (MSF/MED)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 1.335.000 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 700-1400 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 1050 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 1.335.000 m^3 x 1050 USD/(m^3/gün) = 1.401.750.000 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 1.335.000 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 1,0-1,4 USD/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 1,2 USD/m^3 için
→ 1.335.000 m^3/gün x 1,2 USD/m^3 = 1.602.000 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Buharlaştırma Havuzu

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 1.335.000 m^3/gün
Havuz derinliği: 1 metre
Alan = 1.335.000 m^2
İlk yatırım maliyeti aralığı = 7-16 USD/m^2 (arazi bedeli dahil değil)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 11,5 USD/m^2 için
→ 1.335.000 m^2 x 11,5 USD/m^2 = 15.352.500 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 1.335.000 m^3/gün
Ortalama havuz derinliği: 1 metre
Alan = 1.335.000 m^2
1.335.000 m^2 için işletme maliyeti aralığı = 30.000-35.000 USD/yıl
Ortalama işletme maliyeti = 32.500 USD/yıl = 89 USD/gün

2. SENARYO

A) Su Geri Kazanım Tesisi (Biyolojik+UF+RO) Toplam Maliyeti:

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 2.827.000 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 850-1.200 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 1000 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 2.827.000 m^3/gün x 1000 USD/(m^3/gün)= 2.827.000.000 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 2.827.000 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 50-60 US-cent/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 55 US-cent/m^3 için
→ 2.827.000 m^3/gün x 0,55 USD/m^3 = 1.554.850 USD/gün

B) Konsantre Arıtım Teknolojisi Maliyeti:

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Basınç Tahrikli Membran Prosesleri (RO)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 706.750 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 800-1200 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 950 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 706.750 m^3/gün x 950 USD/(m^3/gün)= 671.412.500 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 706.750 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 45-65 US-cent/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 50 US-cent/m^3 için
→ 706.750 m^3/gün x 0,50 USD/m^3 = 353.375 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Organik Giderim Teknolojileri (Ozon)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 706.750 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 20-30 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 25 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 706.750 m^3 x 25 USD/(m^3/gün) = 17.668.750 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 706.750 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 50-80 US-cent/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 65 US-cent/m^3 için
→ 706.750 m^3/gün x 0,65 USD/m^3 = 459.388 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Elektrik Tahrikli Membran Prosesleri (ED/EDR)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi: 706.750 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 400-700 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 550 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 706.750 m^3 x 550 USD/(m^3/gün) = 388.712.500 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 706.750 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 1,0-1,5 USD/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 1,25 USD/m^3 için
→ 706.750 m^3/gün x 1,25 USD/m^3 = 883.438 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Termal Prosesler (MSF/MED)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 706.750 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 700-1400 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 1050 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 706.750 m^3 x 1050 USD/(m^3/gün) = 742.087.500 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 706.750 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 1,0-1,4 USD/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 1,2 USD/m^3 için
→ 706.750 m^3/gün x 1,5 USD/m^3 = 1.060.125 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Buharlaştırma Havuzu

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 706.750 m^3/gün
Havuz derinliği: 1 metre
Alan = 706.750 m^2
İlk yatırım maliyeti aralığı = 7-16 USD/m^2 (arazi bedeli dahil değil)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 11,5 USD/m^2 için
→ 706.750 m^2 x 11,5 USD/m^2 = 8.127.625 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 706.750 m^3/gün
Ortalama havuz derinliği: 1 metre
Alan = 706.750 m^2
706.750 m^2 için işletme maliyeti aralığı = 30.000-35.000 USD/yıl
Ortalama işletme maliyeti = 32.500 USD/yıl = 89 USD/gün

3. SENARYO

A) Su Geri Kazanım Tesisi (UF+RO) Toplam Maliyeti:

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 520.600 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 700-1.000 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 850 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 520.600 m^3/gün x 850 USD/(m^3/gün)= 442.510.000 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 520.600 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 40-50 US-cent/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 45 US-cent/m^3 için
→ 520.600 m^3/gün x 0,45 USD/m^3 = 234.270 USD/gün

B) Konsantre Arıtım Teknolojisi Maliyeti:

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Basınç Tahrikli Membran Prosesleri (RO)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 130.150 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 800-1.200 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 950 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 130.150 m^3/gün x 950 USD/(m^3/gün)= 123.642.500 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 130.150 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 45-65 US-cent/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 50 US-cent/m^3 için
→ 130.150 m^3/gün x 0,50 USD/m^3 = 65.075 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Organik Giderim Teknolojileri (Ozon)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 130.150 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 20-30 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 25 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 130.150 m^3 x 25 USD/(m^3/gün) = 3.253.750 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 130.150 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 50-80 US-cent/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 65 US-cent/m^3 için
→ 130.150 m^3/gün x 0,65 USD/m^3 = 84.598 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Elektrik Tahrikli Membran Prosesleri (ED/EDR)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 130.150 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 400-700 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 550 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 130.150 m^3 x 550 USD/(m^3/gün) = 71.582.500 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 130.150 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 1-1,5 USD/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 1,25 USD/m^3 için
→ 130.150 m^3/gün x 1,25 USD/m^3 = 162.688 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Termal Prosesler (MSF/MED)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 130.150 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 700-1400 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 1050 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 130.150 m^3 x 1050 USD/(m^3/gün) = 136.657.500 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 130.150 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 1,0-1,4 USD/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 1,2 USD/m^3 için
→ 130.150 m^3/gün x 1,2 USD/m^3 = 156.180 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Buharlaştırma Havuzu

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 130.150 m^3/gün
Havuz derinliği: 1 metre
Alan = 130.150 m^2
İlk yatırım maliyeti aralığı = 7-16 USD/m^2 (arazi bedeli dahil değil)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 11,5 USD/m^2 için
→ 130.150 m^2 x 11,5 USD/m^2 = 1.496.725 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 130.150 m^3/gün
Ortalama havuz derinliği: 1 metre
Alan = 130.150 m^2
130.150 m^2 için işletme maliyeti aralığı = 30.000-35.000 USD/yıl
Ortalama işletme maliyeti = 32.500 USD/yıl = 89 USD/gün

4. SENARYO

A) Su Geri Kazanım Tesisi (Biyolojik+UF+RO) Toplam Maliyeti:

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 197.300 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 850-1.200 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 1000 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 197.300 m^3/gün x 1000 USD/(m^3/gün)= 197.300.000 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 197.300 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 50-60 US-cent/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 55 US-cent/m^3 için
→ 197.300 m^3/gün x 0,55 USD/m^3 = 108.515 USD/gün

B) Konsantre Arıtım Teknolojisi Maliyeti:

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Basınç Tahrikli Membran Prosesleri (RO)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 49.325 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 800-1.200 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 950 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 49.325 m^3/gün x 950 USD/(m^3/gün)= 46.858.750 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 49.325 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 45-65 US-cent/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 50 US-cent/m^3 için
→ 49.325 m^3/gün x 0,50 USD/m^3 = 24.663 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Organik Giderim Teknolojileri (Ozon)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 49.325 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 20-30 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 25 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 49.325 m^3 x 25 USD/(m^3/gün) = 1.233.125 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 49.325 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 50-80 US-cent/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 65 US-cent/m^3 için
→ 49.325 m^3/gün x 0,65 USD/m^3 = 32.061 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Elektrik Tahrikli Membran Prosesleri (ED/EDR)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 49.325 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 400-700 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 550 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 49.325 m^3 x 550 USD/(m^3/gün) = 27.128.750 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 49.325 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 1,0-1,5 USD/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 1,25 USD/m^3 için
→ 49.325 m^3/gün x 1,25 USD/m^3 = 61.656 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Termal Prosesler (MSF/MED)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 49.325 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 700-1400 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 1050 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 49.325 m^3 x 1050 USD/(m^3/gün) = 51.791.250 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 49.325 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 1,0-1,4 USD/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 1,2 USD/m^3 için
→ 49.325 m^3/gün x 1,2 USD/m^3 = 59.190 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Buharlaştırma Havuzu

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 49.325 m^3/gün
Havuz derinliği: 1 metre
Alan = 49.325 m^2
İlk yatırım maliyeti aralığı = 7-16 USD/m^2 (arazi bedeli dahil değil)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 11,5 USD/m^2 için
→ 49.325 m^2 x 11,5 USD/m^2 = 567.238 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 49.325 m^3/gün
Ortalama havuz derinliği: 1 metre
Alan = 49.325 m^2
49.325 m^2 için işletme maliyeti aralığı = 30.000-35.000 USD/yıl
Ortalama işletme maliyeti = 32.500 USD/yıl = 89 USD/gün

5. SENARYO

A) Su Geri Kazanım Tesisi (UF+RO) Toplam Maliyeti:

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 666.350 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 700-1.000 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 850 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 666.350 m^3/gün x 850 USD/(m^3/gün)= 566.397.500 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 666.350 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 40-50 US-cent/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 45 US-cent/m^3 için
→ 666.350 m^3/gün x 0,45 USD/m^3 = 299.858 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Basınç Tahrikli Membran Prosesleri (RO)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 166.588 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 800-1.200 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 950 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 166.588 m^3/gün x 950 USD/(m^3/gün)= 158.258.600 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 166.588 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 45-65 US-cent/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 50 US-cent/m^3 için
→ 166.588 m^3/gün x 0,50 USD/m^3 = 83.294 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Organik Giderim Teknolojileri (Ozon)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 166.588 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 20-30 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 25 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 166.588 m^3 x 25 USD/(m^3/gün) = 4.164.700 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 166.588 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 50-80 US-cent/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 65 US-cent/m^3 için
→ 166.588 m^3/gün x 0,65 USD/m^3 = 108.282 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Elektrik Tahrikli Membran Prosesleri (ED/EDR)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 166.588 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 400-700 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 550 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 166.588 m^3 x 550 USD/(m^3/gün) = 91.623.400 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 166.588 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 1,0-1,5 USD/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 1,25 USD/m^3 için
→ 166.588 m^3/gün x 1,25 USD/m^3 = 208.235 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Termal Prosesler (MSF/MED)

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 166.588 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 700-1400 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 1050 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 166.588 m^3 x 1050 USD/(m^3/gün) = 174.917.400 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 166.588 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 1,0-1,4 USD/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 1,2 USD/m^3 için
→ 166.588 m^3/gün x 1,2 USD/m^3 = 199.906 USD/gün

- **Kabul edilen konsantre arıtım teknolojisi ve maliyet hesabı**

Buharlaştırma Havuzu

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 166.588 m^3/gün
Havuz derinliği: 1 metre
Alan = 166.588 m^2
İlk yatırım maliyeti aralığı = 7-16 USD/m^2 (arazi bedeli dahil değil)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 11,5 USD/m^2 için
→ 166.588 m^2 x 11,5 USD/m^2 = 1.915.762 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 166.588 m^3/gün
Ortalama havuz derinliği: 1 metre
Alan = 166.588 m^2
166.588 m^2 için işletme maliyeti aralığı = 30.000-35.000 USD/yıl
Ortalama işletme maliyeti = 32.500 USD/yıl = 89 USD/gün

Farklı senaryolar için elde edilen tüm ilk yatırım ve işletme maliyetleri Çizelge 8.3'te verilerek özetlenmiştir.

Çizelge 8.3. Farklı senaryolar için maliyetler

Senaryolar	Prosesler	İlk Yatırım Maliyeti (USD)	İşletme Maliyeti (USD/gün)
Senaryo-1 evsel/kentsel - ikincil arıtma var	**Su Geri Kazanım Tesisi (UF+RO)**	4.539.000.000	2.403.000
	Konsantre Arıtım Teknolojisi		
	Basınç Tahrikli Membran Prosesleri (RO)	1.268.250.000	667.500
	Organik giderim Teknolojileri (Ozon)	33.375.000	867.750
	Elektrik Tahrikli Membran Prosesleri (ED/EDR)	734.250.000	1.668.750
	Termal Prosesler (MSF/MED)	1.401.750.000	1.602.000
	Buharlaştırma Havuzu	15.352.500	89
Senaryo-2 evsel/kentsel - ikincil arıtma yok	**Su Geri Kazanım Tesisi (Biyolojik Arıtma+UF+RO)**	2.827.000.000	1.554.850
	Konsantre Arıtım Teknolojisi		
	Basınç Tahrikli Membran Prosesleri (RO)	671.412.500	353.375
	Organik giderim Teknolojileri (Ozon)	17.668.750	459.388
	Elektrik Tahrikli Membran Prosesleri (ED/EDR)	388.712.500	883.438
	Termal Prosesler (MSF/MED)	742.087.500	1.060.125
	Buharlaştırma Havuzu	8.127.625	89
Senaryo-3 endüstriyel - ikincil arıtma var	**Su Geri Kazanım Tesisi (UF+RO)**	442.510.000	234.270
	Konsantre Arıtım Teknolojisi		
	Basınç Tahrikli Membran Prosesleri (RO)	123.642.500	65.075
	Organik giderim Teknolojileri (Ozon)	3.253.750	84.598
	Elektrik Tahrikli Membran Prosesleri (ED/EDR)	71.582.500	162.688
	Termal Prosesler (MSF/MED)	136.657.500	156.180
	Buharlaştırma Havuzu	1.496.725	89
Senaryo-4 endüstriyel - ikincil arıtma yok	**Su Geri Kazanım Tesisi (Biyolojik Arıtma+UF+RO)**	197.300.000	108.515
	Konsantre Arıtım Teknolojisi		
	Basınç Tahrikli Membran Prosesleri (RO)	46.858.750	24.663
	Organik giderim Teknolojileri (Ozon)	1.233.125	32.061
	Elektrik Tahrikli Membran Prosesleri (ED/EDR)	27.128.750	61.656
	Termal Prosesler (MSF/MED)	51.791.250	59.190
	Buharlaştırma Havuzu	567.238	89
Senaryo-5 2023 hedefi tüm atıksuların %5'i - ikincil arıtma var	**Su Geri Kazanım Tesisi (UF+RO)**	566.397.500	299.858
	Konsantre Arıtım Teknolojisi		
	Basınç Tahrikli Membran Prosesleri (RO)	158.258.600	83.294
	Organik giderim Teknolojileri (Ozon)	4.164.700	108.282
	Elektrik Tahrikli Membran Prosesleri (ED/EDR)	91.623.400	208.235
	Termal Prosesler (MSF/MED)	174.917.400	199.906
	Buharlaştırma Havuzu	1.915.762	89

Su Geri Kazanım Tesislerinin İşletme/Yatırım Maliyetlerinin Geri Dönüşü

Türkiye su kullanım maliyetlerinin gelişmiş ülkeler ile kıyaslandığında bir miktar daha düşük olduğu bir ülkedir. Bu nedenle su geri kazanım tesislerinin ilk yatırım ve işletme maliyetleri bazı sektör paydaşları tarafından yüksek görülmektedir. Raporun ilgili bölümünde de belirtildiği üzere bazı sanayi bölgelerinde ham su temini ve arıtma maliyetleri 1-3 TL/m^3 (ortalama 0,4-0,5 USD/m^3) seviyesindedir. Metropol şehirlerimizde ise bu değerler 15-17 TL/m^3 (ortalama 3-3,5 USD/m^3) seviyesine kadar çıkabilmektedir. Bu değer maksimum değer olup hesaplamalarda ortalama bir değer olan 10 TL/m^3 (2,0 USD/m^3) değeri esas alınmıştır. Bu kapsamda, su geri kazanım tesislerinin kurulumunun ve işletiminin metropol şehirlerdeki su maliyetleri ile kıyaslandığında finansman geri dönüşünün hangi sürelerde olacağı yaklaşık olarak hesaplanmıştır. Su geri kazanım tesisi yatırımlarının öncelikli olarak metropol şehirlerde yapılacağı öngörüldüğünde sunulan yaklaşımın sağlıklı olduğu görülmektedir.

a) Biyolojik arıtma tesisi olmayan endüstriyel tesis örneği

Ortalama debisi 1000 m^3/gün olan ve biyolojik arıtmaya sahip olmayan bir endüstriyel tesise biyolojik arıtma+UF+RO+dezenfeksiyon proseslerine sahip bir su geri kazanım tesisi inşa edildiği takdirde gerçekleşecek ilk yatırım ve işletme maliyetleri aşağıda hesaplanmıştır.

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 1.000 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 850-1.200 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 1000 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 1.000 m^3/gün x 1000 USD/(m^3/gün)= 1.000.000 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 1.000 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 50-60 US-cent/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 55 US-cent/m^3 için
→ 1.000 m^3/gün x 0,55 USD/m^3 = 550 USD/gün

Basit amortisman hesabı kapsamında su geri kazanım tesisin 20 yıl süre ile işletileceği varsayıldığında tesisin toplam işletme maliyeti:

550 USD/gün x 7300 gün = 4.015.000 USD olacaktır.

Su geri kazanım tesisinin 20 yıllık toplam maliyeti 5.015.000 USD'dir (20 yıllık işletim maliyeti bugünkü değerden hesaplanmıştır).

Eğer bu tesis inşa edilmeseydi ve 1.000 m^3/gün su, 2 USD/m^3 (2000 USD/gün) maliyet ile temin edilip kullanılsa idi 20 yıl süre boyunca ulaşılacak toplam maliyet:

1000 m^3/gün x 7.300 gün x 2 USD/m^3 = 14.600.000 USD

Harici kaynaklardan su temini/bertarafının 20 yıllık toplam maliyeti 14.600.000 USD'dir.

Görüldüğü üzere harici kaynaklardan su temini ilk yatırım maliyeti olmasa dahi uzun vadede su geri kazanım tesislerine kıyasla çok daha maliyetli bir seçenek olmaktadır.

Bu senaryo için basit amortisman süresi:

(2000 USD/gün-687 USD/gün) = 1313 USD/gün (1 günde sağlanan tasarruf)
(5.015.000 USD)/(1313 USD/gün) = **3820 gün = Yaklaşık 10,5 yıl.**

Net Bugünkü Değer (NBD) Hesapları:

Paranın zaman değeri çeşitli finansal kararların alınmasında temel rol oynayan önemli bir kavramdır. Yatırımların gerektirdiği para çıkışları ile para girişleri farklı dönemlerde gerçekleşir. Para giriş ve çıkışlarının zaman içindeki dağılımı da değişik olabilir. Paranın zaman değerini dikkate almadan para giriş ve çıkışlarını karşılaştırmak anlamsız sonuçlar verecektir. O halde bir yatırımın para giriş ve çıkışlarının birbirleriyle karşılaştırılabilmesi için bunların zaman faktörünü göz önünde tutarak aynı zaman düzeyine indirgenmeleri gerekir. Bu yöntem önceden belirlenmiş bir iskonto haddi üzerinden, yatırım harcamalarının ve yatırımın sağlayacağı nakit girişlerinin aynı zaman noktasına indirgenerek aralarındaki farkın hesaplanması olarak tanımlanabilir.

Bu proje için ilk yatırım maliyeti: 1.000.000 USD
İskonto oranı: %5
Nakit akışı: 1313 USD/gün = 479.245 USD/yıl

Bu senaryo için NBD: 4.972.452 USD'dir.

Bir başka deyişle yapılacak yatırımın 20 sene içinde tesise sağlayacağı finansal katkıyı bugünkü değer üzerinden ifade edersek 20 senelik süre için 4.972.452 USD'lik bir kazanç söz konusudur.

b) Mevcut biyolojik arıtma tesisi olan endüstriyel tesis örneği

Ortalama debisi 1000 m^3/gün olan ve biyolojik arıtmaya sahip olan bir endüstriyel tesise UF+RO+Dezenfeksiyon proseslerine sahip bir su geri kazanım tesisi inşa edildiği takdirde gerçekleşecek ilk yatırım ve işletme maliyetleri aşağıda hesaplanmıştır.

İlk Yatırım Maliyeti:
Debi = 1.000 m^3/gün
İlk yatırım maliyeti aralığı = 700-1.000 USD/(m^3/gün)
Ortalama ilk yatırım maliyeti = 850 USD/(m^3/gün) kapasite için
→ 1.000 m^3/gün x 850 USD/(m^3/gün)= 850.000 USD

İşletme Maliyeti:
Debi = 1.000 m^3/gün
İşletme maliyeti aralığı = 40-50 US-cent/m^3
Ortalama işletme maliyeti = 45 US-cent/m^3 için
→ 1.000 m^3/gün x 0,45 USD/m^3 = 450 USD/gün

Basit amortisman hesabı kapsamında su geri kazanım tesisin 20 yıl süre ile işletileceği varsayıldığında tesisin toplam işletme maliyeti:

450 USD/gün x 7300 gün = 3.285.000 USD olacaktır.

Su geri kazanım tesisinin 20 yıllık toplam maliyeti 4.135.000 USD'dir (20 yıllık işletim maliyeti bugünkü değerden hesaplanmıştır).

Eğer bu tesis inşa edilmeseydi ve 1.000 m^3/gün su, 2 USD/m^3 (2000 USD/gün) maliyet ile temin edilip kullanılsa idi 20 yıl süre boyunca ulaşılacak toplam maliyet:

1000 m^3/gün x 7.300 gün x 2 USD/m^3 = 14.600.000 USD

Harici kaynaklardan su temini/bertarafının 20 yıllık toplam maliyeti 14.600.000 USD'dir.

Görüldüğü üzere harici kaynaklardan su temini ilk yatırım maliyeti olmasa dahi uzun vadede su geri kazanım tesislerine kıyasla çok daha maliyetli bir seçenek olmaktadır.

Bu senaryo için basit amortisman süresi:

(2000 USD/gün-566 USD/gün) = 1434 USD/gün (1 günde sağlanan tasarruf)
(4.135.000 USD)/(1.434 USD/gün) = **2884 gün = Yaklaşık 8 yıl.**

Net Bugünkü Değer (NBD) Hesapları:

Bu proje için ilk yatırım maliyeti: 850.000 USD
İskonto oranı: %5
Nakit akışı: 1434 USD/gün = 523.410 USD/yıl

Bu senaryo için NBD: 5.672.846 USD'dir.

Bir başka deyişle yapılacak yatırımın 20 sene içinde tesise sağlayacağı finansal katkıyı bugünkü değer üzerinden ifade edersek 20 senelik süre için 5.672.846 USD'lik bir kazanç söz konusudur.

Elde edilen değerler incelendiğinde su maliyetlerinin yüksek olduğu büyükşehirlerimizde su geri kazanım tesislerinin ilk yatırım maliyetlerinin karşılanabildiği durumlarda kendilerini kısa süre içinde amorti edebildikleri görülmektedir. Bunun yanında proje fizibilitesi incelenmesinde sıklıkla kullanılan bir parametre olan NBD değerleri ise mevcut kurgu kapsamında kurulacak tesislerin iyi bir yatırım olduğunu kanıtlamaktadır.

8.5.3.2. Bertaraf teknolojileri için maliyetler

Bertaraf maliyetleri Bölüm 5'te verildiği şekli ile aktarılmıştır. En uygun konsantre bertaraf seçeneğinin belirlenebilmesi için birçok değişken söz konusudur. Bu değişkenlerin başında ise yatırım ve işletim maliyetleri gelmektedir. Her bir konsantre bertaraf seçeneğinin maliyet açısından değerlendirilmesi aşağıda sunulmuştur.

Yüzeysel sulara deşarj: Konsantrenin yüzeysel sulara deşarjında dikkate alınması gereken maliyet unsurları şu şekildedir;

- Desalinasyon tesisinden çıkan konsantrenin yüzeysel sulara taşınmasıyla oluşan maliyet
- Konsantrenin yüzeysel sulara döküldüğü noktada yapılacak çıkış yapısının inşaat maliyeti ve işletim maliyeti
- Konsantrenin deşarjı ile çevresel değişikliklerin izlenmesi ile ilgili oluşan maliyetler.

Konsantrenin taşınması maliyetinde i) konsantre miktarı ve ii) tesis ile yüzeysel su arasındaki mesafe oldukça önemlidir. Konsantrenin deşarj noktasındaki inşa maliyeteleri bölgeye özel değişkenlik gösterebilmektedir. Konsantre debisinin fazla ve/veya tuzluluğun yüksek olması difüzör sistem konfigürasyonlarını ve deşarj boru boyunu etkileyeceğinden maliyet de değişkenlik gösterecektir. Bu faktörlerin yanında bölgesel olarak değişkenlik gösteren yüzeysel suların hidrodinamik koşulları da maliyetleri etkileyebilmektedir. Yüzeysel sulara deşarjlarda karşılaşılan başlıca işletim maliyeti ise konsantrenin deşarj öncesi havalandırmanın gerekli olduğu durumlardır veyahut toksik maddeler içeriyor ise konsantrenin arıtılmasıdır. Aynı zamanda bu maliyetler mevcut deşarj hattının bulunup bulunmadığına göre de değişkenlik gösterir. Mevcut deşarj hattının bulunması durumunda maliyetler olumlu anlamda değişkenlik gösterecektir. Bir diğer maliyet unsuru ise izleme çalışmalarından kaynaklanmaktadır. Konsantrenin deşarjı ile meydana gelen çevresel değişikliklerin dönemsel olarak sürekli izlenmesi gerekmektedir. Buradan oluşacak maliyet ancak konsantrenin bir atıksu arıtma tesisi veya endüstriyel tesislerin mevcut deşarj hattına verilmesi ile önlenebilir.

Kanalizasyona deşarj: Bu yöntem, düşük miktarlı konsantrelerin deşarjı için oldukça uygundur (düşük maliyetlidir). Bu yöntemdeki maliyet kalemleri şu şekildedir; i) konsantrenin taşınım maliyeti (pompa istasyonu ve boru hattı) ve kanalizasyon bağlantı ücretleridir. Konsantre miktarı, taşınım maliyetini doğrudan etkilemektedir. Kanalizasyon bağlantı ücreti, daha çok kanalizasyon sisteminin kapasitesine ve konsantrenin kompozisyonu arıtma tesisini ne kadar etkilediğine bağlıdır.

Arazi uygulamaları (yağmurlama şeklinde sulama): Genellikle bu yöntem, konsantrenin uygun oranlarda tatlı su ile paçallanarak araziye uygulanmasıyla oldukça düşük maliyetli bir yöntemdir. Buradaki maliyeti oluşturan faktöreler; arazi maliyetleri, depolama ve dağıtım sistemi maliyetleri ve sulama sistemlerinin kurulum maliyetleridir.

Derin Kuyu Enjeksiyonu: Bu yöntemde karşılaşılan maliyet kuyu derinliği ve çapı ile doğru orantılı değişmektedir. Diğer faktörler ise i) konsantrenin ön arıtım gerekliliği, ii) pompa büyüklüğü ve basıncı, iii) izleme kuyularının sayısı ve iv) alan hazırlığı, mobilizasyon ve demobilizasyondur. Derin kuyu enjeksiyonu oldukça maliyetlidir. Ancak büyük miktarlarda konsantre üreten tesisler için fizibıl olabilmektedir.

Bölüm 5'te verilen Şekil 5.71, ABD'deki farklı debilere sahip desalinasyon tesislerinde uygulanan konsantre yönetim seçeneklerini göstermektedir. 1 MGD (3,8 ML/gün)'den küçük kapasiteli tesisler için en çok kullanılan konsantre yönetimi türü yüzeysel sulara deşarj olduğu görülmektedir. 6 MGD (22,7-ML/gün)'den büyük kapasiteli tesisler ise en çok derin kuyu enjeksiyonu yönetimini tercih etmişlerdir.

Bölüm 5 Şekil 5.72 konvansiyonel konsantre yönetim seçeneklerinin bağıl yatırım maliyetlerini göstermektedir. Konsantrenin bertarafı için kullanılan kanalizasyona deşarj ve yüzeysel sulara deşarj yöntemleri maliyet-etkin değeri en fazla olan iki yöntemdir. Bu nedenle en çok tercih edilen iki yöntemdir. Derin kuyu enjeksiyonu, buharlaştırma havuzları ve yağmurlama şeklinde sulama yöntemleri lokal koşullar uygun olduğunda diğer yöntemler ile rekabet edebilir nitelik taşımaktadır. ZLD sistemleri ise yatırım ve işletim maliyetleri açısından en yüksek orana sahip yöntemdir. Bölüm 5 Çizelge 5.39 ise bazı bertaraf tekniklerinin hesaplanmış maliyetlerini göstermektedir. İlgili hususlar Bölüm 5'te detaylı olarak verilmiştir. Tüm bunlara ilave olarak birim maliyetler tablo olarak aşağıda sunulmuştur (Çizelge 8.4).

Çizelge 8.4. Bertaraf seçenekleri birim maliyetleri (işletme+ilk yatırım) (Tchobanoglous vd., 2016)

Bertaraf Seçeneği	**Maliyet Aralığı**	**Tipik Maliyet**
	$/m^3	$/m^3
Derin Kuyu Enjeksiyonu	0,04-0,07	0,06
Buharlaştırma Havuzu	0,11-0,14	0,13
Arazi Uygulaması (Sprey)	0,11-0,13	0,12
Deniz Deşarj Hattı	0,09-0,10	0,09
Sıfır Sıvı Deşarjı	0,57-0,69	0,63

8.5.4. Sosyal etkiler

Sosyal etkilerin belirlenmesi, önerilen membran konsantre yönetim modelinin uygulanmasına karar verilmesi aşamasında büyük önem taşımaktadır. Sosyal etkilere ilişkin hususların her türlü yararlanıcının etkilenme düzeyleri açısından değerlendirilmesinde fayda bulunmaktadır.

Hiçbir şeyin yapılmaması seçeneğinin tercih edilmesi durumunda, mevcut durum açısından bir değişiklik olmaması beklenmektedir. Buna göre, halihazırdaki düzenlemelerde bulunan yasal boşluklar nedeniyle mevcut sıkıntı, şikayet ve memnuniyetsizliklerin devam edeceği öngörülmektedir. Konsantre yönetim modelinin mevcut yasal düzenlemelere entegre edilmesi ile ortaya çıkabilecek olumlu sosyal etkiler aşağıda belirtilmiştir:

- Konsantrenin tekrar üretimde kullanılması veya teknik uygunluk çerçevesinde kontrollü olarak deşarj edilmesi durumunda marka prestijinin artması
- Üretim kalitesinin olumlu etkilenmesi
- Eğitim düzeyinin ve suların geri kazanılması konusunda farkındalığın artması
- Yeni iş sahalarının açılması sonucu istihdamın artması
- Halk sağlığı üzerindeki olumlu etkilerin artması
- İşçi sağlığının korunması yönündeki olumlu etkilerin artması

8.5.5. Çevresel etkiler

Küreselleşme ve hızlı sanayileşme neticesinde doğal kaynakların gün geçtikçe tükeniyor olmasının yanı sıra ortaya çıkan küresel ısınma gibi konular, çevresel etkilerin öncelikli olarak dikkate alınması zorunluluğunu doğurmaktadır. Ancak, hiçbir şey yapılmaması seçeneğinin tercih edilmesi durumunda; çevresel etkiler açısından, olumsuz etkilerin artarak oluşmaya devam edeceği düşünülmektedir. Uygulanması planlanan yeni yönetim modeli, mevcut yasal düzenlemeler ışığında çevreye olabilecek olumsuz etkilerin en aza indirilmesini ve geri kazanım uygulamalarının artmasını amaçlamaktadır. Bu kapsamda yeni düzenlemenin sonucunda ortaya çıkacak olumlu çevresel etkiler şu başlıklar halinde sıralanabilir:

- Doğal kaynakların korunması ve kirliliğin önlenmesi
- Su kalitesinin iyileştirilmesi, alıcı ortama kirlilik deşarjının azaltılması sonucu su kaynaklarının korunması
- Emisyonların kontrol altına alınması, yönetilmesi ve azaltılması
- Küresel ısınma kapsamında sera gazı azaltımının sağlanması ve iklim değişikliğine yönelik etkilerin azaltılması

- Biyoçeşitliliğin korunması
- Atık yönetiminin etkinleştirilmesi
- Ekolojik dengenin korunması.

8.6. Alternatif Çözüm Yollarının Karşılaştırılması

Fayda ve maliyet değerlendirmesi kapsamında, belirlenen alternatif çözüm yollarına ilişkin ekonomik, sosyal ve çevresel etkiler yukarıda açıklanmış olup, seçeneklerin karşılaştırılması Çizelge 8.5'te verilmiştir.

Çizelge 8.5. Alternatif çözümlerin karşılaştırılması

	Hiçbir şeyin yapılmaması ve mevcut durumun sürdürülmesi	**Membran konsantre akımları ile ilgili bir yönetim modelinin uygulamaya alınması**
Ekonomik Etkiler		
Su ve enerji tüketim maliyetleri	--	++
Ürün kalitesinde yükselme	**0**	+
Ekipman ve personel maliyetleri	**0**	-
İlk yatırım ve işletme maliyetleri	**0**	--
Konsantre arıtım teknolojilerindeki gelişmeler	**0**	++
Sosyal Etkiler		
Sağlık ve sosyal güvenlik	-	+
İstihdam düzeyi	**0**	++
Farkındalık düzeyi	**0**	++
Üretici firma prestiji	**0**	++
Çevresel Etkiler		
Su kaynaklarının korunması	--	++
İklim değişikliği	--	++
Biyoçeşitliliğin korunması	--	++
Önerilen Seçenek		√

(++): Seçeneğin ilgili problem üzerine yüksek olumlu etkisi vardır.
(+): Seçeneğin ilgili problem üzerine düşük olumlu etkisi vardır.
(0): Etkisi yoktur.
(-): Seçeneğin ilgili problem üzerine düşük olumsuz etkisi vardır.
(--): Seçeneğin ilgili problem üzerine yüksek olumsuz etkisi vardır.

8.7. Danışma ve Katılım

Düzenleme yapmakla görevli kurumlar ile düzenlemeden etkilenmesi muhtemel olan paydaşlar arasında iletişim ve etkileşim sağlanması durumu "danışma" olarak tanımlanmaktadır. Düzenlemelerin hazırlanması sürecinde katılımın arttırılması ile düzenleme kalitesinin yükseltilmesi için danışma süreci önem arz etmektedir. Katılım, açıklık ve hesap verebilirlik, etkinlik ve tutarlılık danışma sürecinin genel prensiplerini oluşturmaktadır (TEPAV, 2006). Çalışma kapsamında danışma sürecinde gerçekleştirilen faaliyetler aşağıda belirtilmiştir:

- İş planları kapsamında ilgili konularda geniş literatür taraması ve değerlendirmenin yapılması

- Konsantre minimizasyonu ve geri kazanımı tekniklerinin belirlenmesi
- Belirlenen firmalarda pilot çalışmalar yapılması
- İlgili firmalara teknik gezilerin gerçekleştirilmesi
- İlgili paydaşların görüşlerinin alınması amacıyla çalıştayların düzenlenmesi
- Sonuçların değerlendirilmesi.

İlk olarak atıksu geri kazanımında ihtiyaçlar, ihtiyaca göre teknoloji seçimi hususlarında genel bir literatür taraması ve değerlendirme yapılmıştır. Konsantre akımların yönetimine ilişkin uluslararası mevzuat incelerek Türkiye koşullarında uygulanabilirliği değerlendirilmiş ve öneriler sunulmuştur. Endüstriyel atıksu arıtımı ve geri kazanımı uygulamalarında, konsantre minimizasyonuna yönelik uygulanabilecek genel teknik ve ekonomik tedbirler, sistem içinde geri devir uygulamaları, konsantrelerin yeniden kullanım olanakları vb. hususlar değerlendirilerek çözüm önerileri ve uygulama önceliği geliştirilmiştir. Pilot çalışmalar kapsamında sırasıyla Türkiye Petrol Rafineleri A.Ş. (TÜPRAŞ), Modern Karton San. ve Tic. A.Ş. ve Zorlu Enerji Grubu Atıksu Geri Kazanım Tesisleri ile Bursa Organize Sanayi Bölgesi (BSOB) Su Üretim Tesisi ziyaret edilmiştir. Ayrıca S.S. Marmarabirlik Zeytin Tarım Satış Koop. Birliği Bursa Entegre Tesisleri, Malkara Birlik Süt ve Süt Mamülleri A.Ş. (MAYBİ) ve Asım Kibar Organize Sanayi Bölgesi'ne teknik geziler düzenlenmiştir. Dolayısıyla toplamda 7 saha çalışması düzenlenmiş olup, tüm pilot tesis ve teknik gezi ziyaretlerinde yerinde tespitler yapılmış ve karşılıklı görüşmeler gerçekleştirilmiştir.

Danışılacak kişi ve grupların tespit edilmesi danışma sürecinin etkin yürütülebilmesi açısından önem taşımaktadır. Danışma süreci kapsamında membran proseslerinin üretim, tasarım, projelendirme ve işletme kısmında faaliyet gösteren firma ve kuruluşların, membran konsantre yönetimine yönelik görüşlerini almak için "özel sektör çalıştayı" düzenlenmiştir. Çalıştaya proje ekibi, Genel Müdürlük nezdinde Bakanlık yetkilileri ile membran üretim, tasarım, projelendirme ve işletme kısmında faaliyet gösteren firma ve kuruluşların yetkilileri katılmıştır.

Paydaş görüşlerini almak üzere düzenlenen çalıştayda ilgili kurum ve kuruluşların, membran konsantre akımlarının yönetimi konusunda fikirleri alınmış ve aşağıdaki konular görüşülmüştür:

- Yürürlükteki mevzuat çerçevesinde konsantre akımların mevcut bertaraf yöntemleri
- Konsantre akım deşarjlarının "boru sonu" veya "alıcı ortam bazlı" değerlendirilmesi konusunda avantajlar ve dezavantajlar
- Konsantre akım yönetim modelinde bulunması gereken temel kriterler
- Yönetim modelinin uygulamasında karşılaşılabilecek güçlükler
- Yönetim modelinin olası ekonomik, sosyal ve çevresel etkileri

Düzenlenen özel sektör çalıştayına ait imzalı katılımcı listesi ve görüşlerin detaylı olarak kayıt altına alındığı toplantı tutanağı ilgili bölümde sunulmuştur. Çalıştaya katılan toplam 36 katılımcının %45'ini (16 kişi) özel sektör temsilcileri, %33'ünü (12 kişi) akademisyenler, %11'ini (4 kişi) Bakanlık temsilcileri ve %11'ini (4 kişi) farklı OSB'lerden gelen temsilciler oluşturmuştur. Karşılıklı görüşmeler ve tutanaklara geçen değerlendirmeler ışığında katılımcıların büyük çoğunluğu membran konsantre akımlarının yönetimi ile ilgili yeni bir mevzuat oluşturulması gerektiğini ve bu mevzuatın; alıcı ortam (ÇKS) bazlı olup, tasarım ve işletme verilerinin dikkate alınması gerektiğini belirtmiştir. Yeni mevzuata geçiş sürecinde ise membran konsantre akımlarının yönetimi ile ilgili bir model oluşturulmasının ekonomik, sosyal ve çevresel açıdan olumlu etki oluşturacağı katılımcılar tarafından ifade edilmiştir.

8.8. Uygulama, İzleme ve Değerlendirme

8.8.1. Uygulama

Membran konsantre akımları ile ilgili mevcut mevzuata entegrasyon sağlanarak geliştirilen yönetim modelinin hayata geçmesi durumunda, bu modelin uygulanmasından sorumlu kurum Çevre ve Şehircilik Bakanlığı olacaktır. Membran konsantre akımlarının yönetimi ile ilgili modelin uygulama esasları kapsamında aşağıda belirtilen hususlar önem arz etmektedir:

- Membran konsantre akımlarının yönetimi ile ilgili oluşturulan modelin web tabanlı yazılımı tamamlandıktan sonra; bu yazılım için gerekli alan adı, web sunucusu ve güvenliği gibi ağ altyapısı imkanları tesis edilmelidir.
- Model yazılımının yer aldığı sunucunun yöneticisi ve firmaların bu yazılıma girdiği verileri değerlendirecek kullanıcılar yetkilendirilmelidir.
- Firmaların web üzerinden yazılıma ulaşımı, kayıtlanması, veri girişi, verilerin değerlendirilmesinin nasıl yapılacağı ve ne tür sonuçları doğuracağı ile ilgili rehber dokümanlar hazırlanmalıdır. Bu dokümanlar, kullanıcıların yararlanabileceği şekilde yazılımın web adresinden yayınlanmalıdır.
- İlgili tarafların gerekli görmesi durumunda firmalarla konuyla ilgili bilgilendirme toplantıları yapılmalıdır.
- Firmalar veri girişine müteakip, sistemin ürettiği sonuç ve yönlendirmelerden sorumlu olduklarını bilmelidir. Örneğin, uygun olmayan deşarj durumunda firmanın yapması gerekenler (sıfır atık deşarjı (ZLD)), ilgili hususlarda Bakanlık görüşünün alınması, gerektiğinde teknik rapor hazırlatılması gibi hususlar bu kapsamda değerlendirilmelidir.
- Süreç uygulamaya geçildiğinde denetim ve ceza mekanizması ilgili bakanlığın taşra teşkilatı tarafından yürütülmelidir.

8.8.2. Düzenlemenin İzlenmesi ve Değerlendirilmesi

Membran konsantre akımlarının yönetim modeline konu olan tesislerin değerlendirilmesi için Bakanlık tarafından gerekli görülmesi halinde ilave izleme programlarının hazırlanması ve mevcut/yeni yasal düzenleme hükümlerinin sürdürülebilir biçimde uygulanması hedeflenmektedir. Yönetim modelinin uygulanmasına yönelik geçiş sürecinde dikkat edilmesi önem arz eden hususlar ilgili paydaşlar tarafından şu şekilde belirtilmiştir:

- Modelin yazılım tarafında karşılaşılan problemlerin giderilmesi ve gerekirse model algoritmasında gerekli revizyonların yapılması
- Herhangi bir sektörde yer alan bir firmanın web tabanlı model yazılımına girdiği verilerin, aynı sektörde farklı bir firmanın girdiği veriler ile karşılaştırılmayıp; değerlendirmenin alıcı ortam, tasarım ve işletme verileri dikkate alınarak değerlendirilmesi
- Membran konsantre akım modelinde yer alan konsantrenin deşarj edilmemesi durumunda firmaların yapması gereken ilave yatırımlar için teşvik (altyapı yatırım desteği) mekanizmasının geliştirilmesi
- Modelin uygulamaya geçmesi ile bilinçlendirme faaliyetlerinin de eş zamanlı olarak yapılması
- Temiz üretim prensibiyle, konsantre akımın üretim sürecinde tekrar kullanılması konusunda endüstri bazlı çalışmaların yapılması
- İlgili paydaş görüşlerinin sürekli olarak alınması

- Çalıştay, panel vb. bilgilendirme ve farkındalık arttırma faaliyetlerinin yürütülmesi
- Sürecin hızlandırılmasında kamu tarafından danışmanların belirlenmesi ve atanması
- Bürokrasinin azaltılması
- Rekabet gücünü koruyucu tedbirlerin alınması

BÖLÜM 9

SONUÇLAR VE ÖNERİLER

9. SONUÇLAR VE ÖNERİLER

MEMKON projesi kapsamında elde edilen sonuçlar maddeler halinde aşağıda özetlenmiştir;

Atıksu Geri Kazanımında İhtiyaçlar ve İhtiyaca Göre Teknoloji Seçimi:

- Ülkemizde kişi başı kullanılabilir su miktarı 1.500 m^3/yıl'dan daha düşük olup, su stresi olan ülkeler sınıfına girmektedir. Bu nedenle; suyun dikkatli kullanılması, sanayide ve tarımda su tüketimini azaltan teknolojilerin kullanımına gidilmesi ve atıksuların uygun arıtma proseslerinden sonra yeniden kullanılması gerekmektedir. 'Temiz su kaynaklarını korumanın ilk yolu atıksuları geri kazanma ile başlar' düşüncesi ile arıtılmış atıksuların geri kazanımı ve birçok değişik amaçlı geri kullanımı artmaktadır.
- Uygun arıtma yöntemleri ile tarımsal sulama, peyzaj sulaması, endüstriyel tekrar kullanım, yeraltı suyu zenginleştirme, çevresel ya da rekreasyonel kullanımlarda, içme suyu harici kentsel kullanım ve doğrudan ya da dolaylı yoldan içme suyu amacıyla atıksular tekrar kullanılabilmektedir.
- Su geri kazanımı önündeki bariyerler dört kategori altında değerlendirilmiştir. Bunlar; teknik, finansal, politik ve sosyal bariyerlerdir. Geri kullanım alanının amacına göre istenen su kalitesi, coğrafi durum, yasal düzenlemeler, arıtma maliyeti su geri kazanımını etkileyen unsurlardır. Halkın/sanayicinin bilgilendirilmesi atıksu geri kazanım projelerinde önemlidir.
- Ülkemizde geri kazanım uygulamaları için önceliklendirmeye yönelik yol haritasının hazırlanması oldukça önemlidir. Atıksu geri kazanımının planlanmasını yaparken en önemli kriterlerden biri üretilen bu suyun hangi amaçla kullanılacağına karar verilmesidir. Geri kazanılmış atıksuların kullanım alanlarının alternatiflerinin değerlendirilmesinde ilgili kullanım için gerekli su talebi, gerekli arıtma düzeyi ve arıtma maliyeti; halk sağlığına potansiyel etkisi, halk tarafından kabul edilebilirlik ve su iletim maliyeti kriterlerine göre önceliklendirilme yapılmalıdır.
- Endüstriyel atıksuların geri kazanılması ve geri kullanımı oldukça önemlidir. Sanayinin ihtiyaç duyduğu suyun bir kısmını arıtılmış atıksudan karşılaması ekonomik katma değer sağlayacaktır. Ülkemizde endüstriyel tesislerde su maliyetleri genelde düşük olduğu için atıksu geri kazanımı ikinci planda kalmaktadır. Su temini, proses suyu hazırlama, atıksu arıtma ve deşarjla ilgili tüm su maliyetlerinin toplamı, genelde üretim maliyetlerinin çok küçük bir kısmını oluşturmaktadır (%1-10 arası). Su kaynaklarımız hızla azalmaya devam etmekte ve su geri kazanımı yerine sürekli su kaynakları üzerindeki baskılar artmaktadır. Bu nedenle özellikle çok su kullanan endüstriler ve organize sanayi bölgeleri için atıksularının bir kısmını geri kazanma zorunluluğu getirilmeli ve bu konuda sanayici teşvik edilmelidir.
- Ülkemizde tatlı su kaynaklarından yararlanma maliyeti diğer ülkelere kıyasla daha ekonomiktir. Birçok sanayi bölgesinde ham su temini, proses suyu arıtma ve atıksu arıtma-katılım bedelleri 1-3 TL/m^3 civarlarında olduğu için, geri kazanım ekonomik olmamaktadır. Endüstriyel tesisler, su temin şekli, kaynağı, artıma ihtiyacı vb. dikkate alınarak ürün/kullanma suyunun maliyetini (TL/m^3) belirmelidir. Genel olarak ürün suyu birim maliyeti >7-8 TL/m^3 olan endüstriler için geri kazanım fizibil olabilmektedir.
- Ülkemizde endüstriyel tesislerde genel anlamda spesifik su tüketimleri detaylı olarak izlenmemekte, kontrol edilmemekte ve neticesinde su kullanım/tüketim verimliliği genelde düşük seviyelerde kalmaktadır. Spesifik su tüketimleri, Avrupa Birliği

Endüstriyel Emisyonlar Direktifi (EED) ve IPPC (Entegre Kirlilik Önleme ve Kontrol) BREF dokümanlarında belirtilen spesifik tüketimlerle ve/veya global diğer tesislerin tüketimleriyle karşılaştırılmalı ve tesisin 'su tüketim performansı' belirlenmelidir. Ayrıca, izleme ve tespitlere göre su verimliliğinin artırılması, spesifik su tüketimlerinin azaltılması ve temiz üretim amaçlı olarak tesis özelinde ve BREF dokumanlarını baz alarak Mevcut En İyi Teknikler (MET) belirlenmeli ve fizibilite sonucu uygun bulunan MET'ler uygulamaya konulmalıdır. Ülkemizde temiz üretim çalışmaları ve çevresel performans analizi çalışmaları yapıp, MET'leri belirleyip, MET'leri uygulamaya geçiren çok az sayıda endüstriyel tesis vardır.

- Su tüketim noktalarındaki gerekli su kalitesi gereksinimleri (üretim ve ürün kalitesi açısından) yeterli olarak belirlenmemektedir. Bazı endüstriyel tesislerde kaliteli proses suyu gereksiz yere daha düşük kalitede su gerektiren noktalarda kullanılmaktadır. Her bir endüstriyel tesis hangi noktada, hangi miktarlarda, hangi kalitede su kullanması gerektiğini üretim ve ürün testleri de yaparak optimize etmelidir.
- Endüstriyel tesis genelinde ham su çekimi, proses suyu hazırlama, tüm su tüketimleri ve atıksu oluşumları dikkate alınarak 'su ve atıksu kütle denklikleri' oluşturulmalıdır. Kütle denklikleri baz alınarak kayıp ve kaçaklar belirlenmelidir.
- Farklı atıksu kaynaklarındaki debiler ve su kalitesi belirlenmediği ve atıksu kaynakları ayrık olarak değerlendirilmediği için, bazı durumlarda direk olarak hatta arıtmasız olarak geri kullanılabilecek atıksu kaynakları gereksiz yere kompozit atıksularla birleştirilmektedir. Gereksiz yere su tüketimi olmakta ve mevcut atıksu arıtma tesisine daha çok debi gelmektedir. Endüstriyel tesisdeki her bir üretim prosesi kaynaklı ve proses dışı (evsel atıksular, yıkamalar, dreanjlar, vs.) atıksu oluşum noktaları belirlenmelidir.
- Konvansiyonel atıksu arıtma tesislerinin işletiminde zorlanabilen özellikle küçük tesisler ileri atıksu arıtma ve geri kazanım tesislerine ön yatırım ve işletme maliyetleri ve olası işletme zorlukları açısından sıcak bakmamaktadır. Bu tesisler mevcut işletme ve geri kazanım durumundaki su işletme maliyetlerini detaylı hesaplamalı ve maliyetleri ve geri ödeme sürelerini daha uzun vadede değerlendirmelidir. Maalesef, endüstrilerimiz geri ödeme süresini en fazla 2 yıl olarak öngörmektedir. Gelişmiş ülkelerde ise bu süreler 10 yıla kadar fizibil olarak kabul edilmektedir.
- İleri arıtma prosesleri hakkında bilgi, tecrübe ve know-how sanayimizde yeterli olmadığı için ve referans olabilecek tam ölçekli geri kazanım tesisi az sayıda olduğu için, sanayicimiz genelde atıksu geri kazanımına şüphe ile bakmaktadır. Endüstrilerde geri kazanımı arttırmak için, su geri kazanımında kullanılan ileri arıtma teknolojileri hakkında bilgi birikiminin arttırılması gerekmektedir. Sanayicilere yönlendirme yapılarak ve teşvik edilerek referans olabilecek tam ölçekli geri kazanım tesisi sayısı arttırılmalıdır.
- Endüstriyel atıksular içerdiği kirletici türleri bakımından farklılıklar içerebilmektedir. Ayrıca, üretim proseslerine bağlı olarak da zaman zaman atıksu karakterizasyonunda önemli derecede değişimler olabilmektedir. Özellikle atıksu geri kazanımı projelerinde su karakterizasyonun uzun zaman izlenmesi ve pilot ölçekli tesislerin kurularak belirli bir süre izlenmesi gerekmektedir. Pilot tesislerin kurulması ile hem atıksu karakterizasyonundan emin olunacak hem de seçilen proses ve/veya işletme koşullarından da emin olunacaktır.
- Geri kazanılan atıksuyun ürün kalitesine olası etkileri konusunda endüstriyel sektörlerde özellikle tekstil sektöründe ciddi oranda kaygılar mevcuttur. Bu kaygılar geri kazanılmış atıksularla üretilmiş ürünlerde ürün kalitesi testleri yaparak değerlendirilmelidir. Geri kazanılan atıksuların tesiste çevre ve personel sağlığı açısından olası riskleri konusunda

endişeler mevcuttur. Bu konuda yeterli eğitim verilmeli ve yönlendirme sanayimize yapılmalıdır.

- Endüstrilerde atıksu oluşum noktalarının, debi ve atıksu kalitesinin belirlenmesi geri kazanım için önemlidir. Geri kullanım noktaları belirlenmelidir ve geri kullanım için istenen su kalitesine göre teknik ve ekonomik açıdan en uygun teknoloji seçimi yapılmalıdır. Kullanım alanına göre geri kazanılacak suyun kalitesi oldukça önemlidir.
- Atıksu geri kazanımında istenen su kalitesinin sağlanması amacıyla membran teknolojilerinin kullanımı ön plana çıkmaktadır. Membran prosesi sadece su geri kazanımı için değil, aynı zamanda kimyasal geri kazanımı için de kullanılmaktadır. Tam ölçek membran tesisleri ile evsel ve endüstriyel atıksu geri kazanım uygulama örnekleri mevcuttur ve bu tesisler başarılı bir şekilde işletilmektedir.
- Atıksu geri kazanımı amaçlarıyla son yıllarda uygulama sayısı gittikçe artan membran proseslerinin tıkanma kontrolü dışındaki bir diğer temel sorunu oluşan konsantre akımlarının yönetimi ve bertarafıdır. Bazı membran tesisi projeleri konsantre deşarjı ve bertarafı sorunlarından dolayı hayata geçirilememektedir. Bu bağlamda konsantre yönetimi daha da önemli hale gelmektedir. Membran tesisi planlaması yapılırken eş zamanlı olarak konsantre yönetim stratejisi (yeniden kullanım, geri devir, minimizasyon, arıtma, bertaraf vb.) belirlenmelidir.
- Mevcut membran konsantre bertaraf teknikleri; tuzlu veya tatlı yüzeysel sulara deşarj, kanalizasyona deşarj, arazi uygulamaları ve sulama, derin kuyu enjeksiyonları, buharlaştırma havuzları, mekanik evaporasyon, arıtılmış atıksu veya soğutma suları ile karıştırılmış deşarj ve çoğunlukla Ar-Ge ve pilot uygulamalar aşamasında olan diğer yeni tekniklerdir. Teknik ve ekonomik açıdan uygulanabilir, çevre dostu, sürdürülebilir ve geri kazanım tabanlı konsantre yönetim stratejilerinin ve bertaraf teknikleri uygulanarak etkin konsantre yönetimi yapılabilir.

<u>Konsantre Akımların Yönetimine İlişkin Uluslararası Mevzuat:</u>

- Konsantre akımlar için geçerli uluslararası mevzuatlar incelendiğinde, mevcut mevzuatlar üzerinden proje spesifik uygulamalar yapıldığı ve tesislerin uyacağı tüm limitler ile yerine getirmesi gereken yükümlülüklerin izin aşamasında belirlendiği tespit edilmiştir.
- Konsantre deşarjının, alıcı ortamdaki çevresel etkilerini izleyen bir alan izleme programı oluşturulmalıdır. Bu kapsamda alıcı ortmada yaşayan yerli türlerin toksisite çalışmalarına dahil edilmesi gerekli olup, özel biyolojik önemi olan alanlara (RAMSAR alanı, milli parklar, doğal koruma alanları vb.) deşarjdan kaçınılmalıdır. Alıcı ortamda tuzluluğun belirli bir düzeye kadar artışının deşarj çevresindeki alıcı sularda deniz biyotası için problem oluşturmayacağı söylenebilir.
- Deniz suyu RO tesisinde oluşan konsantre çoğu zaman denize geri deşarj edilmektedir. Bu tür tesislerde su kazanımı (ürün suyu üretimi) yaklaşık %50-55 seviyelerinde olduğundan, denizden çekilen debinin yaklaşık yarısı konsantre olarak denize geri basılmaktadır. Dolayısıyla, denize geri basılan konsantre aslında denizden çekilen su içeriğinin (örneğin tuzluluk) yaklaşık 2 katı konsantre edilmiş halidir. Bu basit kütle dengesi baz alındığında, deniz suyu RO konsantrelerinin deniz ortamına olası çevresel etkisinin az olabileceği öngörülebilir. Ancak, denize yapılan tuzlu su deşarjlarında deşarj yükleri, seyrelme ve deniz ortamının hidrodinamik şartlarına (örneğin açık/kapalı koylar, sirkülasyon, akıntı durumları vb. parametrelere) göre, tuzluluk değeri zamanla

artabilmekte ve deniz çayırı ve benzeri canlılara zarar verebilmektedir. Uygulamadan önce yapılacak fizibilite çalışmalarında bu durum dikkate alınmalıdır.

- Membran konsantreleri, tesise komşu kentsel AAT derin deniz deşarj hattıyla birleştirilip paçallanarak deşarj edilebilir. Böylece, ilave bir deniz deşarj hattının inşaa edilmesine gerek olmayacak ve ikincil arıtma deşarjlarının deniz ortamına etkileri de azaltılmış olacaktır. Tek hattan deniz deşarjı ülkemiz için de iyi bir örnektir. Ancak bu uygulamadan önce her bir proje için fizibilite yapılmalıdır. Ülkemizde özellikle endüstrilerin yoğun olduğu organize sanayi bölgelerinde, tatlı su kaynaklarının (özellikle yeraltı sularının) korunması için, bu tür tesislerin devreye alınması önerilmektedir.
- Membran konsantreleri, enerji santrallerinin soğutma suyu hattıyla birleştirilip paçallanarak deşarj edilebilir. Bu durumda da ilave bir deniz deşarj hattı yapılmasına gerek olmayacaktır. Ancak soğutma suyundaki ağır metal içeriği bilinmelidir. Ayrıca termal deşarjların deniz ortamında sıcaklık tabakalaşmasına neden olma ihtimali bulunduğundan, uygulamaya geçmeden önce proje bazında detaylı fizibilite çalışmalarının yapılması, deşarj bölgesi seçiminde adveksiyon ve çevresel karışıma uygun deşarj bölgelerinin tercih edilmesi önerilmektedir.
- Deşarj bölgesi yakınında seyrelme hesabında, literatürde bulunan test edilmiş yarı ampirik denklemler veya deterministik proses tabanlı modeller kullanılmalıdır. Bu modeller kalibre edilmeli ve doğrulanmalıdır.
- Difüzör dağıtıcı, yoğun deşarjlarda yüksek seyrelme sağlar. Bu teknoloji sadece tuzlu su içeren yeni deşarjlarda tercih edilmelidir. Sürekli aynı bölgeye deşarj etmeye bağlı olarak ortamda biriken yoğun deşarjların, bölge yakınındaki seyrelmeleri azaltma ihtimalinin hesaba katılması gerekmektedir.

Atıksu Geri Kazanım Uygulamalarında Ters Osmoz Konsantre Arıtımı ve Hacim Azaltma Yöntemleri:

- Artan çevresel ve deşarj baskılarından dolayı, membran tesislerinin teknoloji ve tesis lokasyonu seçimlerindeki temel faktörlerden biri membran konsantrelerinin yönetimidir. Konsantre yönetimi; konsantre arıtımı ve hacim azaltma için yapılan yöntemler, deşarj ve bertaraf teknolojilerini kapsamaktadır. Daha sıkılaşan deşarj limitleri ve deşarjların alıcı ortamlara potansiyel çevresel etkilerinden dolayı, konvansiyonel membran konsantre bertaraf tekniklerinin yerine, kaynağında kontrol ve kirlilik önleme, su ve hammadde geri kazanımı (örneğin değerli mineral ve tuz kazanımı) ve sıfır sıvı deşarjı konseptli nispeten daha yenilikçi ve hacim azaltma ve ürün geri kazanımına yönelik teknikler uygulanmaya başlanmıştır ve önümüzdeki yıllarda bu uygulamaların artması beklenmektedir.
- Basınç tahrikli membran prosesleri konsantre arıtımında dünya genelinde yaygın olarak uygulanmaktadır. Membran değişim ve enerji maliyetlerinin karşılanabilmesi durumunda etkin bir çözüm sunabilirler. Ancak toplam çözünmüş katı madde (TÇK) değerinin yüksek olduğu durumlarda tortulaşma ve konsantrasyon polarizasyonundan olumsuz etkilenmekte olup mutlaka bir ön arıtma kademesine (kimyasal yumuşatma vb.) ihtiyaç duymaktadırlar. Ayrıca bazı ticari ürünlerin kompleks yapısı işletimi karmaşıklaştırabilmektedir. Türkiye'de kullanımı proje spesifik şartlar uygun ise aşağıdaki belirtilen membran prosesleri konsantre yönetimi için önerilebilir.

- ✓ *Yüksek performanslı ters osmoz (RO) (HERO®)*
- ✓ *İleri konsantre su geri kazanımı (ARROW®)*
- ✓ *Konsantre kademelendirmesi*

- Elektrik tahrikli membran prosesleri ile TÇK değeri belirli bir seviyeye kadar olan konsantre akımların arıtılabilmesi mümkündür. EDR prosesi özellikle TÇK değerinin 5.000 mg/l'den daha düşük olduğu durumlarda avantajlı olabilmektedir. TÇK değerinin çok yüksek olduğu durumlarda enerji maliyetleri üstel biçimde artarak proses fizibilitesini olumsuz yönde etkilemektedir. Membran permeabilitesi ile uygulanan elektriksel akım değeri arasında doğru orantı bulunmaktadır. Ancak permeabilite değerinin arttırılması için yükseltilmesi gereken elektriksel akım değerleri enerji verimliliğine negatif yönde etki etmektedir. Türkiye'de kullanımı proje spesifik şartlar uygun ise aşağıdaki belirtilen elektrik tahrikli membran prosesleri önerilebilir. TÇK hususu maliyette kritik önemdedir.
  - ✓ *Elektrodiyaliz (ED)*
  - ✓ *Ters Elektrodiyaliz (EDR)*
- Kimyasal tabanlı teknolojiler genellikle diğer arıtma kademelerinin yükünün azaltılması amacı ile kullanılabilirler. Özellikle sertlik oluşturan inorganiklerin gideriminde etkindirler. Membran tabanlı konsantre arıtımında genellikle ön arıtma aşamasında yoğun olarak kullanılmaktadırlar. Doğru kimyasal prosesin seçilmesi aşamasında su karakterizasyonun detaylı ve mevsimsel değişimlerden arındırılmış olarak yapılması önem arz eder. Türkiye'de kullanımı proje spesifik şartlar uygun ise aşağıdaki prosesler önerilebilir.
  - ✓ *Ara kimyasal yumuşatma*
  - ✓ *Pelet reaktörler*
  - ✓ *Aşılanmış çöktürme ve geri kazanım*
- Termal tabanlı teknolojiler özellikle yüksek TÇK değerlerine sahip konsantre akımların arıtılmasında en etkili çözümlerden bir tanesidir. ZLD hedeflerine ulaşılmasında da halen rakipsiz bir potansiyele sahiptir. Ancak bu proseslerin enerji maliyetleri çok yüksek olup ülkemiz koşullarındaki uygulanabilirliği sınırlı olabilecektir. Dünya genelinde hidrokarbon kaynakları açısından zengin ülkelerce tercih edilmektedirler. Buharlaştırma havuzları arazinin bol ve ucuz olduğu durumlarda, iklim koşullarıda uygun ise düşük debili konsantre akımların arıtılmasında etkili ve fizibil bir seçenek olmaktadır. Ülkemizdeki yüksek yağış oranları ve düşük buharlaşma hızları göz önüne alındığında ülkemiz için buharlaştırma havuzları konsantre yönetimi için uygun bir seçenek değildir. Buharlaştırma havuzlarının Türkiye'de kullanımı ancak proje spesifik şartlar uygun ise ve/veya ZLD hedefi mevcut ise önerilebilir. Her durumda öncelikli olarak enerji maliyetlerine odaklanılmalıdır. Bu şartların sağlanmadığı durumlarda önerilmez.
  - ✓ *Brine konsantratörü ve kristalizatör*
  - ✓ *Çok kademeli distilasyon (MED) ve mekanik/termal buhar sıkıştırma*
  - ✓ *Rüzgâr destekli yoğunlaştırılmış evaporasyon*
  - ✓ *Püskürtmeli kurutucular*
  - ✓ *Buharlaştırma havuzları*
- Bazı münferit teknolojilerin mevcut kapsamı ise genellikle laboratuvar ya da pilot ölçekli çalışmalar ile sınırlı kalmış olup gerçek saha koşullarındaki uygulama potansiyelleri

marjinal olarak derecelendirilebilir. Yoğun işletim bilgisi gerektirmelerinden ve uygulama alanları çok sınırlı olduğundan dolayı Türkiye'deki kullanımı proje spesifik şartların uygun olduğu durumlar hariç önerilmez.

- ✓ *Elektrokoagülasyon*
- ✓ *Ara biyolojik indirgeme*

- Konsantre arıtımında kullanılabilecek yenilikçi teknolojiler henüz ticari olgunluk seviyesinde değildir. Özellikle spesifik bazı avantajları ile ortaya çıkan bu proseslerin emekleme dönemi aşılmadan kullanımının önerilmesinin sağlıklı olmadığı değerlendirilmektedir. Maliyet bağlamında yapılacak değerlendirmelerde bu kapsamda yanıltıcı olabilecektir. Aşağıda belirtilen prosesler, Türkiye'de kullanımı proje spesifik şartların uygun olduğu durumlar haricinde önerilmez.
  - ✓ *İleri osmoz (FO) prosesi*
  - ✓ *Termo-iyonik proses*
  - ✓ *Ötektik dondurma kristalleşmesi*
- Kentsel atıksu arıtma tesislerinin çıkış sularının ve organik madde içeriği yüksek bazı spesifik endüstrilerden gelen atıksuların geri kazanıldığı ileri arıtma sistemlerinin konsantrelerinin, konvansiyonel desalinasyon tesisi konsantrelerinden ayrı bir doğası vardır. Özellikle KOİ, TOK gibi parametrelerin önem kazandığı bu durumlarda organiklerin etkin giderimi önem arz eder. Türkiye'de kullanımı proje spesifik şartlar uygun ise organik madde giderimi sağlayan aşağıdaki proseslerin kullanımı önerilebilir.
  - ✓ *İleri oksidasyon prosesleri*
  - ✓ *Aktif karbon adsorpsiyonu*
  - ✓ *Koagülasyon/Kimyasal çöktürme*
  - ✓ *Ozonlama*
- Endüstriyel konsantrelerin arıtımı/minimizasyonunda kritik parametreler temelinde teknoloji seçimi yapılmalıdır. Atıksu geri kazanım uygulamalarında membran konsantre arıtımı ve hacim azaltma yöntemlerinin seçiminde atıksu karakteristiği oldukça önemlidir. Organik madde ve TÇK içerikleri önemli parametrelerdir. Su geri kazanım tesisinden çıkan konsantrenin ilk olarak organik madde içeriği belirlenmelidir. KOİ değeri 1.000 mg/l değerinin üstünde bir organik madde içeriğine sahip olan konsantre akımların ilk aşamada organik giderim teknolojilerinin (ileri oksidasyon prosesleri, aktif karbon adsorpsiyonu, koagülasyon/kimyasal çöktürme, ozonlama) uygulanması gerekmektedir. Bu aşama aynı zamanda konsantre akımların mikrokirletici içerdiği durumlarda da arıtım sağlamaktadır.
- Organik madde içeriği düşük olana ve/veya arıtma işlemleri ile sonrası organik içeri azaltılan konsantre akımların yönetiminde bir sonraki aşama TÇK içeriklerine göre konsantre yönetim yöntemi belirlenmelidir. Konsantre akım TÇK içeriği 30.000 mg/l'den büyük ise termal seçeneklere yönelmekte fayda bulunmaktadır. Bu kapsamda, ilk değerlendirmesi yapılan husus ZLD (sıfır sıvı deşarjı) hedefidir. Eğer tesisin ZLD hedefi var ise, tesis alanı ve iklim de müsait ise buharlaştırma havuzu seçeneği öne çıkmaktadır. Tesis alanının yetersiz olduğu durumlarda rüzgâr destekli yoğunlaştırılmış buharlaştırma prosesi uygulanabilmektedir. Ancak iklimin buharlaştırma havuzlarınının kullanımına izin vermediği durumlarda brine konsantratörü kullanılabilir. TÇK değerinin 30.000 mg/l'den

yüksek olduğu ve ZLD hedefinin olmadığı durumlarda MED, MVC gibi termal teknolojilerde uygulanabilir.

- TÇK değerinin 30.000 mg/l'nin altında olduğu durumda ZLD hedefi var ise yine brine konsantratörü ve buharlaştırma havuzu çözümlerine yönelmek gereklidir. Ancak tesisin ZLD hedefi yok ise RO ve EDR prosesleri gündeme gelebilir. Eğer TÇK değeri 5.000 mg/l'den fazla ise EDR'den kaçınılması gerekmektedir ve konsantre akımın sertlik değeri sorgulanmalıdır. Sertlik değeri 400 mg $CaCO_3$/l değerinden yüksek olan akımlar genellikle bünyesinde bulundurdukları az çözünür tuzlar (sparingly soluble salts) nedeni ile su geri kazanım oranını azaltmaktadırlar. Fizibil bir RO operasyonu için bu tip tuzların giderilmesinde fayda vardır. Bu amaçla kimyasal yumuşatma, pelet reaktör gibi prosesler kullanılabilir. Sertlik değeri 400 mg $CaCO_3$/l değerinden küçük olan konsantre akımlarda silisyum tortulaşması potansiyeline dikkat edilmelidir. Eğer potansiyel bir tortulaşma problemi tespit edilirse silisyum giderilerek RO işletimine geçilebilir. Eğer silisyum problemi yok ise konsantre akım silisyum giderimi yapılmadan da RO prosesine verilebilir.

Konsantre Arıtımı ve Bertaraf Yöntemleri Açısından Uluslararası Uygulamalar:

- Endüstriyel tesislerden oluşan konsantre akımlar için en uygun konsantre yönetimi seçeneği "kanalizasyona deşarj" dır. Kanalizasyona deşarj yönteminde yatırım/işletme ve enerji maliyetleri oldukça düşüktür.
- Ülkemiz için konsantre bertaraf yöntemlerinden biri olan "yüzeysel sulara deşarj" uygulaması daha çok desalinasyon tesisi konsantrelerinin bertarafı için uygun bir seçenek olmakla birlikte endüstriyel konsantreler için de uygun bir yöntem olabilmektedir. Özellikle deniz kıyısına veya tuzlu/acı su niteliği taşıyan yüzeysel sulara yakın tesisler için oldukça avantajlıdır. Ancak konsantrenin tuzluluk ve diğer kirletici içerikleri açısından yoğun olması alıcı ortamda birtakım olumsuzluklara neden olabilmektedir. Alıcı ortama olası etkilerinin tespiti için izleme çalışmalarının yapılması gerekmektedir.
- "Derin kuyu enjeksiyonu" bertaraf yöntemi büyük ölçekli desalinasyon tesisleri için oldukça uygundur. Derin kuyu enjeksiyonun yapılabilmesi için tesisin iç kesimlerde yer alması ve bulunduğu bölgenin yeraltı su seviyesinin çok düşük olup enjeksiyondan etkilenmemesi gerekmektedir. Ayrıca oldukça maliyetli bir yöntemdir. Yeraltı suyu karakteristiği izleme kuyuları ile mutlaka izlenmelidir. Bu yöntem yüksek sismik aktivitesi olan alanlarda veya jeolojik kırıkların yakınlarındaki alanlar için fizibıl değildir.
- Diğer bir bertaraf yöntemi olan "buharlaştırma havuzları" doğrudan iklim koşullarına bağlı olduğundan Ülkemizde kullanım alanı sınırlıdır. Uygun iklim koşullarının sağlanmasının yanında oldukça fazla alan ihtiyacı bulunmaktadır. Arazinin değerli olduğu veya tarımın yoğun olarak yapıldığı bölgelerde bu bertaraf seçeneği uygun değildir. Aynı zamanda çok yağış alan ve sıcaklığın düşük olduğu bölgelerde de uygulanamamaktadır.
- Konsantre bertaraf tekniklerinden bir diğeri ise "konsantrelerin başka bir akımla karıştırılıp denize tek bir deşarj hattından deşarj edilmesi" uygulamasıdır.
- Membran konsantrelerinin paçallandığı bir diğer akım türü de soğutma suyu deşarjlarıdır. Bu tür uygulamalarda, enerji santrallerinin (örneğin termik santral) soğutma suyu ihtiyacı için denizden su çekilmekte, santralde kullanılan ısınmış soğutma sularının bir kısmı tesisdeki SWRO tesisine beslenmektedir. Soğutma sularının diğer kısmı ise (çekilen deniz suyunun debi olarak büyük kısmı) denize deşarj edilmektedir. SWRO tesisinde

desalinasyon sonrası içme veya kullanma suyu elde edilmektedir. SWRO konsantreleri ise mevcut soğutma suyu deşarj hattına bağlanıp, paçallanıp denize geri basılmaktadır. Dolayısıyla, kullanılmış tuzlu soğutma suları hem SWRO tesisin giriş suyu olmakta hem de SWRO tesisi konsantreleriyle paçallanmaktadır. Bu 'aynı tesisde birlikte kullanım' ('co-location' veya 'collocation') uygulama türünün fizibil olması için, soğutma suyu deşarj debisinin SWRO tesisi giriş kapasitesinden büyük olması gerekmektedir.

- 'RO konsantresi-ikincil arıtma çıkışı paçalı ve tek hatdan deniz deşarjı' konsepti ülkemiz için de iyi bir örnektir. Ancak, bu uygulamadan önce her bir proje için fizibilite yapılmalıdır.
- Endüstriyel konsantrelerin azaltımı için en uygun yöntemlerden birisi de ZLD'dir. ZLD ile suyun neredeyse tamamı geri kazanılmakta ve proses içinde yeniden kullanılabilmektedir. Ancak ZLD için kullanılan ekipmanların pahalı ve harcanılan enerjinin yüksek olması nedeniyle oldukça maliyetli bir yöntemdir. Özellikle kanalizasyon sisteminin bulunmadığı, yüzeysel sulara deşarjın mümkün olmadığı ve diğer bertaraf seçeneklerinin de uygulanamadığı durumlarda konsantre akımları mutlaka ZLD ile minimize edilmelidir.
- Endüstriyel tesislerden kaynaklanan konsantrelerin bertarafının mümkün olamadığı veya konsantrelerden madde geri kazanımının uygulandığı durumlarda konsantre akımlarının fiziksel-kimyasal veya biyolojik yöntemlerle arıtılması gerekmektedir. Konsantrelerin arıtımı için geliştirilen yöntemlerin birçoğu pilot ölçektedir. Önümüzdeki yıllarda özellikle konsantrelerden madde geri kazanımın önemli olacağı düşünüldüğünde bu tür arıtım tekniklerinin daha da geliştirileceği öngörülebilir.

Endüstriyel Atıksu Geri Kazanımında Membran Konsantresi Yönetimi ve Yazılım Geliştirilmesi:

- Konvansiyonel atıksu arıtma proseslerine entegre edilmiş membran uygulamaları sonucu oluşan konsantreler için arıtım ve/veya bertaraf stratejilerinin geliştirilmesine yönelik bütüncül bir yaklaşımla konsantre akım yönetim modeli ve mevzuat uygulama metodolojisi oluşturulmuştur. Membran konsantrelerinin farklı alıcı ortam seçeneklerine deşarjı ile ilgili olarak mevcut ve geliştirilecek mevzuatlardaki kıstasları dikkate alarak izlenecek yol belirlenmiştir. Alıcı ortamın özelliğine göre yönlendirmeler belirlenmiştir. Geliştirilen yönetim modelinde konsantrenin alıcı ortama deşarjının uygun olmaması durumunda sanayiciye/yatırımcıya problemin çözüm alternatifleri sunulmuştur. Tüm bu hususları içeren yönetim modelinin hızlı ve pratiğe dönük bir şekilde uygulamasını sağlamak amacıyla web tabanlı konsantre yönetimi yazılımı üretilmiştir. Geliştirilen yazılım içeriği aşağıda özetlenmiştir.

  - ✓ *Membran konsantresindeki parametrelerin konsantrasyonlarını hesaplaması ve deşarj uygunluğunun farklı alıcı ortam seçenekleri ve farklı koşullarda (ters ozmoz ve nanofiltrasyon kademelendirme, paçallama) test etmektedir.*
  - ✓ *Yazılım, kullanıcıları adım adım yönlendirmekte ve gerekli hesaplamaları yapıp deşarj izni için kullanılabilecek bir raporlama gerçekleştirmektedir.*
  - ✓ *Yazılımda parametre ekleme çıkarma, deşarj standartlarının sağlanabileceği en yüksek geri kazanım oranının hesaplanması, paçallama seçeneğinin değerlendirilmesi ve paçallama ile birlikte en yüksek geri kazanım oranlarının hesaplanması gibi birçok seçenek de mevcuttur.*

Düzenleyici Etki Analizi:

- Düzenleyici Etki Analizi çalışmasında atıksu geri kazanımında uygulanan membran proseslerinden kaynaklanan konsantre akımların yeni bir düzenleyici çerçeve ile ele alınması sonucu oluşabilecek etkilerin değerlendirilmesi hedeflenmiştir.
- Membran konsantre akımları ile ilgili yaşanan problemler ile problemlerin çözümüne yönelik ilgili olabilecek taraflar özel sektör (endüstriler), kamu sektörü, belediyeler, toplum bireyleri (bölge özelinde) ve organize sanayi bölgeleri olarak tanımlanmıştır.
- Membran proseslerinden kaynaklı konsantre akımların yönetimi ile ilgili ülkemizde herhangi bir mevzuat bulunmamaktadır.
- Konsantre akımların etkili bir yönetim modeli ile tasfiyesi yapılmadığı müddetçe toplum ve çevre sağlığı açısından çok yüksek düzeyde zararlara neden olması beklenmektedir. Bu zararlar orta vadede dahi geri dönüşsüz bir takım çevre ve sağlık problemlerine neden olabilirler. Bu nedenle, bir yönetim planı dahilinde deşarj ve bertaraf stratejilerinin geliştirilmesi gerekmektedir.
- Konsantre akımlar özelinde bir mevzuatın yürürlüğe girmesi ile aşağıdaki hedeflere ulaşılması amaçlanmaktadır.
  - Endüstriyel atıksu geri kazanımında kullanılan membran teknolojilerinden kaynaklanan konsantre akımlarının etkin ve ekonomik bir biçimde yönetimine ilişkin ülkemize özgü uygulanabilir bir model tesis edilmesi,
  - Elde edilecek yönetim modeli sayesinde mevcut membran sistemlerinin konsantre akımlarının arıtım seviyesinin çevresel gereksinimlere uygun hale getirilmesi,
  - Gelecekte kurulacak membran proseslerinin sistem konfigürasyonlarının ve konsantre yönetim modellerinin proaktif bir yaklaşımla çevresel gereksinimlere uygun olacak şekilde tasarımlanması hedeflenmektedir.
- DEA uygulama esasları kapsamında aşağıda sunulan iki farklı çözüm önerisi değerlendirilmiştir:
  - Hiçbir şeyin yapılmaması ve mevcut durumun sürdürülmesi:
    Bu seçenekte, oluşan konsantre akımların yönetimine ilişkin herhangi bir eylem planı oluşturulmaması ve mevcut durumun devam ettirilmesi öngörülmektedir. Bu durumun DEA hedefleri doğrultusunda vurgulandığı şekli ile geri dönüşsüz çevresel hasarlara sebep olabileceği ve bu durumun toplum sağlığını ve ekolojik dengeyi tehdit edecek boyutlara ulaşabileceği öngörülmektedir.
  - Mevcut yasal düzenlemeleri baz alarak membran konsantre akımları ile ilgili bir yönetim modelinin uygulamaya alınması:
    Bu seçenekte, konsantre yönetiminin mevcut mevzuat ve teknolojiler ışığında yapılabilmesi amacı ile bir yönetim modeli geliştirilmesi öngörülmektedir. Söz konusu yönetim modelinin gerek Bakanlık gerekse membran teknolojisini kullanan endüstriler (kullanıcı) açısından daha anlaşılır bir zeminde etkin olarak uygulanması için bir bilgisayar yazılımı oluşturulması amaçlanmıştır. Bu yazılımın altyapısını oluşturacak bir algoritma geliştirilmiştir.
- Konsantre akımların kontrolü için bir yönetim modeli oluşturulması ekoloji ve halk sağlığı açısından olumlu neticelere yol açacaktır. Oluşacak etkilerin yönetim modeli ile kontrol edilmesi neticesinde ekoloji ve toplum sağlığı açısından önemli faydalar elde edilecektir.
- Yönetim modelinin son kullanıcılara getireceği bir maliyet olacaktır. Bu maliyet her tesis için önemli oranda değişiklik gösterebilir. Hazırlanacak yönetim modeline bağlı yapılacak temel mühendislik tasarımları ile oluşacak maliyetlerin sektör normu haline gelmesi beklenmektedir. Oluşacak ekonomik etkiler sayısallaştırılarak sonuç raporunda verilmiştir. Elde edilen mali değerler incelendiğinde su maliyetlerinin yüksek olduğu

büyükşehirlerimizde su geri kazanım tesislerinin ilk yatırım maliyetlerinin karşılanabildiği durumlarda kendilerini kısa süre içinde amorti edebildikleri tespit edilmiştir. Bunun yanında proje fizibilitesi incelenmesinde sıklıkla kullanılan bir parametre olan NPV değerleri ise mevcut kurgu kapsamında kurulacak tesislerin iyi bir yatırım olduğunu kanıtlamaktadır.

- Konsantre yönetiminin etkin şekilde uygulanması ile bölgesel gelir farklılıklarının azalması, suların geri kazanımı ile kaynakların verimli kullanılması sonucu ülke ekonomisi üzerinde genel olumlu etki oluşması, atıksu bertaraf maliyetlerinin düşmesi gibi faktörlerin, üretici firmalar açısından büyük avantaj sağlayacağı düşünülmektedir. Bunarın yanıonda olumlu sosyal ve çevresel etkilerin oluşacağı değerlendirilmektedir.
- Düzenleyici Etki Analizi'nin genel sonucu yönetim modelinin uygulamaya sokulması ile konsantre akımların yönetimi konusundaki tüm paydaşların olumlu sonuçlar elde edecekleri şeklindedir. Özellikle sosyal ve çevresel açıdan elde edilecek kazanımlar çok değerlidir. Oluşacak ekonomik maliyetler ise farklı değişkenlere bağlı olarak belirli sürelerde amorti edilebilmektedir. Bu kapsamda, endüstriyel tesislerin spesifik proses suyu ihtiyaçlarına göre su geri kazanımı planlaması yapıldığında ve konsantre yönetim modeli planlama aşamasında ele alındığında bu maliyetlerin çok daha düşük olmasının beklendiğinin altı çizilmelidir.

KAYNAKLAR

KAYNAKLAR

AATTUT. 2010. "Atıksu Arıtma Tesisleri Teknik Usuller Tebliği, 20.03.2010 Tarih ve 27527 Sayılı Resmi Gazete. "

Abdessemed, D., and G. Nezzal. 2003. "Treatment of Primary Effluent by Coagulation-Adsorption-Ultrafiltration for Reuse." *Desalination* 152(1–3): 367–73.

Abdul-Wahab, S.A., Al-Weshahi, M.A. 2009. "Brine Management: Substituting Chlorine with on-Site Produced Sodium Hypochlorite for Environmentally Improved Desalination Processes." Water Resources Management, 23(12): 2437–54.

Achilli, A., Cath, T.Y., Marchand, E.A., Childress, A.E. 2009. "The Forward Osmosis Membrane Bioreactor: A Low Fouling Alternative RO MBR Processes." Desalination, 238(1–3): 10–21.

Adham, S., Hussain, A., Matar, J.M., Dores, R., Janson, A. 2013. "Application of Membrane Distillation for Desalting Brines from Thermal Desalination Plants." Desalination, 314: 101–8.

Ahmad, N., Baddour, R.E. 2014. "A review of sources, effects, disposal methods, and regulations of brine into marine environments." *Ocean and Coastal Management*, 87: 1-7.

Ahmed, Mushtaque et al. 2000. "Use of Evaporation Ponds for Brine Disposal in Desalination Plants." *Desalination* 130(2): 155–68.

Akther, N., Sodiq, A., Giwa, A., Daer, S., Arafat, H.A., Hasan, S.W. 2015. "Recent Advancements in Forward Osmosis Desalination: A Review." Chemical Engineering Journal, 281: 502–22.

Al-Agha, Mohammad R., and Rafat Sh. Mortaja. 2005. "Desalination in the Gaza Strip: Drinking Water Supply and Environmental Impact." *Desalination* 173(2): 157–71. http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0011916404007064.

Alghoul, M.A., Poovanaesvaran, P., Sopian, K., Sulaiman, M.Y., 2009. "Review of Brackish Water Reverse Osmosis (BWRO) System Designs." Renewable and Sustainable Energy Reviews, 13(9): 2661–67.

Almulla, A., Eid, M., Côté, P., Coburn, J., 2003. "Developments in High Recovery Brackish Water Desalination Plants as Part of the Solution Yp Water Quantity Problems." Desalination, 153(1–3): 237–43.

Al-Wazzan, Y., Safar, M., Mesri, A. 2003. "Reverse Osmosis Brine Staging Treatment of Subsurface Water." Desalination, 155(2): 141–51.

American Water Works Association (AWWA) 2004a. "Committee Report: Current Perspectives on Residual Management for Desalting Membranes."

American Water Works Association (AWWA) 2004b. "Residual Management Research Committee Subcommittee report on Residuals Management for Low-pressure Membranes."

Andreasen, J.K., Spears, R.W. 1983. "Toxicity of Texan petroleum well brine RO the Sheepshead Minnow (Cyprinodon Variegatus), a common estuarine fish." *Bull. Environ. Contam. Toxicol.,* 30: 277-283.

Angelakis, A., Gikas, P., 2014. "Water Reuse: Overview of Current Practices and Trends in the World with Emphasis on EU States." Water Utility Journal, 8: 67–78.

Aquatech International Corporation. “Waste Water Recycle System Based On HEROTM Technology for Reliance Industries Project Profile Series 63.”

Ashoor, B.B., Giwa, A. Hasan, S.W. Mhamdi, A.. 2016. “Correlation Analysis and Response Surface Methodology for Optimizing Performance Parameters in Direct Contact Membrane Distillation.” In 2. International Conference of Desalination and Environment, Doha, Qatar.

Ashoor, B.B., Mansour, S., Giwa, A., Dufour, V., Hasan, S.W. 2016. “Principles and Applications of Direct Contact Membrane Distillation (DCMD): A Comprehensive Review.” Desalination, 398: 222–46.

Awerbuch, L., Weekes, M.C. 1990. “Disposal of Concentrates from Brackish Water Desalting Plants by Means of Evaporation Technology.” Desalination,78(1): 71–76.

Baldwin, D. 2011. “APLNG Project Overview APLNG Is Underpinned by a Strong , Techical Report. ”

Bamber, R.N., Seaby, R.M.H. 2004. “The effects of entrainment passage on three species of marine planktonic crustacean.” *Marine Environmental Research*, 57: 281-294.

Baoxia, M.I., Elimelech, M. 2010. “Gypsum Scaling and Cleaning in Forward Osmosis: Measurements and Mechanisms.” Environmental Science and Technology 44(6): 2022–28.

Bartels, C., Franks, R., Rybar, S., Schierach, M., Wilf, M., 2005. “The Effect of Feed Ionic Strength on Salt Passage through Reverse Osmosis Membranes.” Desalination, 184(1–3): 185–95.

Basin, Chino. 2012. *RO Concentrate Treatment & Recovery Pilot Study Project Report*.

Başbakanlık, 2007. “Düzenleyici Etki Analizi Rehberi”. 26482 sayılı Resmî Gazete.

Bath, A., Shackleton, B., Botica, C. 2004. “Development of temperature criteria for marine discharge from large industrial seawater.” *In: Proceeding of Water Institute of Africa (WISA) Biennial Conference, Cape Town, South Africa, 2-6.*

Benjamin, M. M., Shi, W., Kwan, P., Chang, Y. 2010. “Evaluation of VSEP RO Enhance Water Recovery During Treatment of Brackish Water and RO Concentrate.” *Water Research Foundation and Arsenic Water Technology Partnership.*

Blandin, G., Verliefde, A.R.D., Tang, C.Y., Le-Clech, P. 2015. “Opportunities RO Reach Economic Sustainability in Forward Osmosis-Reverse Osmosis Hybrids for Seawater Desalination.” Desalination, 363: 26–36.

Bleninger, T., Jirka, G.H. 2010. “Environmental planning, prediction and management of brine discharges from desalination plants. 2nd Periodic Report. Produced for the Middle East Desalination Research Center Muscat, Sultanate of Oman. Institute for Hydromechanics, University Karlsruhe, Germany.”

Bond, Pick, and Srinivas Veerapaneni. 2008. “Zeroing in on ZLD Technologies for Inland Desalination.” *Journal / American Water Works Association* 100(9).

Bonnelye, V., Sanz, M.A., Durand, J.P., Plasse, L., Gueguen, F., Mazounie, P. 2004. “Reverse Osmosis on Open Intake Seawater: Pre-Treatment Strategy.” Desalination, 167(1–3): 191–200.

Boo, C., Elimelech, M., Hong, S. 2013. “Fouling Control in a Forward Osmosis Process Integrating Seawater Desalination and Wastewater Reclamation.” Journal of Membrane Science, 444: 148–56.

Brehant, A., Bonnelye, V., Perez, M. 2003. “Assessment of Ultrafiltration as a Pretreatment of Reverse Osmosis Membranes for Surface Seawater Desalination.” Water Science and Technology: Water Supply, 3(5–6): 437–45.

Burn, S., Hoang, M., Zarzo, D., Olewniak, F., Campos, E., Bolto, B., Barron, O., 2015. "Desalination techniques - A review of the opportunities for desalination in agriculture." Desalination, 364, 2–16

Buros, O. K. 2000. “The ABCs of Desalting.” International Desalination Association, Topsfield, Mass (2): 1–32.

Cada, G.F. 2001. “The development of advanced hydroelectric turbines RO improve fish passage survival.” *Fisheries*, 26: 14-23.

Cada, G.F., Loar, J.M., Garrison, L.A., Fisher, R. K., Neitzel, D.A. 2006. “Efforts RO reduce mortality RO hydroelectric turbine-passed fish: Locating and quantifying damaging shear stresses.” *Environmental Management*, 37: 898-906.

Camacho, L.M., Dumée, L., Zhang, J., Li, J. de, Duke, M., Gomez, J., Gray, S. 2013. “Advances in Membrane Distillation for Water Desalination and Purification Applications.” Water (Switzerland), 5(1): 94–196.

Canadian Council of Ministers of the Environment (CCME) 2008. “Canada Wide Strategy for the Management of Municipal Wastewater Effluents, Technical Supplement 3. Available from: http://www.ccme.ca/assets/pdf/mwwe_techsuppl3_std_method_contr_prov_e.pdf.”

Capar, Goksen. 2012. “Separation of Silkworm Proteins in Cocoon Cooking Wastewaters via Nanofiltration: Effect of Solution pH on Enrichment of Sericin.” Journal of Membrane Science, 389: 509–21.

Carollo Company. *Concentrate Management, Statement of Qualifications Details Some of Carollo’s Capabilities and Experience in the Field of Concentrate Management*.

Cath, T.Y., Childress, A.E., Elimelech, M. 2006. “Forward Osmosis: Principles, Applications, and Recent Developments.” Journal of Membrane Science, 281(1–2): 70–87.

Cath, T.Y., Drewes, J.E., Lundin, C.D. 2009. “A Novel Hybrid Forward Osmosis Process for Drinking Water Augmentation Using Impaired Water and Saline Water Sources.” Water Research Foundation, Denver, CO.: 1–84.

Cath, T.Y., Gormly, S., Beaudry, E.G., Flynn, M.T., Adams, V.D., Childress, A.E. 2005. “Membrane Contactor Processes for Wastewater Reclamation in Space: Part I. Direct Osmotic Concentration as Pretreatment for Reverse Osmosis.” Journal of Membrane Science, 257(1–2): 85–98.

CH2M, 2015. Reverse Osmosis Concentrate Disposal Issues, Technical Memorandum prepared for Wisconsin Department of Natural Resources, USA.

Chandramowleeswaran, M., and K. Palanivelu. 2006. “Treatability Studies on Textile Effluent for Total Dissolved Solids Reduction Using Electrodialysis.” Desalination, 201(1–3): 164–74.

Chang, In Soung, Sang Soon Lee, and Eun Kyung Choe. 2009. “Digital Textile Printing (DTP) Wastewater Treatment Using Ozone and Membrane Filtration.” *Desalination* 235(1–3): 110–21.

Chang, In-S, Le-Clech, P., Jefferson, B., Judd, S. 2002. “Membrane Fouling in Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment.” Journal of Environmental Engineering-Asce, 128(11): 1018–29.

Chao, Y.-M., Liang, T.M., 2008b. “A Feasibility Study of Industrial Wastewater Recovery Using Electrodialysis Reversal.” Desalination, 221(1–3): 433–39.

Charlie, H., Gross, M., Westerhoff, P.K., Fox, P., Li, K. 2011. "Comparing Conventional and Pelletized Lime Softening Concentrate Chemical Stabilization". *Water Research Foundation*, Denver, CO.

Chelme-Ayala, P, D W Smith, and M G El-Din. 2009. “Membrane Concentrate Management Options: A Comprehensive Critical Review.” *Canadian Journal of Civil Engineering* 36(6): 1107–19.

Chesher, R.H. 1971. Biological impact of a large-scale desalination plant at Key West, Office of Research and Monitoring. USEPA, Project No. 18080 GBX 12/71, Annapolis, Maryland.

Childress, A. 2013. Existing and Emerging Technology Innovations: Membrane Technologies and Energy Use for Desalination, In National Academies’ Roundtable on Science and Technology for Sustainability May 20-21, 2013.

Choi, J., Chung, J. 2014. “Reuse of Semiconductor Wastewater Using Reverse Osmosis and Metal-Immobilized Catalyst-Based Advanced Oxidation Process.” Industrial and Engineering Chemistry Research, 53(27): 11167–75.

Choi, Y.J., Choi, J.S., Oh, H.J., Lee, S., Yang, D.R., Kim, J.H. 2009. “Toward a Combined System of Forward Osmosis and Reverse Osmosis for Seawater Desalination.” Desalination, 247(1–3): 239–46.

Chung, S., Kim, S., Kim, J.O., Chung, J. 2014. “Feasibility of Combining Reverse Osmosis-Ferrite Process for Reclamation of Metal Plating Wastewater and Recovery of Heavy Metals.” Industrial and Engineering Chemistry Research, 53(39): 15192–99.

Cob, S.S., Beaupin, C., Hofs, B., Nederlof, M.M., Harmsen, D.J.H., Cornelissen, E.R., 2012. “Silica and Silicate Precipitation as Limiting Factors in High-Recovery Reverse Osmosis Operations.” Journal of Membrane Science, 424: 1–10.

Code of Federal Regulations (CFR) 1985. “Policy for the Development of Water Quality-Based Permit Limitations for Toxic Pollutants”, 50 Fed. Reg. 30,784.

Code of Federal Regulations (CFR) 1989a. “Protection of Environment-Underground Injection Control Program. 40 CFR, Part 144.”

Code of Federal Regulations (CFR) 1989b. “Protection of Environment – Underground Injection Control Program. 40 CFR, Part 146.”

Cohen, D. 2004. “Mixing Moves Osmosis Technology Forward.”

Comerton, Anna M., Robert C. Andrews, David M. Bagley, and Chunyan Hao. 2008. “The Rejection of Endocrine Disrupting and Pharmaceutically Active Compounds by NF and RO Membranes as a Function of Compound and Water Matrix Properties.” *Journal of Membrane Science* 313(1–2): 323–35.

Company, General Electric. 2013. *GE Pilots New AquaSel Technology at Coca-Cola Plant: Solution for Near Zero Liquid Discharge*.

Council, National Research. 2012. "Water Reuse". http://www.waterreuseguidelines.org/.

Creusen. 2012. “Brine Treatment by a Membrane Distillation-Crystallization (MDC) Process.” Process Engineering, 44: 1756–59.

Criscuoli, A., Drioli, E., 1999. “Energetic and Exergetic Analysis of an Integrated Membrane Desalination System.” Desalination, 124(1–3): 243–49.

De Jager, D., Sheldon, M.S., Edwards, W., 2014. “Colour Removal from Textile Wastewater Using a Pilot-Scale Dual-Stage MBR and Subsequent RO System.” Separation and Purification Technology, 135: 135–44.

Den, W., Wang, C.J. 2008. “Removal of Silica from Brackish Water by Electrocoagulation Pretreatment RO Prevent Fouling of Reverse Osmosis Membranes.” Separation and Purification Technology, 59(3): 318–25.

Dialynas, E., Mantzavinos, D., Diamadopoulos, E., 2008. “Advanced Treatment of the Reverse Osmosis Concentrate Produced during Reclamation of Municipal Wastewater.” Water Research, 42(18): 4603–8.

Dolar, D., Grosb, M., Rodriguez-Mozazb, S., Moreno, J., Comas, J., Rodriguez-Roda, I., Barcel_o, D. 2012. “Removal of Emerging Contaminants from Municipal Wastewater with an Integrated Membrane System, MBR–RO.” *Journal of Hazardous Materials* 239–240: 64–69.

Dolgen, D.; Sarptas, H., Alpaslan, M.N. 2013. “Desalinasyon Tesislerinde Yenilenebilir Enerji Kaynaklarınn Kullanımı.” Yenilenebilir Enerji Kaynakları Sempozyumu (YEKSEM 2013), At Girne, Kıbrıs

Dow, N., Zhang, J., Duke, M., Li, J., Gray, S.R., Ostarcevic, E. 2008. Membrane Distillation Of Brine Wastes. Crc For Water Qualıty And Treatment – Research Report

Drioli, E., Curcio, E., Criscuoli, A., Profio, G.D., 2004. “Integrated System for Recovery of CaCO3, NaCl and MgSO 4·7H2O from Nanofiltration Retentate.” Journal of Membrane Science, 239(1): 27–38.

DSİ, 2015. “Devlet Su İşleri Genel Müdürlüğü 2015 Yılı Faaliyet Raporu. “EK 6 * Su Alanı Ulusal Ar -Ge ve Yenilik Stratejisi Hazırlanmasına İlişki N Bilgi Notu.” 2010.

Dumée, L.F., Sears, K., Schütz, J., Finn, N., Huynh, C., Hawkins, S., Duke, M., Gray, S. 2010. “Characterization and Evaluation of Carbon Nanotube Bucky-Paper Membranes for Direct Contact Membrane Distillation.” Journal of Membrane Science, 351(1–2): 36–43.

Duong, H.C., Chivas, A.R., Nelemans, B., Duke, M., Gray, S., Cath, T.Y., Nghiem, L.D. 2015. “Treatment of RO Brine from CSG Produced Water by Spiral-Wound Air Gap Membrane Distillation - A Pilot Study.” Desalination, 366: 121–29.

Edwie, F., Chung, T.-S., 2012. “Development of Hollow Fiber Membranes for Water and Salt Recovery from Highly Concentrated Brine via Direct Contact Membrane Distillation and Crystallization.” Journal of Membrane Science, 421–422: 111–23.

Einav, R., Harussi, K., Perry, D. 2003. “The foot prints of the desalination processes on the environment.” *Desalination,* 152(1-3): 141-154.

EPA, ASCE, AWWA, 1996. “Technology Transfer Handbook: Management of Water Treatment Plant Residuals. EPA/625/R-95/008.”

Erengüç, A. 2007 AB Entegre Kirlilik Önleme ve Kontrolü Direktifi (IPPC) için Düzenleyici Etki Analizi ve Bir Uygulama: Demir Çelik Endüstrisi. Yüksek Lisans Tezi, İTÜ Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.

Ersever, I, and V Ravindran. 2007. “Biological Denitrification of Reverse Osmosis Brine Concentrates: {II.} Fluidized Bed Adsorber Reactor Studies.” Journal of Environmental Engineering and Science, 6: 519-532.

European Union (EU), 1992. Council Directive 92/43/EEC of 21 May 1992 on the conservation of natural habitats and of wild fauna and flora. Official Journal of the European Communities. Series L, 206, 7-49.

Fane, A.G., Wang, R., Jia, Y. 2011. Membrane Technology: Past, Present and Future. In: Membrane and Desalination Technologies. Wang, L.K., Chen, J.P., Hung, Y.-T., Shammas, N.K. (eds.), Springer, New York, p. 1-45.

Farahbod, F., Mowla, D., Jafari Nasr, M.R., Soltanieh, M., 2012. "Experimental Study of Forced Circulation Evaporator in Zero Discharge Desalination Process." Desalination, 285: 352–58.

Fernández-Torres, M.J., Randall, D.G., Melamu, R., von Blottnitz, H. 2012. "A Comparative Life Cycle Assessment of Eutectic Freeze Crystallisation and Evaporative Crystallisation for the Treatment of Saline Wastewater." Desalination, 306: 17–23.

Gabelich, C.J., Rahardianto, A., Northrup, C.R., Yun, T.I., Cohen, Y., 2011. "Process Evaluation of Intermediate Chemical Demineralization for Water Recovery Enhancement in Production-Scale Brackish Water Desalting." Desalination, 272(1–3): 36–45.

Gabelich, C.J., Williams, M.D., Rahardianto, A., Franklin, J.C., Cohen, Y. 2007. "High-Recovery Reverse Osmosis Desalination Using Intermediate Chemical Demineralization." Journal of Membrane Science, 301: 131–41.

Gacia, E., Invers, O., Manzanera, M., Ballesteros, E., Romero, J. 2007. "Impact of the brine from a desalination plant on shallow seagrass (Posidonia Oceanica) meadow." *Coastal Shelf Sci.,* 72: 579-590.

Gai, J.-G., Gong, X.-L., Wang, W.-W., Zhang, X., Kang, W.-L. 2014. "An Ultrafast Water Transport Forward Osmosis Membrane: Porous Graphene." Journal of Materials Chemistry A, 2(11): 4023.

GCD Alliance 2006. "Material Change of Use Application ERA 16, 19 & 7, Gold Coast Desalination Project. http://www.desalinfo.com.au/Environment.asp#Project."

GEA Wiegand. 2014. "Evaporation Technology Using Mechanical Vapour Recompression."

GELRI (General Environmental La and Rules for Implementations) 2001. "http://www.pme.gov.sa/en/env_prot.asp."

Geng, H., Wang, J., Zhang, C., Li, P., Chang, H., 2015. "High Water Recovery of RO Brine Using Multi-Stage Air Gap Membrane Distillation." Desalination, 355: 178–85.

Gibbons, J., Papapetrou, M., Epp, C. 2008. "Assessment of EU policy: Implication for the implementation of autonomous desalination units powered by renewable resources in the Mediterranean region." *Desalination,* 220: 422-430.

Gilron, J., Folkman, Y., Savliev, R., Waisman, M., Kedem, O., 2003. "WAIV - Wind Aided Intensified Evaporation for Reduction of Desalination Brine Volume." Desalination, 158(1–3): 205–14.

Gippsland Water Factory. 2013. *Technical Consolidation Report. Prepared for Gippsland Water, Traralgon, Australia,.*

Giwa, A., Dufour, V., Al Marzooqi, F., Al Kaabi, M., Hasan, S.W. 2017. "Brine Management Methods: Recent Innovations and Current Status." Desalination, 407: 1–23.

Glazer, A 2011b. "Monitoring of the Marine and Coastal Environment: Rutenberg Power Plant, VID Desalination Plant, and Mekorot Brackish Water Desalination Facilities. Report for 2010. Israel Electric Co. RELP-13-2011 (in Hebrew)."

Glazer, A. 2005. “Monitoring of the Marine and Coastal Environment of the Orot Rabin Power Plant Site. Report for 2004. Israel Electric Co. RELP-17-2005 (in Hebrew).”

Glazer, A. 2010. “Monitoring of the Marine and Coastal Environment: Rutenberg Power Plant, VID Desalination Plant, and Mekorot Brackish Water Desalination Facilities. Report for 2009. Israel Electric Co. RELP-04-2010 (in Hebrew).”

Glazer, A. 2011a. “Monitoring of the Marine and Coastal Environment: Orot Rabin Power Plant, H2ID Desalination Plant. Report for 2010. Israel Electric Co. RELP-16 2011 (in Hebrew).”

Gray, G.T., McCutcheon, J.R., Elimelech, M. 2006. “Internal Concentration Polarization in Forward Osmosis: Role of Membrane Orientation.” Desalination, 197(1–3): 1–8.

Greenlee, L.F., Lawler, D.F., Freeman, B.D., Marrot, B., Moulin, P. 2009. “Reverse Osmosis Desalination: Water Sources, Technology, and Today’s Challenges.” Water Research, 43(9): 2317–48.

Greenlee, L.F., Testa, F., Lawler, D.F., Freeman, B.D., Moulin, P. 2011. “Effect of Antiscalant Degradation on Salt Precipitation and Solid/liquid Separation of RO Concentrate.” Journal of Membrane Science 366(1–2): 48–61.

Greenlee, L.F., Testa, F., Lawler, D.F., Freeman, B.D., Moulin, P., 2010a. “Effect of Antiscalants on Precipitation of an RO Concentrate: Metals Precipitated and Particle Characteristics for Several Water Compositions.” Water Research, 44(8): 2672–84.

Greenlee, L.F., Testa, F., Lawler, D.F., Freeman, B.D., Moulin, P., 2010b. “The Effect of Antiscalant Addition on Calcium Carbonate Precipitation for a Simplified Synthetic Brackish Water Reverse Osmosis Concentrate.” Water Research, 44(9): 2957–69.

Hancock, N.T., Nowosielski-Slepowron, M.S., McGinnis, R.L. 2013. “High Recovery Brine Treatment Using Forward Osmosis.” In AMTA/AWWA Membrane Technology Conference and Exposition 2013, 1190–1203.

Hays, J. 2000. “Iowa’s First Electrodialysis Reversal Water Treatment Plant.” Desalination, 132(1–3): 161–65.

Hickenbottom, K.L., Hancock, N.T., Hutchings, N.R., Appleton, E.W., Beaudry, E.G., Xu, P., Cath, T.Y. 2013. “Forward Osmosis Treatment of Drilling Mud and Fracturing Wastewater from Oil and Gas Operations.” Desalination, 312: 60–66.

Hobbs, C., Jorge, A. 2015. “Sustainable Low Pressure Reverse Osmosis Concentrate Management – Seven Years and Counting.” In *2015 American Water Works Association Water Quality and Technology Conference*,.

Hodges, B.R., Furnans, J.E., Kulis, P.S. 2011. “Thin-layer gravity current with implications for desalination brine disposal.” *Journal of Hydraulic Engineering*, 137: 356-371.

Holloway, R.W., Childress, A.E., Dennett, K.E., Cath, T.Y., 2007. “Forward Osmosis for Concentration of Anaerobic Digester Centrate.” Water Research, 41(17): 4005–14.

Höpner, Thomas, and Jens Windelberg. 1997. “Elements of Environmental Impact Studies on Coastal Desalination Plants.” *Desalination* 108: 11–18.

Hsu, Y.C., Huang, H.H., Huang, Y. De, Chu, C.P., Chung, Y.J., Huang, Y.T. 2012. “Survey on Production Quality of Electrodialysis Reversal and Reverse Osmosis on Municipal Wastewater Desalination.” Water Science and Technology, 66(10): 2185–93.

Internal Management Directives (IMDs) 2007. “Regulatory Mixing Zone. Department of Environmental Quality, State of Oregon, U. S. Available from: http://www.deq.state.or.us/wq/pubs/imds/rmz/RMZIMDpart1.pdf.”

Jamil, S., Loganathan, P., Kazner, C., Vigneswaran, S., 2015. “Forward Osmosis Treatment for Volume Minimisation of Reverse Osmosis Concentrate from a Water Reclamation Plant and Removal of Organic Micropollutants.” Desalination, 372: 32–38.

Janson, A.F., Adham, S., Benyahia, F., Dores, R., Husain, A., Minier-Matar, J., 2013. “Membrane Distillation of High Salinity Brines Using Low Grade Waste Heat.” In AMTA/AWWA Membrane Technology Conference and Exposition 2013, 1175–89.

Jenkins, S.A., Paduan, J., Roberts, P., Schlenk, D., Weis, J. 2012. “Management of Brine Discharges RO Coastal Waters Recommendations of a Science Advisory Panel. Technical Report, 694, Costa Mesa, CA, USA.”

Jenkins, S.A., Wasyl, J. 2005. “Oceanographic Considerations for Desalination Plants in Southern California Coastal Waters. Technical Report No. 54. Marine Physical Laboratory, Scripps Institution of Oceanography, University of California. San Diego, CA.”

Jessopp, M.J. 2007. “The quick and the dead: larval mortality due RO turbulent tidal transport.” *J. Mar. Biol. Ass.,* 87: 675-680.

Ji, X., Curcio, E., Al Obaidani, S., Di Profio, G., Fontananova, E., Drioli, E., 2010. “Membrane Distillation-Crystallization of Seawater Reverse Osmosis Brines.” Separation and Purification Technology, 71(1): 76–82.

Johnson, G., Stowell, L., Monroe, M. 2006. “VSEP Treatment of RO Reject from Brackish Well Water A Comparison of Conventional Treatment Methods and VSEP, a Vibrating Membrane Filtration System.” In *2006 El Paso Desalination Conference*,.

Joo, S.H. 2014. “Advanced Treatment of Reverse Osmosis Concentrate by Integrated Activated Carbon and Iron-Activated Persulfate Oxidation.” *Water Air Soil Pollution* 225: 2076.

Joo, Sung Hee, and Berrin Tansel. 2015. “Novel Technologies for Reverse Osmosis Concentrate Treatment: A Review.” *Journal of Environmental Management* 150: 322–35.

Joo, Sung Hee. 2014. “Combined Adsorbents and Reactive Oxygen Species (TOS) Generators in Soil for Treating Reverse Osmosis Concentrates.” *Powder Technology* 264: 9–21.

Joss, A., Baenninger, C., Foa, P., Koepke, S., Krauss, M., McArdell, C.S., Rottermann, K., Wei, Y., Zapata, A., Siegrist, H. 2011. “Water Reuse: >90% Water Yield in MBR/RO through Concentrate Recycling and CO2 Addition as Scaling Control.” *Water Research* 45(18): 6141–51.

Katzir, L., Volkmann, Y., Daltrophe, N., Korngold, E., Mesalem, R., Oren, Y., Gilron, J. “WAIV - Wind Aided Intensified Evaporation for Brine Volume Reduction and Generating Mineral Byproducts.” Desalination and Water Treatment, 13(1–3): 63–73.

Kazner, C., Jamil, S., Phuntsho, S., K. Shon, H., Wintgens, T., Vigneswaran, S., 2014. “Forward Osmosis for the Treatment of Reverse Osmosis Concentrate from Water Reclamation: Process Performance and Fouling Control.” Water Science and Technology, 69(12): 2431–37.

Kellis, M., Kalavrouziotis, I.K., Gikas, P. 2013. “Review of Wastewater Reuse in the Mediterranean Countries, Focusing on Regulations and Policies for Municipal and Industrial Applications.” Global Nest Journal, 15(3): 333–50.

Kenna, E.N., Zander A.K. (2000) Current Management of Membrane Plant Concentrate, AWWA Research Foundation Publication, USA.

Khan, Stuart J., David Murchland, Michelle Rhodes, and T. David Waite. 2009. "Management of Concentrated Waste Streams from High-Pressure Membrane Water Treatment Systems." *Critical Reviews in Environmental Science and Technology* 39(5): 367–515.

Khawaji, A., Kutubkhanah, I., Wie, J. 2008. Advances in seawater desalination technologies. *Desalination*, 221(1-3), 47-69.

Kiefer, C., Eric, G. 2007. "Startup of the Blue Hills Seawater RO Plant: Charting the Course of Nassau's Water Supply Future." In *American Water Works Association Membrane Technology Conference*,.

Kim, D.H. 2011. "A Review of Desalting Process Techniques and Economic Analysis of the Recovery of Salts from Retentates." Desalination, 270: 1–8.

Kim, S.H., Lee, S.H., Yoon, J.S., Moon, S.Y., Yoon, C.H. 2007. "Pilot Plant Demonstration of Energy Reduction for RO Seawater Desalination through a Recovery Increase." Desalination, 203(1–3): 153–59.

Kimence, T. 2017. "Sektörel Su Tahsisi." Türkiye'de Havza Bazlı Sektörel Su Tahsisleri 2.Toplantısı, 19 Aralık 2017, ANKARA.

Kimura, K., Okazaki, S., Ohashi, T., Watanabe, Y. 2016. "Importance of the Co-Presence of Silica and Organic Matter in Membrane Fouling for RO Filtering MBR Effluent." Journal of Membrane Science ,501: 60–67.

Korngold, E., L. Aronov, N. Belayev, K. Kock. 2005. "Electrodialysis with Brine Solutions Oversaturated with Calcium Sulfate." Desalination, 172(1): 63–75.

Kress, N., Galil, B., Shoham-Fridar, E. 2010. "Marine Monitoring at the Brine Disposal Site of the Via Maris Desalination Plant Off Palmahim, Results of the 2009 Monitoring. IOLR Report H27/2010 (in Hebrew)."

Kress, N., Galil, B., Shoham-Fridar, E. 2011. "Marine Monitoring at the Brine Disposal Site of the Via Maris Desalination Plant Off Palmahim, Results of the 2010 Monitoring. IOLR Report H25/2011 (in Hebrew)."

Kucera, J. 2010. Reverse Osmosis Design, Processes, and Applications for Engineers. John Wiley & Sons, Hoboken, New Jersey.

Kurt, E., Koseoglu-Imer, D.Y., Dizge, N., Chellam, S., Koyuncu, I. 2012. "Pilot-Scale Evaluation of Nanofiltration and Reverse Osmosis for Process Reuse of Segregated Textile Dyewash Wastewater." Desalination, 302: 24–32.

Ladewig, B., Asquith, B. 2012. Desalination Concentrate Management. Springer Briefs in Molecular Science, Green Chemistry for Sustainability, Springer Science & Business Media, New York.

Latteman, S. 2010. *Development of an Environmental Impact Assessment and Decision Support System for Seawater Desalination Plants*.

Lattemann, Sabine, and Thomas Höpner. 2008. "Environmental Impact and Impact Assessment of Seawater Desalination." *Desalination* 220(1–3): 1–15.

Lee, L.Y., Ng, H.Y., Ong, S.L., Hu, J.Y., Tao, G., Kekre, K., Viswanath, B., Lay, W., Seah, H. 2009. "Ozone-Biological Activated Carbon as a Pretreatment Process for Reverse Osmosis Brine Treatment and Recovery." Water Research, 43(16): 3948–55.

Lee, S., Boo, C., Elimelech, M., Hong, S., 2010. “Comparison of Fouling Behavior in Forward Osmosis (FO) and Reverse Osmosis (RO).” Journal of Membrane Science, 365(1–2): 34–39.

Liu, K., Roddick, F.A., Fan, L. 2012. “Impact of Salinity and pH on the UVC/H 2O 2 Treatment of Reverse Osmosis Concentrate Produced from Municipal Wastewater Reclamation.” Water Research, 46(10): 3229–39.

Liu, M., Lü, Z., Chen, Z., Yu, S., Gao, C. 2011. “Comparison of Reverse Osmosis and Nanofiltration Membranes in the Treatment of Biologically Treated Textile Effluent for Water Reuse.” Desalination, 281(1): 372–78.

Locke, P., Fred G., Ryan P., Nichole C. 2015. “ZLD Process Utilizes Ultrafiltration RO Achieve 98.5% RO Recovery.” In *2015 American Water Works Association/American Membrane Technology Association Membrane Technology Conference*,.

Long, Edward R., Donald D. Macdonald, Sherri L. Smith, and Fred D. Calder. 1995. “Incidence of Adverse Biological Effects within Ranges of Chemical Concentrations in Marine and Estuarine Sediments.” *Environmental Management* 19(1): 81–97.

Lozier, J., Erdal, U.G., Lynch, A., Schindler, S. 2008. “Evaluating Traditional and Innovative Concentrate Treatment and Disposal Methods for Water Recycling at Big Bear Valley, California.” Proceedings of the Water Environment Federation CN - 0000 2008(1): 411–31.

Lozier, J.C., Erdal, U.G., Lynch, A.F., Schindler, S. 2006. “Evaluating Traditional and Innovative Concentrate Treatment and Disposal Methods for Water Recycling at Big Bear Valley, California.” *New Logic Research, Inc*.

Lu, Y.Y., Hu, Y.D., Zhang, X.L., Wu, L.Y., Liu, Q.Z. 2007. “Optimum Design of Reverse Osmosis System under Different Feed Concentration and Product Specification.” Journal of Membrane Science, 287(2): 219–29.

Lubis, M.R., Holtzaple, M.T. 2012. “Performance Evaluation of An Innovative-Vapor-Compression-Desalination System.” 1(April): 1–13.

Ma, N., Wei, J., Qi, S., Zhao, Y., Gao, Y., Tang, C.Y. 2013. “Nanocomposite Substrates for Controlling Internal Concentration Polarization in Forward Osmosis Membranes.” Journal of Membrane Science, 441: 54–62.

Macedonio, F., Drioli, E., Gusev, A.A., Bardow, A., Semiat, R., Kurihara, M. 2011. “Wind-Aided Intensified eVaporation (WAIV) and Membrane Crystallizer (MCr) Integrated Brackish Water Desalination Process: Advantages and Drawbacks.” Desalination, 273(1): 127–35.

Macedonio, F., Drioli, E., Gusev, A.A., Bardow, A., Semiat, R., Kurihara, M., 2012. “Efficient Technologies for Worldwide Clean Water Supply.” Chemical Engineering and Processing: Process Intensification 51: 2–17.

Mackey, E.D., Seacord, T. 2008 Membrane Technology Regional Solutions for Concentrate Management. http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0958211808700181.

Magnuson, L., Lee, T., Holzer, G. 2002. “Reverse Osmosis Application For Metal Finishing Operations.” *Merit Partnership Pollution Prevention Project*.

Mahvi, A.H., Shafiee F., Naddafi. K. 2005. “Feasibility Study of Crystallization Process for Water Softening in a Pellet Reactor.” International Journal of Environmental Science & Technology, 1(4): 301–4.

Malamis, Simos et al. 2012. “Assessment of Metal Removal, Biomass Activity and RO Concentrate Treatment in an MBR-RO System.” *Journal of Hazardous Materials* 209–210:

1–8.

Marcy, B.C., Beck, A.D., Ulanowicz, R.E. (1978) Effects and impacts of physical stress on entrained organisms. pp. 135-188 In: Schubel, J. R. and Marcy, B. C., Jr. (eds.). Power plant entrainment: a biological assessment, Academic Press, NY.

Marilhet, B. 2009. "Barcelona Desalination Plant , A Case Study on Water Technologies in Spain." : 1–22.

Martin, A.M. 1992. "Use of Biomonitoring Data RO Reduce Effluent Toxicity." *Chemical Engineering Progress*, 88(9): 43-49.

Martinetti, C.R., Childress, A.E., Cath, T.Y. 2009. "High Recovery of Concentrated RO Brines Using Forward Osmosis and Membrane Distillation." Journal of Membrane Science, 331(1–2): 31–39.

Maryam B, Buyukgungor H. 2017. "Wastewater reclamation and reuse trends in Turkey: Opportunities and challenges. " Journal of Water Process Engineering, in press.

Masnoon, S., Glucina, K., 2011. "Desalination: Brine and Residual Management." Global Water Research Coalition Report, 1–91.

Mayhew, A. ve Tokarski, S. 2000. "SEI Working Paper, Impact Assessment and European Integration Policy, No:38".

McCutcheon, J.R., McGinnis, R.L., Elimelech, M. 2005. "A Novel Ammonia-Carbon Dioxide Forward (Direct) Osmosis Desalination Process." Desalination, 174(1): 1–11.

McCutcheon, J.R., McGinnis, R.L., Elimelech, M. 2006. "Desalination by Ammonia-Carbon Dioxide Forward Osmosis: Influence of Draw and Feed Solution Concentrations on Process Performance." Journal of Membrane Science 278(1–2): 114–23.

McGinnis, R.L., Elimelech, M. 2007. "Energy Requirements of Ammonia-Carbon Dioxide Forward Osmosis Desalination." Desalination, 207(1–3): 370–82.

McGinnis, R.L., Hancock, N.T., Nowosielski-Slepowron, M.S., McGurgan, G.D. 2013. "Pilot Demonstration of the NH_3/CO_2 Forward Osmosis Desalination Process on High Salinity Brines." Desalination, 312: 67–74.

Medina, V. F., Waisner S.A., Johnson J.L., Wade R., Mattei-Sosa J., Brown, R. 2012. "Laboratory Study for Evaluating Performance of Unit Processes RO Treat the Electroialysis Reversal (EDR) Reject Stream for the Proposed Fort Irwin Water Treatment Plant. Military Construction (MILCON) Program Technical Report."

MEP. 2008. "Desalination Plants and Marine Discharge – Policy of the Ministry of Environmental Protection. Israel Ministry of Environmental Protection (in Hebrew)."

Mericq, J.P., Laborie, S., Cabassud, C. 2010. "Vacuum Membrane Distillation of Seawater Reverse Osmosis Brines." Water Research, 44(18): 5260–73.

Metcalf and Eddy 1979. Waste Water Engineering: Treatment/Disposal/Reuse. 2nd ed., Revised by George Tehobanoglous. McGraw-Hill. New York:

Mi, B., Elimelech, M. 2008. "Chemical and Physical Aspects of Organic Fouling of Forward Osmosis Membranes." Journal of Membrane Science, 320(1–2): 292–302.

Mi, B., Elimelech, M. 2010. "Organic Fouling of Forward Osmosis Membranes: Fouling Reversibility and Cleaning without Chemical Reagents." Journal of Membrane Science, 348(1–2): 337–45.

Mickley and Associates. 2006. “Membrane Concentrate Disposal : Practices and Regulation.” *Desalination and Water Purification Research and Development Program Report No. 123* 123(69).

Mickley, M. 2008. “Survey of High-Recovery and Zero Liquid Discharge Technologies for Water Utilities. Water Research Foundation Report”

Mickley, M.C. 2000. Major Ion Toxicity in Membrane Concentrate. AwwaRF and AWWA. Denver, Colorado.

Mickley, M.C., Hamilton, R., Gallegos, L., Truesdall, J. 1993. Membrane Concentrate Disposal. AwwaRF and AWWA. Denver, Colorado.

Mickley, M.P.E., 2010. Brackish Groundwater Concentrate Management, in: State of the Science White Paper. Prepared for NMSU and CHIWAWA, USA.

Morillo, J., Usero, J., Rosado, D., El Bakouri, H., Riaza, A., Bernaola, F.J. 2014. “Comparative Study of Brine Management Technologies for Desalination Plants.” Desalination, 336(1): 32–49.

Muenk, F. 2008. Ecological and economic analysis of seawater desalination plants. Ph.D. Thesis, University of Karlsruhe, Institute for Hydromechanics, Karlsruhe.

Muluk, Ç., Kurt, B., Turak, A., Türker, A., Çalışkan, M.., Balkız, Ö., Gümrükçü, S., Sarıgül, G., Zeydanlı, U. 2013. “Türkiye’de Suyun Durumu ve Su Yönetiminde Yeni Yaklaşımlar: Çevresel Perspektif, İş Dünyası ve Sürdülebilir Kalkınma Dernei- Doğa Koruma Merkezi, 104.

MWH. 2008. *Evaluation of Innovative Technologies for Concentrate Minimization and Disposal of Brackish Groundwater Desalination*.

National Research Council of the National Academies. 2008. Environmental Protection *Desalination: A National Perspective*.

New Logic Research. 2011. *Vibratory Shear Enhanced Process*.

Nghiem, L.D., Cath, T. 2011. “A Scaling Mitigation Approach during Direct Contact Membrane Distillation.” Separation and Purification Technology, 80(2): 315–22.

Ning, R.Y., Tarquin, A., Trzcinski, M., Patwardhan, G. 2006. “Recovery Optimization of RO Concentrate from Desert Wells.” Desalination, 201(1–3): 315–22.

OECD 1997. “Regulatory Impact Analysis: Best Practices in OECD Countries, OECD”, Paris.

OECD 2005. “Regulatory Impact Analysis in OECD Countries Challenges for developing countries, OECD”, Bangladesh.

Onuncu Kalkınma Planı (2014-2018). 2014. 53 Su Kaynakları Yönetimi ve Güvenliği, Özel İhtisas Komisyonu Raporu, Kalkınma Bakanlığı, ANKARA.

Ordóñez, R, Moral A, Hermosilla D, Blanco A. 2012. “Combining Coagulation, Softening and Flocculation RO Dispose Reverse Osmosis Retentates.” Journal of Industrial and Engineering Chemistry, 18(3): 926–33.

Oren, Y., Korngold, E., Daltrophe, N., Messalem, R., Volkman, Y., Aronov, L., Weismann, M., Bouriakov, N., Glueckstern, P., Gilron, J. 2010. “Pilot Studies on High Recovery BWRO-EDR for near Zero Liquid Discharge Approach.” Desalination, 261(3): 321–30.

Ozturk, E., Koseoglu, H., Karaboyaci, M., Yigit, N.O., Yetis, U., Kitis, M. 2015. “Minimization of Water and Chemical Use in a Cotton/polyester Fabric Dyeing Textile Mill.” Journal of Cleaner Production ,130: 92–102.

Özcan, Elif. 2014. “Türkiye’de Atıksu Yönetimi.” Türkiye Kıyılarında Yüzme Suyu Profillerinin Belirlenmesi ve Turizmde Atıksu Yönetimi Eğitimi/ 24-25 Eylül 2014-Gebze-Kocaeli.

Palomar, P., Losada, I.J. 2010. “Desalination in Spain: recent developments and recommendations.” *Desalination*, 255: 97-106.

Palomar, P., Losada, I.J. 2011. “Impacts of Brine Discharge on the Marine Environment, Modeling as a Predictive Tool. Environmental Hydraulic Institute University of Cantabria, Spain on line resource available at: http://www.cacoastkeeper.org/document/impacts-of-brine-discharge-on-the-marine-environment.pdf.”

Paxton, Curtis. 2014. “Chino Basin Desalter Authority (CDA).” (April).

Pérez, G., Fernández-Alba, A.R., Urtiaga, A.M., Ortiz, I. 2010. “Electro-Oxidation of Reverse Osmosis Concentrates Generated in Tertiary Water Treatment.” Water Research, 44(9): 2763–72.

Pérez-González, A., Urtiaga, A.M., Ibáñez, R., Ortiz, I. 2012b. “State of the Art and Review on the Treatment Technologies of Water Reverse Osmosis Concentrates.” Water Research, 46(2): 267–83.

Petrotos, K.B., Quantick, P.C., Petropakis, H., 1999. “Direct Osmotic Concentration of Tomato Juice in Tubular Membrane - Module Configuration. II. The Effect of Using Clarified Tomato Juice on the Process Performance.” Journal of Membrane Science, 160(2): 171–77.

Pontius, F.W. (1990) AWWA Water Quality and Treatment Handbook. McGraw-Hill. New York.

Poulson, Thomas K, Concentrate Management Sub-committee, Central Arizona, and Salinity Study. 2010. “Central Arizona Salinity Study Strategic Alternatives for Brine Management in the Valley of the Sun.” *Central Arizona Salinity Study, Concentrate Management Sub-Committee, Central Arizona Salinity Study* (January).

Qi, L., Wang, X., Xu, Q. 2011. “Coupling of Biological Methods with Membrane Filtration Using Ozone as Pre-Treatment for Water Reuse.” *Desalination* 270: 264–68.

Quist-Jensen, C.A., Macedonio, F., Drioli, E. 2015. “Membrane Technology for Water Production in Agriculture: Desalination and Wastewater Reuse.” Desalination, 364: 17–32.

Rahardianto, A., McCool, B.C., Cohen, Y. 2010. “Accelerated Desupersaturation of Reverse Osmosis Concentrate by Chemically-Enhanced Seeded Precipitation.” Desalination, 264(3): 256–67.

Rahardianto, A., Shih, W.Y., Lee, R.W., Cohen, Y. 2006. “Diagnostic Characterization of Gypsum Scale Formation and Control in RO Membrane Desalination of Brackish Water.” Journal of Membrane Science, 279(1–2): 655–68.

Ramm-Schmidt, L. 2014. “International And Indian Case Studıes On ZLD.” In *Seminar and Training Workshop on Zero Liquid Discharge,*.

Randall, D.G., Nathoo, J., Lewis, A.E. 2011. “A Case Study for Treating a Reverse Osmosis Brine Using Eutectic Freeze Crystallization-Approaching a Zero Waste Process.” Desalination, 266(1–3): 256–62.

Reahl, E. 2006. *Half a Century of Desalination With Electrodialysis.*

Robert, C. 2010. Reverse Osmosis Design & Concentrate Discharge Evolution in Florida The Past Three Decades. Florida Water Resources Journal, 19-31.

Roberts, David A., Emma L. Johnston, and Nathan A. Knott. 2010. "Impacts of Desalination Plant Discharges on the Marine Environment: A Critical Review of Published Studies." *Water Research* 44(18): 5117–28.

Roquebert, V., Booth, S., Cushing, R.S., Crozes, G., Hansen, E. 2000. "Electrodialysis Reversal (EDR) and Ion Exchange as Polishing Treatment for Perchlorate Treatment." Desalination, 131(1–3): 285–91.

Rutherford, G., Spry, D., Dennis, P. 1994. "Deriving Receiving-water Based, Pointsource Effluents Requirements for Ontario Waters, Procedure B-1e5, PIBS #3302. Ministry of Environment and Energy, Ontario, Canada. Available from: http://www.ene.gov.on.ca/environment/en/resources/STD01_078855.html."

SA Water. 2017. "Adelaide Desalination Plant." *https://www.sawater.com.au*.

Safrai, I., Zask, A. 2004. "Environmental Regulations for Discharging Desalination Brine RO the Sea and Its Possible Impacts. Ministry of Environmental Protection. http://www.ildesal.org.il/pdf/130.pdf."

Safrai, Iris, and Alon Zask. 2008. "Reverse Osmosis Desalination Plants - Marine Environmentalist Regulator Point of View." *Desalination* 220(1–3): 72–84.

Sağlık Bakanlığı. 2005. "İnsani Tüketim Amaçlı Sular Hakkında Yönetmelik. Resmi Gazete 17 Şubat 2005-Sayı: 25730. "

Sahinkaya, E., Uzal, N., Yetis, U., Dilek, F.B. 2008. "Biological Treatment and Nanofiltration of Denim Textile Wastewater for Reuse." Journal of Hazardous Materials, 153: 1142–48.

Saltworks. 2012. "Thermo Ionic Desalination."

Salvador Cob, S., Beaupin, C., Hofs, B., Nederlof, M.M., Harmsen, D.J.H., Cornelissen, E.R., Zwijnenburg, A., Genceli Güner, F.E., Witkamp, G.J. 2012. "Silica and Silicate Precipitation as Limiting Factors in High-Recovery Reverse Osmosis Operations." Journal of Membrane Science, 423–424: 1–10.

Sánchez-Lizaso, J.L., Romero, J., Ruiz, J., Gacia, E., Buceta, J.L., Invers, O., Torquemada, Y.F., Mas, J., Ruiz-Mateo, A., Manzanera, M. 2008. Salinity tolerance of the Mediterranean seagrass Posidonia oceanica*:* recommendations RO minimize the impact of brine discharges from desalination plants. *Desalination*, 221(1-3), 602-627.

Sanciolo, P., Ostarcevic, E., Atherton, P., Leslie, G., Fane, T., Cohen, Y., Payne, M., Gray, S. 2012. "Enhancement of Reverse Osmosis Water Recovery Using Interstage Calcium Precipitation." Desalination, 295: 43–52.

Sanza, M.A., Bonnélyea, V., Cremerb, G. 2007. "Fujairah Reverse Osmosis Plant: 2 Years of Operation." Desalination, 203(1–3): 91–99.

Sari, M.A., Chellam, S. 2016. "Reverse Osmosis Fouling during Pilot-Scale Municipal Water Reuse: Evidence for Aluminum Coagulant Carryover." Journal of Membrane Science, 520: 231–39.

Sauvet-Goichon, B. 2007. "Ashkelon Desalination Plant - A Successful Challenge." Desalination, 203(1–3): 75–81.

Scialdone, O., A. D'Angelo, A. Galia. 2016. "Special Applications of Reverse Electrodialysis." In Sustainable Energy from Salinity Gradients, , 257–80.

Seacord, T.F. 2010. *Brackish Desalination: Zero Dsicharge*.

Secondes, Mona Freda N, Vincenzo Naddeo, Vincenzo Belgiorno, and Florencio Ballesteros. 2014. "Removal of Emerging Contaminants by Simultaneous Application of Membrane Ultrafiltration, Activated Carbon Adsorption, and Ultrasound Irradiation." *Journal of Hazardous Materials* 264: 342–49.

Sethi, S., Walker, S., Drewes, J., Xu, P. 2006. "Existing & Emerging Concentrate Minimization & Disposal Practices for Membrane Systems." Water Resources, (June): 40–45.

Shanmuganathan, S., Nguyen, T.V., Jeong, S., Kandasamy, J., Vigneswaran, S. 2015. "Submerged Membrane – (GAC) Adsorption Hybrid System in Reverse Osmosis Concentrate Treatment." Separation And Purification Technology, 146: 8–14.

Shimokawa, A. 2009. "Desalination Plant with Unique Methods in Fukuoka." *Japan- U.S. Governmental Conference on Drinking Water Quality Management and Wastewater Control*: 1–14.

Sirivedhin, T., McCue, J., Dallbauman, L. 2004. "Reclaiming Produced Water for Beneficial Use: Salt Removal by Electrodialysis." Journal of Membrane Science, 243(1–2): 335–43.

Sirkar, K.K. and Song, L. 2009. "Pilot-Scale Studies for Direct Contact Membrane Desalination Process." Reclamation, (134): 1–122.

Sobhani, R., Abahusayn, M., Gabelich, C.J., Rosso, D. 2012. "Energy Footprint Analysis of Brackish Groundwater Desalination with Zero Liquid Discharge in Inland Areas of the Arabian Peninsula." Desalination, 291: 106–16.

Song, L., Li, B, Sirkar K.K., and Gilron J.L. 2007. "Direct Contact Membrane Distillation-Based Desalination: Novel Membranes, Devices, Larger-Scale Studies, and a Model." Industrial and Engineering Chemistry Research, 46(8), 2307–23.

Spellman, F.R. 2016. Reverse Osmosis, A Guide for the Nonengineering Professional. CRC Press, New York.

Squire, D. 2000. Reverse osmosis concentrate disposal in the UK. Desalination, 132(1), 47-54.

Strathmann, H. 2010. "Electrodialysis, a Mature Technology with a Multitude of New Applications." Desalination, 264(3): 268–88.

Subramani, A., Cryer, E., Liu, L., Lehman, S., Ning, R.Y., Jacangelo, J.G., 2012a. "Impact of Intermediate Concentrate Softening on Feed Water Recovery of Reverse Osmosis Process during Treatment of Mining Contaminated Groundwater." Separation and Purification Technology, 88: 138–45.

Subramani, A., DeCarolis, J., Pearce, W., Jacangelo, J.G., 2012b. "Vibratory Shear Enhanced Process (VSEP) for Treating Brackish Water Reverse Osmosis Concentrate with High Silica Content." Desalination, 291: 15–22.

Subramani, A., Jacangelo, J.G. 2014. "Treatment Technologies for Reverse Osmosis Concentrate Volume Minimization: A Review." Separation and Purification Technology, 122: 472–89.

Subramani, A., Schlicher, R., Long, J., Yu, J., Lehman, S., Jacangelo, J.G., 2011. "Recovery Optimization of Membrane Processes for Treatment of Produced Water with High Silica Content." Desalination and Water Treatment, 36(1–3): 297–309.

Suh, C., Lee, S. 2013. "Modeling Reverse Draw Solute Flux in Forward Osmosis with External Concentration Polarization in Both Sides of the Draw and Feed Solution." Journal of membrane science, 427: 365–74.

Suksaroj, C., Héran, M., Allègre, C., Persin, F.. 2005. “Treatment of Textile Plant Effluent by Nanofiltration And/or Reverse Osmosis for Water Reuse.” Desalination, 178(1–3): 333–41.

Sultanate of Oman 2005. “Ministerial Decision No: 159/2005, Promulgating the Bylaws RO Discharge Liquid Waste in the Marine Environment. Ministry of Regional Municipalities, Environment and Water Resources.”

Susanto, H. 2011. “Towards Practical Implementations of Membrane Distillation.” Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 50(2): 139–50.

Talavera, J.L.P., Ruiz, J.J.Q. 2001. “Identification of the mixing process in brine discharges carried out in Barranco del Toro Beach, South of Gran Canaria (Canary Islands).” *Desalination,* 139: 277-286.

Tang, F., Hu, H., Sun, L., Wu, Q., Jiang, Y. “Fouling of Reverse Osmosis Membrane for Municipal Wastewater Reclamation: Autopsy Results from a Full-Scale Plant.” Desalination, 349: 73–79.

Tang, F., Hu, H.Y., Sun, L.J., Sun, Y.X., Shi, N., Crittenden, J.C. 2016. “Fouling Characteristics of Reverse Osmosis Membranes at Different Positions of a Full-Scale Plant for Municipal Wastewater Reclamation.” Water Research, 90: 329–36.

Tang, W., Ng, H.Y. 2008. “Concentration of Brine by Forward Osmosis: Performance and Influence of Membrane Structure.” Desalination, 224(1–3): 143–53.

Tchobanoglous, G., Cotruvo, J., Crook J., McDonald E., Olivieri A., Salveson A., Trussell S. 2015. “Framework for Direct Potable Reuse” AWWA, WEF, NWRI, WR. USA.

Tenne, Abraham. 2010. “Sea Water Desalination in Israel: Planning, Coping with Difficulties, and Economic Aspects of Long-Term Risks.” *Israel Water authority, Ministry of Infrastructure* (October): 1–13.

TEPAV (2006). “Düzenleyici Etki Analizi-Kanun, Kanun Hükmünde Kararname, Tüzük, Yönetmelik ve Diğer Düzenlemelerde Uygulanması”. Türkiye Ekonomi Politikaları Araştırma Vakfı, Ankara.

The WateReuse Research Foundation, 2014. "Extraction of Valuable Materials from Reverse Osmosis Concentrate".

Tibbetts, J 2002. “Coastal Cities: Living on the Edge.” Environmental Health Perspectives, 110(11): 674–81.

Torquemada, F.Y. 2009. “Dispersion of Brine Discharge from Seawater Reverse Osmosis Desalination Plants.” *Journal of Desalination and Water Treatment* 5: 137–45.

Tow, E.W., McGovern, R.K., Lienhard V, J.H. 2015. “Raising Forward Osmosis Brine Concentration Efficiency through Flow Rate Optimization.” Desalination, 366: 71–79.

Tran, A.T.K., Zhang, Y., Jullok, N., Meesschaert, B., Pinoy, L., Van der Bruggen, B., 2012. “RO Concentrate Treatment by a Hybrid System Consisting of a Pellet Reactor and Electrodialysis.” Chemical Engineering Science, 79: 228–38.

Tunc, C.M., Groth, A.M. 2011. “Sustainable Integrated Membrane Contactor Process for Water Reclamation, Sodium Sulfate Salt and Energy Recovery from Industrial Effluent.” Desalination, 283: 187–92.

TÜİK. 2016. “TÜİK Haber Bültenleri: Sektörel Su ve Atıksu İstatistikleri, 2016.”

U.S. Bureau of Reclamation (USBR). 2003. “Southern California Water Recycling Projects Initiative Phase II, CA.”

U.S. Department of the Interior, Bureau of Reclamation, 2004. Treatment of Concentrate, Mickley & Associates.

U.S. Department of the Interior, Bureau of Reclamation, 2006a. Membrane Concentrate Disposal: Practices and Regulation (Second Edition), Final Report, Desalination and Water Purification Research and Development Program, Report No. 123, Mickley & Associates, USA.

U.S. Department of the Interior, Bureau of Reclamation, 2006b. Zero Discharge Seawater Desalination: Integrating the Production of Freshwater, Salt, Magnesium, and Bromine, Final Report, Desalination and Water Purification Research and Development Program, Report No. 111, Thomas A. Davis, University of South Carolina Research Foundation, USA.

Umar, Muhammad. 2014. "Treatment of Municipal Wastewater Reverse Osmosis Concentrate Using Oxidation by UV- Mediated Processes." Doctor of Philosophy (PhD), Civil, Environmental and Chemical Engineering, RMIT University.

United Nations Environment Programme (UNEP), 2008. Desalination Resource and Guidance Manual for Environmental Impact Assessments. Regional Office for West Asia, Manama, and World Health Organization, Regional Office for the Eastern Mediterranean, Cairo.

United States Environmental Protection Agency. 2009. "National Water Quality Inventory: Report RO Congress." *Water* (January): 43.

URS Australia. 2002. *Detailed Report: Economic and Technical Assessment of Desalination Technologies in Australia, with Particular Reference RO National Action Plan Priority Regions.*

US EPA 1986. "Quality Criteria for Water. http://water.epa.gov/scitech/swguidance/standards/criteria/aqlife/upload/2009_01_13_criteria_goldbook.pdf."

US EPA 1994. "Water Quality Standards Handbook, Second ed. EPA 823-B-94e005a, Washington, DC, USA. Available from: http://water.epa.gov/scitech/swguidance/standards/upload/2002_06_11_standards_handbook_handbooktoc.pdf."

USEPA. 2012. "Guidelines for Water Reuse. EPA/600/R-12/618." EPA/600/R-12/618 (September): 1–28.

Valero, D., García-García, V., Expósito, E., Aldaz, A., Montiel, V. 2015. "Application of Electrodialysis for the Treatment of Almond Industry Wastewater." Journal of Membrane Science, 476: 580–89.

Valero, F., Arbós, R. 2010. "Desalination of Brackish River Water Using Electrodialysis Reversal (EDR). Control of the THMs Formation in the Barcelona (NE Spain) Area." Desalination, 253(1–3): 170–74.

Valero, F., Barceló, A., Arbós, R. 2011. Electrodialysis Technology - Theory and Applications. In Desalination, Trends and Technologies, Schorr M (ed), InTech Publication.

Valladares Linares, R., Li, Z., Abu-Ghdaib, M., Wei, C.H., Amy, G., Vrouwenvelder, J.S. 2014. "Forward Osmosis Niches in Seawater Desalination and Wastewater Reuse." Water Research, 66(4): 122–39.

Valladares Linares, R., Li, Z., Abu-Ghdaib, M., Wei, C.H., Amy, G., Vrouwenvelder, J.S. 2013. "Water Harvesting from Municipal Wastewater via Osmotic Gradient: An Evaluation of Process Performance." Journal of Membrane Science, 447: 50–56.

Valladares Linares, R., Yangali-Quintanilla, V., Li, Z., Amy, G. 2011. "Rejection of Micropollutants by Clean and Fouled Forward Osmosis Membrane." Water Research, 45(20): 6737–44.

van der Bruggen, B., and Vandecasteele C.. 2002. "Distillation vs. Membrane Filtration: Overview of Process Evolutions in Seawater Desalination." Desalination, 143(3): 207–18.

van Houwelingen, G, Bond R., Seacord T., Fessler E. 2010. "Experiences with Pellet Reactor Softening as Pretreatment for Inland Desalination in the USA." Desalination and Water Treatment, 13(1–3): 259–66.

Varol, C., Uzal, N., Dilek, F.B., Kitis, M., Yetis, U. 2015. "Recovery of Caustic from Mercerizing Wastewaters of a Denim Textile Mill." Desalination and Water Treatment, 53(12): 3418–26.

Veolia. 2016. "Processes for Sea Water Desalination." http://www.veoliawatertech.com/nawatersytems/ressources/documents/1/20581, MultiEffectDistillation.pdf.

Verdier, F., Baten, R. 2010. "MENA Regional Water Outlook: Desalination Using Renewable Energy, Task 3-Concentrate Management, Study Report."

Vince, F., Marechal, F., Aoustin, E., Bréant, P. 2008. "Multi-Objective Optimization of RO Desalination Plants." Desalination, 222(1–3): 96–118.

von Gottberg, A.J.M., Persechino, J.M., Yessodi, A. 2005. "Integrated Membrane Systems for Water Reuse." *Ge Water Process Technologies Technical*.

Voutchkov, N. 2011. Management of Desalination Plant Concentrate. A SunCam Online Continuing Education Course, www.SunCam.com.

Voutchkov, Nikolay. 2011. "Overview of Seawater Concentrate Disposal Alternatives." *Desalination* 273(1): 205–19.

Wallis-Lage, C., Freeman, S., Steichen, M., Bates, J., Peries, I., McEvoy, J. 2008. "Water Is 'GOLD' in Brisbane: Reuse Relieves Water Supply Stress." *Water Technology* 3(4).

Water Corporation of Western Australia, 2006. An Environmental Literature Review and Position Paper for Reverse Osmosis Desalination Plant Discharges, Water Consultants Intl.

Water Reuse Association, 2011. Seawater Concentrate Management, White Paper, USA.

Wec, 2002. "Perth Metropolitan Desalination Proposal. Environmental Protection Statement Prepared by Welker Environmental Consultancy for Water Cooperation."

Wenten, I. G., and Khoiruddin. 2016. "Reverse Osmosis Applications: Prospect and Challenges." Desalination, 391: 112–25.

Westerhoff, P., Moon, H., Minakata, D., Crittenden, J. 2009. "Oxidation of Organics in Retentates from Reverse Osmosis Wastewater Reuse Facilities." Water Research, 43(16): 3992–98.

White Paper. 2011. WateReuse *Seawater Concentrate Management*.

Winger, A.G., Bodamer, G.W., Kunin, R. 1953. "Some Electrochemical Properties of New Synthetic Ion Exchange Membranes." Journal of the Electrochemical Society, 100: 178–84.

World Bank Group (1998) The Pollution Prevention and Abatement Handbook, Washington, DC. http://www.ifc.org/ifcext/enviro.nsf/Content/EnvironmentalGuidelines.

WWAP. 2017. "Wastewater: The Untapped Resource. UN World Water Development Report 2017."

WWF. 2014. "Türkiye'nin Su Riskleri Raporu. "

Xiao, Y., Chen, T., Hu, Y., Wang, D., Han, Y., Lin, Y., Wang, X. 2014. "Advanced Treatment of Semiconductor Wastewater by Combined MBR-RO Technology." Desalination, 336(1): 168–78.

Xu, P., Bellona, C., Drewes, J.E. 2010. "Fouling of Nanofiltration and Reverse Osmosis Membranes during Municipal Wastewater Reclamation: Membrane Autopsy Results from Pilot-Scale Investigations." Journal of Membrane Science, 353(1–2): 111–21.

Xu, Pei et al. 2013. "Critical Review of Desalination Concentrate Management, Treatment and Beneficial Use." *Environmental Engineering Science* 30(8): 502–14. http://online.liebertpub.com/doi/abs/10.1089/ees.2012.0348.

Xu, T. 2005. "Ion Exchange Membranes: State of Their Development and Perspective." Journal of Membrane Science, 263(1–2): 1–29.

Yangali-Quintanilla, V., Li, Z., Valladares, R., Li, Q., Amy, G. 2011. "Indirect Desalination of Red Sea Water with Forward Osmosis and Low Pressure Reverse Osmosis for Water Reuse." Desalination, 280(1–3): 160–66.

Yazıcı, Senem. 2012. "Elektrodiyaliz Bipolar Membran Proseslerin Tıkanma Mekanizması Ve Önleme Çalışmalarının Analizi: Sızıntı Suyu Örneği." ıldız Teknik Üniversitesi, Yüksek Lisans Tezi, İstanbul.

Yen, F.-C., You, S.-J., Chang, T.-C. 2016. "Performance of Electrodialysis Reversal and Reverse Osmosis for Reclaiming Wastewater from High-Tech Industrial Parks in Taiwan: A Pilot-Scale Study." Journal of Environmental Management, 187: 393–400.

Yigit, N.O., Harman, I., Civelekoglu, G., Koseoglu, H., Cicek, N., Kitis, M. 2008. "Membrane Fouling in a Pilot-Scale Submerged Membrane Bioreactor Operated under Various Conditions." Desalination, 231: 124–32.

York, R.J., Thiel, R.S., Beaudry E.G. 1999. "Full-Scale Experience of Direct Osmosis Concentration Applied RO Leachate Management." In 7. International Waste Management and Landfill Symposium, Sardinia.

Yurtsever, A., Cinar, O., Sahinkaya, E. 2016. "Treatment of Textile Wastewater Using Sequential Sulfate-Reducing Anaerobic and Sulfide-Oxidizing Aerobic Membrane Bioreactors." Journal of Membrane Science, 511: 228–37.

Zhang, J., Loong, W.L.C., Chou, S., Tang, C., Wang, R., Fane, A.G. 2012. "Membrane Biofouling and Scaling in Forward Osmosis Membrane Bioreactor." Journal of Membrane Science, 403–404: 8–14.

Zhang, Y., Ghyselbrecht, K., Meesschaert, B., Pinoy, L., Van der Bruggen, B. 2011. "Electrodialysis on RO Concentrate RO Improve Water Recovery in Wastewater Reclamation." Journal of Membrane Science, 378(1–2): 101–10.

Zhang, Y., Ghyselbrecht, K., Vanherpe, R., Meesschaert, B., Pinoy, L., Van der Bruggen, B., 2012. "RO Concentrate Minimization by Electrodialysis: Techno-Economic Analysis and Environmental Concerns." Journal of Environmental Management, 107: 28–36.

Zhao, C., Gu, P., Zhang, G. 2013. “A Hybrid Process of Powdered Activated Carbon Countercurrent Two-Stage Adsorption and Microfiltration for Petrochemical RO Concentrate Treatment.” Desalination 330: 9–15.

Zhao, S., Zou, L., Tang, C.Y., Mulcahy, D. 2012. “Recent Developments in Forward Osmosis: Opportunities and Challenges.” Journal of Membrane Science, 396: 1–21.

Zhou, M., Tan, Q., Wang, Q., Jiao, Y., Oturan, N., Oturan, M.A. 2012. “Degradation of Organics in Reverse Osmosis Concentrate by Electro-Fenton Process.” Journal of Hazardous Materials, 215–216: 287–93.

Zhou, T., Lim, T.T., Chin, S.S., Fane, A.G. 2011. “Treatment of Organics in Reverse Osmosis Concentrate from a Municipal Wastewater Reclamation Plant: Feasibility Test of Advanced Oxidation Processes With/without Pretreatment.” Chemical Engineering Journal, 166(3): 932–39.

EKLER

GEBZE TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
İSTANBUL MEDENİYET ÜNİVERSİTESİ
SÜLEYMAN DEMİREL ÜNİVERSİTESİ

ATIKSU GERİ KAZANIMINDA MEMBRAN UYGULAMALARI İÇİN KONSANTRE AKIM YÖNETİM MODELİ ve MEVZUAT UYGULAMA METODOLOJİSİ GELİŞTİRİLMESİ PROJESİ (MEMKON PROJESİ)

SONUÇ RAPORU

Ek:
A.B.D'deki Membran Tesisleri ve Konsantre Bertaraf Yöntemleri

PROJE SAHİBİ KURULUŞ:
T.C. ÇEVRE VE ŞEHİRCİLİK BAKANLIĞI

14 Mayıs 2018

Ek 2. A.B.D'deki Membran Tesisleri ve Konsantre Bertaraf Yöntemleri (Mickley and Associates, 2006)

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Barrow SAT	Barrow	MF/NF	İçme suyu	1363	1999	Yüzeysel Su	380	THMFP, Bulanıklık	Kanalizasyona deşarj
Dauphin Island Alabama	Dauphin Island	ASTO	İçme suyu	833	1997	Yeraltı suyu	737	Klorür	Kanalizasyona deşarj
Hightower Quarry Plant	Sylacauga	UF	İçme suyu	4050	2001	Yüzeysel Su			Yüzeysel sulara deşarj
Yuma Desalting Plant	Yuma	ASTO	İçme suyu	83270	1992	Yeraltı suyu		TÇK, Diğer	Yüzeysel sulara deşarj
Tolleson, AZ, City of	Tolleson	EDR	İçme suyu	3785	1993	Yüzeysel Su	900	TÇK	Kanalizasyona deşarj
Buckeye, Arizona, City of	Buckeye	EDR	İçme suyu	3407	1989	Yeraltı suyu	1850	TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Arizona State Prison Complex - Lewis	Buckeye	EDR	İçme suyu	3974	1998	Yeraltı suyu	1700	Florür, TÇK	Buharlaştırma Havuzu
Yuma Proving	Yuma	EDR	İçme suyu	2271	1986	Yeraltı suyu		Klorür, Florür, Sülfat	Kanalizasyona deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Anthem community SAT	Maricopa County	MF	İçme suyu	3785	1999	Yüzeysel Su	620	Diğer	Arazi Sulama
Anthem community AtıksuTP	Maricopa County	MP	Atıksu	1893	1999	Diğer		Diğer	Geri Kazanım
Fountain Hills Sanitary District Advanced WT Facility	Fountain Hills	MF	Atıksu	7570	2001	Diğer			Kanalizasyona deşarj
Scottsdale Water Campus	Scottsdale	MF/TO	Atıksu	45420	1999	Diğer			Geri Kazanım
City of Pine	Pine	NF	İçme suyu	151	1992	Yeraltı suyu		Biyolojik, Bulanıklık	Yüzeysel sulara deşarj
Glendale, AZ, City of	Glendale	UF	İçme suyu	3785	1999	Yüzeysel Su		THMFP	Kanalizasyona deşarj
I7th Street Desalter	Santa Ana	ASTO	İçme suyu	8706	1996	Yeraltı suyu	1500	Nitrat, TÇK	Kanalizasyona deşarj
Morro Bay, CA -Yeraltısuyu Arıtma Tesisi	Morro Bay	ASTO	İçme suyu	2271	1991	Yeraltı suyu			Kanalizasyona deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
San Luis Rey Desalter	Okyanusside	ASTO	İçme suyu	7570	1994	Yeraltı suyu	1700	TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Port Hueneme Water Agency	Oxnard	ASTO	İçme suyu	2763	1999	Yeraltı suyu	1000	Sertlik, TÇK	Kanalizasyona deşarj
West Basin Desalter	Torrance	ASTO	İçme suyu	4921	1993	Yeraltı suyu	3600	TÇK	Kanalizasyona deşarj
Tustin, CA, City of	Tustin	ASTO	İçme suyu	2271	1990	Yeraltı suyu	750	Nitrat, TÇK	Kanalizasyona deşarj
Sweetwater Authority	Chula Vista	ASTO	İçme suyu	15140	1999	Yeraltı suyu	2000	TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Monterra TO Su Arıtma Tesisi	Monterey	ASTO	İçme suyu	227	1997	Yeraltı suyu	900-1100	Demir, TÇK	Kanalizasyona deşarj
Menifee Basin Desalination Facility	Sun City	ASTO	İçme suyu	11355	2001	Yeraltı suyu	2600	TÇK,	Yüzeysel sulara deşarj
Temescal Desalter	Corona	ASTO	İçme suyu	56775	2001			TÇK	Kanalizasyona deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Goldsworthy Desalter	Torrance	ASTO	İçme suyu	9463	2001			TÇK	Kanalizasyona deşarj
Clayton Regency MHP	Clayton	ASTO	İçme suyu	121	1980	Yeraltı suyu		TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Water Factory 21- TO	Fountain Valley	ASTO	Yer altı suyu besleme	22710	1977	Diğer	935	-	Yüzeysel sulara deşarj
Port Hueneme Water Agency	Oxnard	EDR	İçme suyu	3785	1999	Yeraltı suyu	1000	Sertlik, TÇK	Kanalizasyona deşarj
Strawberry SAT	Placerville	MF	İçme suyu	500	1994	Yüzeysel Su		Biyolojik, Su İhtiyacı	Yüzeysel sulara deşarj
Saratoga Filter Plant	Saratoga	MF	İçme suyu	18925	1994	Yüzeysel Su	240	Bulanıklık	Kanalizasyona deşarj
Rancho Cucamonga SAT	Rancho Cucamonga	MF	İçme suyu	15140	1997	Yüzeysel Su		Biyolojik, Bulanıklık	Arazi Sulama
Bolinas SAT	Bolinas	MF	İçme suyu	606	1996	Yüzeysel Su		Bulanıklık	Kanalizasyona deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Van Damme State Park	Mendocino	MF	İçme suyu	114	1999	Yüzeysel Su		Biyolojik, Bulanıklık	Arazi Uygulamaları
Westside School SAT	Westside	MF	İçme suyu	72	1993	Yüzeysel Su		Bulanıklık	Arazi Sulama
Inverness First Valley SAT	Inverness	MF	İçme suyu	454	1996	Yüzeysel Su		Biyolojik, Bulanıklık	Arazi Uygulamaları
Gibson Canyon Water Treatment Plant	Vacaville	MF	İçme suyu	49205	2001	Yüzeysel Su	160	Biyolojik, Bulanıklık	Yüzeysel sulara deşarj
Bajamont Way Microfiltration Plant	Carmichael	MF	İçme suyu	83270	2001	Yüzeysel Su	16	Biyolojik, Bulanıklık, Su İhtiyacı	Kanalizasyona deşarj
Water Factory 21 - MF	Irvine	MF	Atıksu	1893	1994	Diğer		Bulanıklık, Su geri kazanımı	Yüzeysel sulara deşarj
Carson Regional Water Recycling Plant	Carson	MF/HO	Atıksu	18925	1999	Diğer		Su geri kazanımı	Kanalizasyona deşarj
Dublin San Ramon Atıksu Tesisi	Dublin	MF/TO	Atıksu	3785	1998	Diğer		Su geri kazanımı	Kanalizasyona deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Gene Pumping Station AtıksuTP	Parker Dam	MF/TO	Atıksu	72	1994	Yüzeysel Su		Bulanıklık	Kanalizasyona deşarj
El Segundo AtıksuTP	Los Angeles	MF/TO	Atıksu	12112	1980	Diğer		Su geri kazanımı	Kanalizasyona deşarj
Los Angeles, CA, City of	Los Angeles	MF/TO	Atıksu	18925	2001	Diğer	4050	Su geri kazanımı	Yüzeysel sulara deşarj
Livermore AtıksuTP	Livermore	MF/TO	Atıksu	3785	1997	Diğer		Su geri kazanımı	Geri Kazanım
West Basin Water Recycling Plant	El Segundo	MF/TO	Atıksu	9803	2000			Su geri kazanımı	Yüzeysel sulara deşarj
West Basin Water Recycling Plant #1	El Segundo,	MF/TO	Atıksu	28388	1997	Diğer	600 - 700	Su geri kazanımı	Yüzeysel sulara deşarj
Mobil Boiler Feed Plant	Torrance	MF/TO	Atıksu	14383	1999	Diğer	600 - 700	Su geri kazanımı	Kanalizasyona deşarj
Port Hueneme Water Agency	Oxnard	NF	İçme suyu	2914	1999	Yeraltı suyu	1000	Sertlik, TÇK	Kanalizasyona deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Deep Aquifer Treatment System (DATs)	Santa Ana	NF	İçme suyu	30280	2002	Yeraltı suyu	320	Renk, Diğer	Kanalizasyona deşarj
Morro Bay, CA – Deniz suyu Tesisi	Morro Bay	DSTO	İçme suyu	2271	1991	Okyanus			Yüzeysel sulara deşarj
Santa Catalina Isiand	Avalon	DSTO	İçme suyu	643	1980	Yüzeysel Su			Yüzeysel sulara deşarj
Marina Coast Water Disirict, California	Marina	DSTO	İçme suyu	1136	1997	Okyanus		Su İhtiyacı	Kuyu Enjeksiyonu
Gaviota Chevron	Goleta	DSTO	İçme suyu		1987	Okyanus		Diğer	Yüzeysel sulara deşarj
San Simeon Hurst Castle	San Simeon	DSTO	İçme suyu	151	1991	Okyanus			Yüzeysel sulara deşarj
City of Corona AtıksuTP	Corona	UF	Atıksu	3785	2001				Kanalizasyona deşarj
Las Animas, CO, City of	Las Animas	ASTO	İçme suyu	4466	1997	Yeraltı suyu	3500	Sertlik, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Brighton, City of	Brighton	ASTO	İçme suyu	15140	1993	Yeraltı suyu	550	Nitrat	Yüzeysel sulara deşarj
Pine Brook Water District	Boulder	MF	İçme suyu	908	1996	Yüzeysel Su		Biyolojik, Renk, Bulanıklık,	Geri Kazanım
Northwest Water Treatment Facility	Westminster	MF	İçme suyu	56775	2002	Yüzeysel Su		Biyolojik, Su İhtiyacı	Geri Kazanım
Roaring Fork SAT	Carbondale	MF	İçme suyu	3785	2002	Yeraltı suyu			Yüzeysel sulara deşarj
Lynn R, Morgan Water Treatment Facility	Erie	MF	İçme suyu	3785	2000	Yüzeysel Su	20-80		Yüzeysel sulara deşarj
Ft, Lupton	Ft, Lupton	MF	İçme suyu	18925	1997				Geri Kazanım
Lone Tree Creek AtıksuTP	Englewood	UF	Atıksu	9084	1997	Diğer			Geri Kazanım
Mashantucket Pequot Tribal Nation Mem, Filt, Plant	Mashantucket	MF	İçme suyu	10220	1996	Yeraltı suyu	260	Demir	Geri Kazanım

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Spruce Creek SAT	Daytona	ASTO	İçme suyu	1893	1995	Yeraltı suyu	650	TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Plantation, FL, City of	Plantation	ASTO	İçme suyu	22710	1997	Yeraltı suyu	325		Kuyu enjeksiyonu
Sarasota, FL, City of, TO Arıtma Tesisi	Sarasota	ASTO	İçme suyu	17033	1982	Yeraltı suyu	2050	TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Charlotte Harbor TO Tesisi	Harbor Heights	ASTO	İçme suyu	1893	1998	Yeraltı suyu	1700	TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Halifax Plantation TO Tesisi	Halifax Plantation	ASTO	İçme suyu	946	1998	Yeraltı suyu	692	TÇK	Tekrar Kullanım Sistemi
Bumt Store TO Tesisi	Punta Gorda	ASTO	İçme suyu	2120	1994	Yeraltı suyu	2120	TÇK	Kuyu enjeksiyonu
Venice, FL, City of	Venice	ASTO	İçme suyu	15140	1989	Yeraltı suyu	3000	Klorür, Sülfat	Yüzeysel sulara deşarj
Vero Beach, FL, City of, SAT	Vero Beach	ASTO	İçme suyu	12869	1992	Yeraltı suyu			Yüzeysel sulara deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Jupiter, FL, Town of	Jupiter	ASTO	İçme suyu	45420	1990	Yeraltı suyu	5000	TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Knight Island Utilities Inc,	Cape Haze	ASTO	İçme suyu	3407	1965	Yeraltı suyu	4000		Kuyu enjeksiyon
Tequesta, FL, Village of	Tequesta	ASTO	İçme suyu	4542	1999	Yeraltı suyu	4075	Klorür	Yüzeysel sulara deşarj
Melbourne SAT	Melbourne	ASTO	İçme suyu	24603	1995	Yeraltı suyu	1800	TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
South County TO Tesisi	Vero Beach	ASTO	İçme suyu	32437	1983	Yeraltı suyu	900	Klorür, Sertlik	Yüzeysel sulara deşarj
North Collier County, FL	Naples	ASTO	İçme suyu	75700	1993	Yeraltı suyu	600	TÇK	Kuyu enjeksiyonu
Gasparilla Island SAT	Placida	ASTO	İçme suyu	2839	1990	Yeraltı suyu	8500	TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Hollywood TO SAT	Hollywood	ASTO	İçme suyu	136260	1996	Yeraltı suyu	5000	Su İhtiyacı	Yüzeysel sulara deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Gasparilla Pines TO SAT	Englewood	ASTO	İçme suyu	379	1977	Yeraltı suyu	5000	TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Cape Coral, FL, City of	Cape Coral	ASTO	İçme suyu	56775	1976	Yeraltı suyu	1800	Klorür, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Englewood Water District TO Tesisi	Englewood	ASTO	İçme suyu	11355	1982	Yeraltı suyu	7000	Klorür	Kuyu enjeksiyon
Marco Island TO Tesisi	Marco Island	ASTO	İçme suyu	22710	1992	Yeraltı suyu	6665	TÇK	Kuyu enjeksiyonu
Greater Pine Island TO Tesisi	Bokeelia	ASTO	İçme suyu	5678	1993	Yeraltı suyu	1650	Klorür, TÇK	land - pereolation pond
Indian Harbor Estates	Deland	ASTO	İçme suyu	144	1974	Yeraltı suyu		Klorür, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Joes Point Homeowners Association	Stuart	ASTO	İçme suyu	454	1979	Yeraltı suyu		Klorür, Sodyum, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Kings Gate Club	Nokomia	ASTO	İçme suyu	189	1978	Yeraltı suyu		Klorür, Sodyum, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Kings Gate RV Park	Nokomia	ASTO	İçme suyu	151	1975	Yeraltı suyu		Klorür, Sodyum, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Kingston Shores	Ormond Beach	ASTO	İçme suyu	227	1972	Yeraltı suyu		Klorür, TÇK	Arazi Uygulamaları
Lake Tippecanoe	Sarasota	ASTO	İçme suyu	114	1984	Yeraltı suyu		Radyum, Sülfat, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Lake Village MHP	Nokomia	ASTO	İçme suyu	189	1976	Yeraltı suyu		Klorür, TÇK	Arazi Uygulamaları
Martin County Utilities	Jenson Beach	ASTO	İçme suyu	5678	1993	Yeraltı suyu		Klorür, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Miller Plant		ASTO	İçme suyu	95	1992	Yeraltı suyu		Klorür, TÇK	Kanalizasyona deşarj
Miramar Property Owners Association	Jenson Beach	ASTO	İçme suyu	273	1981	Yeraltı suyu		Klorür, Sodyum, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Myakka River State Park	Sarasota	ASTO	İçme suyu	174	1978	Yeraltı suyu		Sülfat	Buharlaştırma havuzu

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
North Beach	Wabasso	ASTO	İçme suyu	5678	1984	Yeraltı suyu		Klorür, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Sanibel Island SAT	Sanibel	ASTO	İçme suyu	17790	1981	Yeraltı suyu	3000	TÇK	Kuyu enjeksiyon
Prineville Water Treatment Facilities	Port St, Lucie	ASTO	İçme suyu	15140	1999	Yeraltı suyu	2220	Renk, THMFP, Su İhtiyacı	Kuyu enjeksiyonu
City of Palm Bay SAT	Palm Bay	ASTO	İçme suyu	5678	2000	Yeraltı suyu	3100	Klorür	Kanalizasyona deşarj
Golden Gate SAT	Naples	ASTO	İçme suyu	946	2000			THMFP	Kanalizasyona deşarj
Hastings SAT	Hastings	ASTO	İçme suyu	833	1996	Yeraltı suyu			Yüzeysel sulara deşarj
Royal Palm Beach SAT	Royal Palm Beach	ASTO	İçme suyu	5678	1994	Yeraltı suyu			Kuyu enjeksiyonu
Alligator Utilities, Inc,	Punta Gorda	ASTO	İçme suyu	151	1978	Yeraltı suyu		Klorür, Sodyum, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Aquarina Development	S, Melbourne Beach	ASTO	İçme suyu	454	1984	Yeraltı suyu		Sülfat	Yüzeysel sulara deşarj
Beverly Beach		ASTO	İçme suyu	208	1986	Yeraltı suyu		Klorür, Sodyum, TÇK	Kanalizasyona deşarj
Bocilla Utilities, Inc,	Englewood	ASTO	İçme suyu	114	1985	Yeraltı suyu		Klorür, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Burnt Store Colony	Punta Gorda	ASTO	İçme suyu	227	1981	Yeraltı suyu		Sodyum, TÇK	Arazi Uygulamaları
Bumt Store Utilities	Port Charlotte	ASTO	İçme suyu	757	1981	Yeraltı suyu		Klorür, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Camelot Lakes MHP	Sarasota	ASTO	İçme suyu	757	1980	Yeraltı suyu		TÇK	Buharlaştırma Havuzu
Casadel Mar MHP	Punta Gorda	ASTO	İçme suyu	91	1984	Yeraltı suyu		TÇK	Buharlaştırma
Dixon Ticonderoga	Maitland	ASTO	İçme suyu	568	1972	Yeraltı suyu		Klorür, Sülfat, TÇK	Arazi Uygulamaları

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Eagle Point Homeowners Inc,	Punta Gorda	ASTO	İçme suyu	121	1974	Yeraltı suyu		Radyum, Sülfat	Yüzeysel sulara deşarj
Acme Improvement District	W, Palm Beach	ASTO	İçme suyu	6435	1990	Yeraltı suyu		Klorür, Renk, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Ft Pierce Jai Alai	Ft Pierce	ASTO	İçme suyu	227	1974	Yeraltı suyu		Klorür, Demir, TÇK	Kanalizasyona deşarj
Bay Lake Estates MHP	Nokomis	ASTO	İçme suyu	189	1989	Yeraltı suyu		Klorür, Sodyum, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Ft Pierce Utilities Authority	Ft Pierce	ASTO	İçme suyu	11355	1994	Yeraltı suyu		Klorür, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Harbor Beach	Ft, Pierce	ASTO	İçme suyu	189	1978	Yeraltı suyu		Renk, TÇK, Bulanıklık	Arazi Uygulamaları
Holiday Pines Service Corporation	Ft Pierce	ASTO	İçme suyu	693	1989	Yeraltı suyu		Sodyum, TÇK	Arazi Uygulamaları
Hunters Creek	Punta Gorda	ASTO	İçme suyu	170	1991	Yeraltı suyu		Klorür, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Imperial Harbor	Bonita Springs	ASTO	İçme suyu	182	1980	Yeraltı suyu		Klorür, Sodyum, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
North Beach Utilities	St, Augustine	ASTO	İçme suyu	643	1992	Yeraltı suyu		Sülfat, TÇK	Arazi Uygulamaları
Ocean Towers	Jensen Beach	ASTO	İçme suyu	454	1981	Yeraltı suyu			Yüzeysel sulara deşarj
Pelican Point	Vero Beach	ASTO	İçme suyu	151	1983	Yeraltı suyu			Kanalizasyona deşarj
Princess Condominium Association	Jensen Beach	ASTO	İçme suyu			Yeraltı suyu			Yüzeysel sulara deşarj
Rivers Edge	Vero Beach	ASTO	İçme suyu	129	1990	Yeraltı suyu		Klorür, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Rotunda West Utilities	Placida	ASTO	İçme suyu	1136	1971	Yeraltı suyu		Klorür, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
South Brevard Water Coop	Melbourne Beach	ASTO	İçme suyu	379	1988	Yeraltı suyu		Klorür, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Sailfish Point Utility Corporation	Stuart	ASTO	İçme suyu	946	1980	Yeraltı suyu		Klorür, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
South Waterfront Village	Deland	ASTO	İçme suyu	95	1977	Yeraltı suyu		Klorür, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
South bay Utilities	Sarasota	ASTO	İçme suyu	757	1975	Grpund		Klorür, Sülfat, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Spanish Lake Fairways	Port St Lucie	BRÜ	İçme suyu						Yüzeysel sulara deşarj
Spanish Lakes, MHP	Nakomia	ASTO	İçme suyu	360	1975	Yeraltı suyu		Sertlik, TÇK	Kanalizasyona deşarj
Sun and Fun Resort Inc,	Sarasota	ASTO	İçme suyu	367	1984	Yeraltı suyu		Radyum, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Terra Mar Village	Edgewater	ASTO	İçme suyu	98	1972	Yeraltı suyu		TÇK	Arazi Uygulamaları
Useppa Inn and Dock Company	Pineland	ASTO	İçme suyu	151	1978	Yeraltı suyu		Klorür, Sertlik, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Venice Garden Utilities	Venice	ASTO	İçme suyu	7002	1984	Yeraltı suyu		TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Venice Ranch MH Estates	Venice	ASTO	İçme suyu	136	1980	Yeraltı suyu		Klorür, Sodyum, TÇK	Arazi Uygulamaları
Windward Isles MHP	Sarasota	ASTO	İçme suyu	98	1982	Yeraltı suyu		Sertlik, TÇK	Arazi Uygulamaları
South Shores Utility Association	Melbourne Beach	ASTO	İçme suyu	189	1985	Yeraltı suyu		TÇK	Kanalizasyona deşarj
Countryside North	Vero Beach	ASTO	İçme suyu	405	1984	Yeraltı suyu		Klorür, TÇK	Arazi Uygulamaları
Flagler by the Sea		ASTO	İçme suyu	95	1988	Yeraltı suyu		Klorür, TÇK	Kanalizasyona deşarj
Indian River Correctional Irıstitution	Vero Beach	ASTO	İçme suyu	132	1992	Yeraltı suyu		Klorür, TÇK	Kanalizasyona deşarj
Loxahatchee Grove Elementary	West Palm Beach	ASTO	İçme suyu	151	1987	Yeraltı suyu		Klorür, TÇK	Arazi Uygulamaları

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Marineland	Marineland	ASTO	İçme suyu	379	1974	Yeraltı suyu		Klorür, Sülfat, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Marsh Island Condos	Vero Beach	ASTO	İçme suyu	151	1984	Yeraltı suyu			Yüzeysel sulara deşarj
Island Water Association	Sanibel	ASTO	İçme suyu	16351	1980	Yeraltı suyu		TÇK	Kuyu enjeksiyonu
Hutchinson Island - Marriott	Stuart	ASTO	İçme suyu	1514	1976	Yeraltı suyu			Arazi Uygulamaları
Sarasota County Utilities - Plantation	Sarasota	ASTO	İçme suyu	1893	1984	Yeraltı suyu		Sülfat, TÇK	Kuyu enjeksiyonu
Sarasota County Utilities - Sorento	Sarasota	ASTO	İçme suyu	3407	1973	Yeraltı suyu		Sülfat, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Indian River Plantation	Stewart	ASTO	İçme suyu	1136	1977	Yeraltı suyu		Sertlik, TÇK	Arazi Uygulamaları
T, Mabry Carlton EDR Facility	Venice	EDR	İçme suyu	45420	1995	Yeraltı suyu	1100	Sülfat	Kuyu enjeksiyonu

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Fort Myers, FL, City of SAT	Fort Myers	NF	İçme suyu	45420	1992	Yüzeysel Su		THMFP	Arazi Sulama
Cooper City SAT	Cooper City	NF	İçme suyu	11355	1998	Yeraltı suyu	500	Renk, Organikler (TOC), THMFP, Diğer	Kuyu enjeksiyonu
Miramar West Plant	Miramar	NF	İçme suyu	17033	1995	Yeraltı suyu	420	Su İhtiyacı	Kuyu enjeksiyon
Plantation, FLYVTP	Plantation	NF	İçme suyu	45420	1991	Yeraltı suyu		Renk Demir, TÇK	Kuyu enjeksiyonu
Hollywood NF SAT	Hollywood	NF	İçme suyu	136260	1995	Yeraltı suyu	500	Renk, Bulanıklık	Kanalizasyona deşarj
Boynton Beach West SAT	Boynton Beach	NF	İçme suyu	30280	1994	Yeraltı suyu		Diğer	Kuyu enjeksiyonu
IRCUD/Hobart Park TO SAT	Vero Beach	NF	İçme suyu	26495	1997	Yeraltı suyu	1250	Klorür, Su İhtiyacı	Yüzeysel sulara deşarj
Tropical Farms SAT	Stuart	NF	İçme suyu	5678	1996	Yeraltı suyu			Tekrar Kullanım Sistemi

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Palm Beach County Membrane Softening SAT #3	Dolay Beach	NF	İçme suyu	35201	1996	Yeraltı suyu			Kuyu enjeksiyon
*Palm Beach County *9 SAT - Sandlefoot Cove*	Boca Raton	NF	İçme suyu	87055	2001	Yeraltı suyu	422		Kuyu enjeksiyon
City of Sunrise Sawgrass Membrane Softening SAT	Sunrise	NF	İçme suyu	45420	2002	Yeraltı suyu	500		Kuyu enjeksiyon
Gulf Utilities (Corkscrew)	Ft Meyers	NF	İçme suyu	1893	1991	Yeraltı suyu		Sertlik, Demir	Arazi Uygulamaları
Palm Beach Park of Commerce	W Palm Beach	NF	İçme suyu	681	1988	Yeraltı suyu		Kalsiyum, Demir, TÇK	Arazi Uygulamaları
St Lucie West Service District	Port St Lucie	NF	İçme suyu	3785	1988	Yeraltı suyu		Renk, Demir, Sertlik, Organikler (TOC)	Kanalizasyona deşarj
City of Wauchula	Wauchula	NF	İçme suyu	1211	1990	Yeraltı suyu		Sülfat, TÇK	Kanalizasyona deşarj
City of Wellington	Wellington	NF	İçme suyu	17033	1990	Yeraltı suyu			Kuyu enjeksiyon

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Stock Island TO Tesisi	Stock Island	DSTO	İçme suyu	7570	2000	Yeraltı suyu			Kuyu enjeksiyon
Marathon TO Tesisi	Marathon	DSTO	İçme suyu	3785	2000	Yeraltı suyu			Kuyu enjeksiyon
Florida Keys Aquaduct Authority	Key West	DSTO	İçme suyu	11355	1980	Okyanus			Yüzeysel sulara deşarj
Marco Island Lime Softening SAT	Marco Island	UF	İçme suyu	6321	2000			Su İhtiyacı	Kanalizasyona deşarj
Nuuanu Lower Aerator	Honolulu	MF	İçme suyu	7570	1999	Yeraltı suyu		Biyolojik, Bulanıklık	Kanalizasyona deşarj
Lahaina SAT	Kahului	MF	İçme suyu	10220	1997	Yüzeysel Su		Biyolojik, Bulanıklık	Arazi Uygulamaları
Olinda Water Treatment Facility	Kahului	MF	İçme suyu	9463	1998	Yüzeysel Su		Bulanıklık	Arazi Sulama
Kamole Water Treatment Facility	Kahului	MF	İçme suyu	37850	1998	Yüzeysel Su		Bulanıklık	Arazi Sulama

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Honolulu	Honolulu	MF	Atıksu	37850	2000				Yüzeysel sulara deşarj
Manson, IA, City of	Manson	ASTO	İçme suyu	757	1992	Yeraltı suyu	760	Florür	Yüzeysel sulara deşarj
Laurens, IA, City ol	Laurens	ASTO	İçme suyu	1310	1989	Yeraltı suyu	1478	Sertlik, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
City of Olda	Olda	ASTO	İçme suyu	49	1988	Yeraltı suyu		Radyum	Yüzeysel sulara deşarj
Alta, Iowa, City of	Alta	EDR	İçme suyu	1635	1997	Yeraltı suyu	1400	Sertlik	Kanalizasyona deşarj
Mt, Pleasant, IA, City of	Mount Pleasant	EDR	İçme suyu	15783	1999	Yeraltı suyu	1800	Radyum	Yüzeysel sulara deşarj
Washington, IA, City of	Washington	EDR	İçme suyu	6813	1992	Yeraltı suyu	1200	Radyum	Yüzeysel sulara deşarj
City of Sully	Sully	NF	İçme suyu	326	1988	Yeraltı suyu		Radyum	Yüzeysel sulara deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Mullan SAT	Mullan	UF	İçme suyu	2271	1999			Bulanıklık, Diğer	Arazi Uygulamaları
Wallace SAT		UF	İçme suyu	6435	1999			Bulanıklık, Diğer	Arazi Uygulamaları
Minonk, IL, City of	Minonk	ASTO	İçme suyu	871	1993	Yeraltı suyu	1600	Florür, Radyum	Kanalizasyona deşarj
Wenona, IL, City of	Wenona	ASTO	İçme suyu	757	1991	Yeraltı suyu	1150	Radyum	Kanalizasyona deşarj
Elmwood, IL, City of	Elmwood	ASTO	İçme suyu	1514	1993	Yeraltı suyu	2000	Radyum	Kanalizasyona deşarj
Toluca, IL, City of	Toluca	ASTO	İçme suyu	1514	1992	Yeraltı suyu	1500	Radyum	Kanalizasyona deşarj
Dupage County, Illinois - TO	Darien	ASTO	İçme suyu	4360	1989	Yeraltı suyu	800	Sertlik, Demir, TÇK	Kanalizasyona deşarj
Village of Odell SAT	Odell	ASTO	İçme suyu	643	1999	Yeraltı suyu	1400	Sertlik, Radyum, TÇK	Kanalizasyona deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Itasca, IL, City of	Itasca	NF	İçme suyu	545	1997	Yeraltı suyu		Sertlik, Demir	Kanalizasyona deşarj
Dupage County, Illinois - NF	Darien	NF	İçme suyu	5810	1998	Yeraltı suyu	800	Sertlik, Demir	Kanalizasyona deşarj
Chenoa, IL, City of	Chenoa	NF	İçme suyu	1325	1992	Yeraltı suyu		Florür, Radyum	Kanalizasyona deşarj
Abilene, KS, City of	Abilene	ASTO	İçme suyu	12112	1998	Yeraltı suyu		Biyolojik, Nitrat	Yüzeysel sulara deşarj
Parsons SAT	Parsons	UF	İçme suyu	11355	2001	Yüzeysel Su			Yüzeysel sulara deşarj
Spectacle Pond Water Purification Facility	Little ton	UF	İçme suyu	5678	1998	Yeraltı suyu		Demir, Diğer	Yüzeysel sulara deşarj
Crystal Lake SAT	Gardner	UF	İçme suyu	11355	2001	Yüzeysel Su			Kanalizasyona deşarj
Seekonk Water Treatment Facility	Seekonk	UF	İçme suyu	16276	2001	Yeraltı suyu		Florür, Demir, Diğer	Geri Kazanım

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Mackinac İsland SAT	Mackinac Island	MF	İçme suyu	10220	1997	Yüzeysel Su		Bulanıklık	Yüzeysel sulara deşarj
Marquet1e SAT	Marquette	MF	İçme suyu	26495	1997	Yüzeysel Su	60	Diğer	Yüzeysel sulara deşarj
Linwood Metropolitan Water Treatment Plant	Linwood	MF	İçme suyu	852	1999	Yüzeysel Su		Bulanıklık	Yüzeysel sulara deşarj
Algonac Water Filtration Plant	Saint Claire	MF	İçme suyu	7570	1999	Yüzeysel Su		Biyolojik, Bulanıklık,	Kanalizasyona deşarj
Fayette State Park SAT	Fayette	MF	İçme suyu	114	1997	Yeraltı suyu		Biyolojik	Septik Tank
Caseville SAT	Caseville	MF	İçme suyu	7570	1999	Yüzeysel Su			Yüzeysel sulara deşarj
East China SAT	China	UF	İçme suyu	10220	2001	Yüzeysel Su			Kanalizasyona deşarj
Nevada, MO, City of	Nevada	ASTO	İçme suyu	4921	1984	Yeraltı suyu	1200	Radyum	Yüzeysel sulara deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Cass County Water District #7	Freeman	UF	İçme suyu	3785	1999				Geri Kazanım
Marysville SAT	Marysville	UF	İçme suyu	18925	2002	Yüzeysel Su			Yüzeysel sulara deşarj
Circle, MT, City of	Ci rcle	ASTO	İçme suyu	1249	1997	Yeraltı suyu	1150	Florür, Sodyum	Kanalizasyona deşarj
Froid, MT, Town of	Froid	ASTO	İçme suyu	273	1996	Yeraltı suyu	2072	TÇK, THMFP	Kanalizasyona deşarj
Richey, Montana, Town of	Richey	ASTO	İçme suyu	3270	1999	Yeraltı suyu	1450	Klorür, Renk, Florür, Bulanıklık	Kanalizasyona deşarj
Dare County, NC - Rodanthe	Rodanthe	ASTO	İçme suyu	3785	1996	Yeraltı suyu	1300	Nitrat, Sodyum, TÇK, THMFP	Yüzeysel sulara deşarj
Hatteras Island, NC	Buxton	ASTO	İçme suyu	7570	2000	Yeraltı suyu	13200	Klorür, Sodyum	Yüzeysel sulara deşarj
Dare County, NC - North	Kili Devil Hills	ASTO	İçme suyu	11355	1989	Yeraltı suyu	4360	TÇK, Su İhtiyacı	Yüzeysel sulara deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Hyde County, NC - Fairfield	Swan Quarter	ASTO	İçme suyu	1090	1995	Yeraltı suyu	1000	THMFP	Yüzeysel sulara deşarj
Ocracoke, NC, City of	Ocracoke	ASTO	İçme suyu	1635	1977	Yeraltı suyu	3600	Su İhtiyacı	Yüzeysel sulara deşarj
Hyde County, NC - Ponzer	Swan Quarter	ASTO	İçme suyu	1628	1992	Yeraltı suyu	500	THMFP	Yüzeysel sulara deşarj
Villages at Ocean Hill, NC	Kitty Hawk	ASTO	İçme suyu	303	1990	Yeraltı suyu		Demir	Kanalizasyona deşarj
West Jefferson SAT	West Jefferson	MF	İçme suyu	454	1998	Yeraltı suyu		Biyolojik, Bulanıklık	Kanalizasyona deşarj
Gwinner, ND, City of	Gwinner	ASTO	İçme suyu	1196	1990	Yeraltı suyu		Sodyum, TÇK	Kanalizasyona deşarj
Rolla, ND	Rolla	ASTO	İçme suyu	757	1993	Yeraltı suyu	1465	Sülfat	Kanalizasyona deşarj
Alexander, ND, City of	Alexander	ASTO	İçme suyu	379	1995	Yeraltı suyu	1370	Florür	Yüzeysel sulara deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Grand Forks Trail SAT	Grand Forks	NF	İçme suyu	6813	1997	Yeraltı suyu	400	Biyolojik, Sertlik	Yüzeysel sulara deşarj
Creighton, NE, City of	Creighton	ASTO	İçme suyu	2180	1993	Yeraltı suyu	520	Nitrat	Yüzeysel sulara deşarj
Elmwood, NE, City of	Elmwood	ASTO	İçme suyu	757	1995	Yeraltı suyu	350	Nitrat	Kanalizasyona deşarj
Cape May, NJ, City of	Cape May	ASTO	İçme suyu	7570	1998	Yeraltı suyu	2100	Klorür, Sodyum, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Nevada Lake Mead Overton Beach wtp - MF	Boulder City	MF	İçme suyu	416	2000	Yüzeysel Su		THMFP, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Minden, NV, City of	Minden	MF	İçme suyu	4731	1997	Yüzeysel Su		Biyolojik, Bulanıklık	Kanalizasyona deşarj
Nevada Lake Mead Echo Bav SAT - MF	Boulder City	MF	İçme suyu	795	2000	Yüzeysel Su		Organikler (TOC), TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Nevada Lake Mead Overton Beach SAT - NF	Boulder City	MF/NF	İçme suyu	416	2000	Yüzeysel Su		TÇK, THMFP	Yüzeysel sulara deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Nevada Lake Mead Echo Bay SAT - NF	Boulder City	MF/NF	İçme suyu	795	2000	Yüzeysel Su		TÇK, THMFP	Yüzeysel sulara deşarj
Julius Ponds Service Area - NY Thruway Authority	E, Syracuse	EDR	İçme suyu	151	1973			Kalsiyum, Demir, Sülfat	Kanalizasyona deşarj
White Plains SAT	white Plains	MF	İçme suyu	6056	1999	Yüzeysel Su		Bulanıklık	Yüzeysel sulara deşarj
Pine Hill AtıksuTP	Pine Hill	MF	Atıksu	4883	1998	Diğer		Biyolojik	Yüzeysel sulara deşarj
Grand Gorge AtıksuTP	Grand Gorge	MF	Atıksu	1893	1998	Diğer		Biyolojik	Geri kazanım
Margaretville Surface Treatment Plant	Downsville	MF	Atıksu	1817	1999	Diğer		Biyolojik	Yüzeysel sulara deşarj
Tannersville AtıksuTP	Tannersville	MF	Atıksu	3028	1998	Diğer		Biyolojik	Yüzeysel sulara deşarj
Huber Ridge TO Su Arıtma Tesisi	Westerville	ASTO	İçme suyu	4542	1997	Yeraltı suyu	650	Sertlik, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Foss, Oklahoma, City of	Foss	ED	İçme suyu	10598	1974	Yüzeysel Su	1200	Kalsiyum	Yüzeysel sulara deşarj
Lucien SAT	Lucien	MF	İçme suyu	454	1997	Yüzeysel Su		Bulanıklık	Buharlaştırma Havuzu
Mt, Pleasant, SC TO Tesisi #2	Mount Pleasant	ASTO	İçme suyu	6283	1991	Yeraltı suyu	1200	Florür, Sodyum, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Mt, Pleasant, SC TO Tesisi #1	Mount Pleasant	ASTO	İçme suyu	4504	1991	Yeraltı suyu	1200	Florür, Sodyum, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Isle of Palms, SC	Isle of Palms	ASTO	İçme suyu	4164	1993	Yeraltı suyu	2000	Florür	Yüzeysel sulara deşarj
Mt, Pleasant, SC TO Tesisi #3	Mount Pleasant	ASTO	İçme suyu	12188	1991	Yeraltı suyu	1200	Florür, Sodyum, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
South Island Public Service District TO SAT	South Island	ASTO	İçme suyu	5678	2001				Yüzeysel sulara deşarj
Georgetown County Water & Sewer Distr,	Georgetown	EDR	İçme suyu	719	1991	Yeraltı suyu		Florür	Kanalizasyona deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Haciendas Del Norte	El Paso	ASTO	İçme suyu	303	1963	Yeraltı suyu	1500	TÇK	Buharlaştırma Havuzu
Big Bend Motor Inn, Terlingua, TX	Terlingua	ASTO	İçme suyu	189	1989	Yeraltı suyu	2900	Kalsiyum, Magnezyum, Sodyum, Sülfat, TÇK	Buharlaştırma Havuzu
River Oaks Ranch, TX	Dallas	ASTO	İçme suyu	288	1969	Yeraltı suyu	1500	Sülfat, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Esperanza, TX	Espe ranza	ASTO	İçme suyu	218	1094	Yeraltı suyu	1100	TÇK	Buharlaştırma Havuzu
Sportsmans World, TX	Strawn	ASTO	İçme suyu	545	1982	Yüzeysel Su	2500	Klorür, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Ft, Stockton, TX, City of	Ft, Stockton	ASTO	İçme suyu	11355	1997	Yeraltı suyu	1400	Klorür, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
City of Kenedy YVTP	Kenedy	ASTO	İçme suyu	2725	1995	Yeraltı suyu	1300	Klorür, TÇK, Diğer	Yüzeysel sulara deşarj
City of Robinson SAT	Robinson	ASTO	İçme suyu	7570	1994	Yüzeysel Su	600	TÇK	Yüzeysel sulara deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
City of Seymour - TO Tesisi	Seymour	ASTO	İçme suyu	11355	2000	Yeraltı suyu	772	Sertlik, nilrate	Yüzeysel sulara deşarj
Valley MUD #2 R/O Plant	Rancho Viejo	ASTO	İçme suyu	946	2000	Yeraltı suyu	2700	TÇK, Su İhtiyacı	Yüzeysel sulara deşarj
Bayside	Bayside	ASTO	İçme suyu	95	1992	Yeraltı suyu		Demir, Sodyum, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Butterfield Water Systems Inc,	Pottsboro	ASTO	İçme suyu	151	1992	Yeraltı suyu		Klorür, Florür, TÇK	Buharlaştırma Havuzu
Chemical waste Management	Port Arthur	ASTO	D W	250	1989	Diğer		Sertlik, Sodyum, TÇK	Arazi Uygulamaları
Los Ybanez	Los Ybanez	ASTO	İçme suyu	83	1991	Yeraltı suyu		Florür, Nitrat	Buharlaştırma Havuzu
Harlingen Waterworks System	Harlingen	ASTO	Atıksu	15140	1999	Diğer	1200	Su geri kazanımı	Yüzeysel sulara deşarj
Oak Trail Shores, TX	Dallas	EDR	İçme suyu	545	1985	Yüzeysel Su		TÇK	Yüzeysel sulara deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Granbury, TX, City of	Granbury	EDR	İçme suyu	2347	1984	Yüzeysel Su	1800	Sodyum	Yüzeysel sulara deşarj
Sherman, TX, City of	Sherman	EDR	İçme suyu	22710	1993	Yüzeysel Su	1200	THMFP	Kanalizasyona deşarj
Dell City, Texas	Dell City	EDR	İçme suyu	379	1996	Yeraltı suyu	1450	Kalsiyum, Sülfat	Arazi Sulama
Lake Granbury, TX	Granbury	EDR	İçme suyu	28388	1989	Yüzeysel Su	1200	Klorür, Sülfat, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
San Patricio Municipal Water District Plant C	Ingleside	MF	İçme suyu	28388	2000	Yüzeysel Su	301	Bulanıklık, Diğer	Yüzeysel sulara deşarj
Travis County Water District #17 SAT	Travis County	MF	İçme suyu	7570	2002			Biyolojik	Geri kazanım
Bexar Met, Devel, Corp, Water Production Facility	Von Ormy	UF	İçme suyu	34065	1999	Yüzeysel Su	350	Biyolojik, Su İhtiyacı	Geri Kazanım
Georgetown Utility System South Side SAT	Georgetown	UF	İçme suyu	11355	2000				Kanalizasyona deşarj

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Castle Dale SAT	Castle Dale	MF	İçme suyu	4542	1999	Yüzeysel Su	250	Biyolojik, Bulanıklık	Yüzeysel sulara deşarj
Chesapeake, VA, City of; TFC Plant	Chesapeake	ASTO	İçme suyu	18925	1998	Yeraltı suyu	7000	Klorür, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Newport News, VA, City of	Newport News	ASTO	İçme suyu	21575	1998	Yeraltı suyu	2900	TÇK, florür	Yüzeysel sulara deşarj
Chesapeake, VA, City of; CTA Plant	Chesapeake	ASTO	İçme suyu	18925	1999	Yüzeysel Su	1500	TÇK, THMFP	Yüzeysel sulara deşarj
Suffolk, VA, City of	Suffolk	EDR	İçme suyu	14194	1990	Yeraltı suyu	475	Florür	Yüzeysel sulara deşarj
Rural Retreat SAT	Rural Retreat	MF	İçme suyu	1893	1998	Yeraltı suyu		Biyolojik, Bulanıklık	Yüzeysel sulara deşarj
Schuyler SAT	Lovingston	MF	İçme suyu	303	1994	Yeraltı suyu		Bulanıklık	Yüzeysel sulara deşarj
High Point SAT	Moneta	MF	İçme suyu	227	1998	Yeraltı suyu		Biyolojik, Bulanıklık	Arazi Uygulamaları

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
Vista Corporation Park SAT	Finscastle	MF	İçme suyu	227	1999	Yeraltı suyu		Bulanıklık	Kanalizasyona deşarj
New Market, VA, Town ol	New Market	MF	İçme suyu	4466	1998	Yeraltı suyu		Biyolojik, Bulanıklık	Yüzeysel sulara deşarj
Coles Run SAT	Verona	MF	İçme suyu	3785	1998	Yüzeysel Su		Biyolojik, Bulanıklık	Arazi Uygulamaları
Giles County Public Service Authority SAT	Pearisburg	MF	İçme suyu	7570	1999	Yeraltı suyu		Su İhtiyacı	Yüzeysel sulara deşarj
Town of Dayton SAT	Dayton	MF	İçme suyu	13248	1999	Yeraltı suyu		Biyolojik, Bulanıklık	Kanalizasyona deşarj
Town of Chilhowie	Abingdon	UF	İçme suyu	9463	1999	Yeraltı suyu		Biyolojik, Bulanıklık	Yüzeysel sulara deşarj
Coupeville	Coupeville	EDR	İçme suyu	1098	1978	Yeraltı suyu		Sertlik, TÇK	Yüzeysel sulara deşarj
Aberdeen, WA, City of	Aberdeen	MF	İçme suyu	28388	1999	Yüzeysel Su		Biyolojik, Bulanıklık	Arazi Sulama

Tesis İsmi	Şehir	Tesis Tipi	Tesis Kategorisi	Tasarım Kapasitesi (m^3/gün)	İşletime Alma	Su Kaynağı	Besleme Suyu TÇK (mg/L)	Arıtma Nedeni	Konsantre Bertarafı
City of Southbend SAT	Raymond	MF	İçme suyu	3407	2000	Yüzeysel Su	<150	Bulanıklık, Diğer	Yüzeysel sulara deşarj
Kenosha SAT	Kenosha	MF	İçme suyu	60560	1998	Yüzeysel Su		Biyolojik, Bulanıklık	Kanalizasyona deşarj
Manitowoc SAT	Manitowoc	MF	İçme suyu	52990	1999	Yüzeysel Su		Biyolojik, Bulanıklık	Yüzeysel sulara deşarj
Ashland Microfiltration Water Treatment Plant	Ashland	MF	İçme suyu	4542	2001	Yüzeysel Su	30-60	Bulanıklık, Diğer	Kanalizasyona deşarj
Appleton Water Treatment Plant	Menasha	UF	İçme suyu	90840	2001	Yüzeysel Su	303	Biyolojik, Bulanıklık,	Geri Kazanım
City of Torrington SAT	Torrington	ASTO	İçme suyu	8176	2000	Yeraltı suyu	650-800	Nitrat	Kanalizasyona deşarj