



Su/Atıksu Arıtılması ve Geri Kazanılmasında
**Membran Teknolojileri ve
Uygulamaları**

Cilt 1: Membran Teknolojileri ve Su Arıtma

Prof. Dr. İsmail KOYUNCU (Editör)



**ANKARA
2018**

Su/Atıksu Arıtılması ve Geri Kazanılmasında Membran Teknolojileri ve Uygulamaları

Cilt 1: Membran Teknolojileri ve Su Arıtma

1. Baskı Şubat 2018

ISBN: 978-605-9351-22-5

Yayıncı Sertifika No: 12342

BASKI: Yıldızlar Ofset Mat.Yay. Rek. İç Dış Tic. Ltd. Şti.

Yazarlar

Prof. Dr. İsmail Koyuncu
Prof. Dr. Halil Hasar
Prof. Dr. Bülent Keskinler
Prof. Dr. Vedat Uyak
Prof. Dr. İzzet Öztürk
Doç. Dr. Derya Y. Köseoğlu-İmer
Doç. Dr. Ergin Taşkan
Yrd. Doç. Dr. Mustafa Evren Erşahin
Yrd. Doç. Dr. Hale Özgün
Yrd. Doç. Dr. Murat Eyvaz
Dr. Recep Kaan Dereli
Dr. Börte Köse Mutlu
Dr. Bihter Zeytuncu
Araş. Gör. Serkan Güçlü
Araş. Gör. Türker Türken
Araş. Gör. Reyhan Şengür-Taşdemir
Araş. Gör. Recep Kaya
Araş. Gör. Mehmet Emin Paşaoğlu
Araş. Gör. Ayşe Yüksekdağ
Araş. Gör. Meltem Ağtaş
Araş. Gör. Melike Ürper
Araş. Gör. Bahar Özbey Ünal
Araş. Gör. Öykü Mutlu Salmanlı
Araş. Gör. Sevde Korkut
Araş. Gör. Alper Yazagan
Yük. Çev Müh. Ayşegül Derya Altınay

Kitabın hazırlanmasında verdikleri destekten dolayı
T.C. Çevre ve Şehircilik Bakanlığı Çevre Yönetimi Genel Müdürlüğü'ne teşekkür ederiz.

© Bu eserin tüm hakları Türkiye Çevre Koruma Vakfı'na aittir. Vakfın izni olmaksızın
bu yayının hiçbir bölümü; herhangi bir şekilde yeniden üretilemez,
basılı ya da dijital yollarla çoğaltılamaz.

ÖNSÖZ

Türkiye’de membran üretilmesi, modül ve proses geliştirilmesi, membran teknolojileri üzerine araştırma ve geliştirme faaliyetlerinde bulunulması, bu konudaki araştırmacılara fırsatlar sunulması, sanayiye destek olunması ve membran bilim ve teknolojisine katkılarda bulunulması amacıyla ve bu alanlarda Dünya çapında lider bir araştırma merkezi haline gelme vizyonu ile T.C. Kalkınma Bakanlığı ve İstanbul Teknik Üniversitesi Rektörlüğü’nün desteğiyle kurulan İstanbul Teknik Üniversitesi Prof. Dr. Dincer Topacık Membran Teknolojileri Uygulama ve Araştırma (UYGAR) Merkezi (MEM-TEK)’nin faaliyetleri ile birlikte, Türkiye’deki membran teknolojisi alanındaki araştırmalar farklı bir yapıya dönüşmüştür. MEM-TEK’de, son altı yılda çok ciddi bilimsel ve teknolojik araştırmalar yapılmış, ülkemizde yerli ve milli membran üretimi konusunda çok ciddi mesafeler alınmış ve birçok ticari ürün ortaya çıkmaya başlamıştır.

Su/Atıksu Arıtılması ve Geri Kazanılmasında Membran Teknolojileri ve Uygulamaları kitabı, MEM-TEK’in kurulmasından itibaren geçen serüvende elde ettiği bilgi birikimi, tecrübe ve başarı öyküsünün bir kısmını aktarmak, Türkçe kaynak bulma konusunda yaşanan sıkıntıyı gidermek, yol gösterici olmak, kamu ve özel sektörde çalışan meslektaşlarımızın ihtiyaçlarını karşılamak, üniversitelerimizin özellikle çevre mühendisliği bölümleri başta olmak üzere bir çok farklı bölümde lisans ve lisansüstü seviyelerinde okutulmakta olan membran prosesler ile su arıtma tesisi tasarımı ve atıksu arıtma tesisi tasarımı derslerinde kaynak kitap olması gayesiyle yazılmıştır. Bu kitabın yazımı aşamasında, membran teknolojileri alanında hemen hemen tüm güncel kitap, teknik rapor, tasarım rehberi ve katalog taranmış ve özellikle, MEM-TEK’de edilen bilgi ve tecrübenin uygulamaya yönelik bir kısmı aktarılmıştır. Kitap, hem temel bilimsel konuları hem de tasarım, işletme ve bakım gibi uygulamaya yönelik konuları çok detaylı bir şekilde kapsamaktadır. Konuların daha iyi anlaşılabilmesi için bazı bölümlerin sonlarına çözümlü örnek uygulamalar ve tasarım örnekleri verilmiştir. Ayrıca, son dönemde geliştirilen yenilikçi membran prosesler hakkında bilgi verilmiş, membran teknolojilerinin geleceği ile ilgili olarak da bir vizyon çizilmeye çalışılmıştır. Kitabın, kamu, özel sektör ve üniversitelerde çalışan meslektaşlarımıza ve öğrencilerimize faydalı olmasını dilerim.

Kitap üç ciltten oluşmaktadır. Kitabın membran teknolojileri ve su arıtımı başlıklı ilk cildinde sekiz bölüm bulunmaktadır. Birinci bölümde, suyun ve membran teknolojilerinin önemi ve membran teknolojilerinin tarihsel gelişimi hakkında bilgi verilmiştir. İkinci bölümde membranların sınıflandırılması başlığı detaylıca incelenmiştir. Üçüncü bölümde, membran proseslerinin çeşitleri ve sürücü kuvvetlerine göre farklılıklarından bahsedilmiştir. Dördüncü bölümde, membranlarda kütle transferi ele alınmış, beşinci ve altıncı bölümlerde ise konsantrasyon polarizasyonu ve tıkanma ile membran modülü tertip tarzları hakkında bilgi verilmiştir. Su arıtımında membran teknolojileri başlığı altındaki yedinci bölümde su arıtımında kullanılan membran proseslerin teorisi, tasarımı ve uygulamalarından bahsedilmiştir. Sekizinci bölümde ise membran teknolojileri ile proses suyu arıtımı konusu detaylı bir şekilde işlenmiştir.

Kitabın evsel ve endüstriyel atıksuların arıtılmasında ve geri kazanılmasında membran teknolojileri başlıklı ikinci cildinde yedi bölüm bulunmaktadır. Bu ciltte sırası ile dokuzuncu bölümde aerobik membran biyoreaktörler, onuncu ve on birinci bölümlerde sırası ile anaerobik membran biyoreaktörler ve dinamik membranlar konusu ele alınmıştır. On ikinci, on üçüncü, on dördüncü ve on beşinci bölümlerde ise sırasıyla, yenilikçi membran biyoreaktör (MBR) prosesleri, gri su arıtımı, evsel atıksuların geri kazanımı ve endüstriyel atıksu arıtılmasında ve geri kazanılmasında membran uygulamaları konuları verilmiştir.

Kitabın üçüncü cildinde ise beş bölüm bulunmaktadır. On altıncı bölümde membranlarda konsantre yönetimi, on yedinci bölümde membranlardaki detaylı maliyet analizi, on sekizinci bölümde, membranlardaki işletme ve bakım, on dokuzuncu bölümde, membran teknolojilerinin enerji uygulamaları ve kitabın son bölümü olan yirminci bölümde, kitap hazırlanırken oluşturulan membran terimleri sözlüğü verilmiştir.

Kitabın hazırlanması aşamasında, Mulder (1996), Baker (2004, 2012), Asano (2007), Saleh ve Gupta (2016), Jacagelo ve diğ. (1996), Mallevialle ve diğ. (1996), Crittenden ve diğ. (2012), AWWA (2005), AWWA (2007), Dow (2007), Wif (2007), Kucera (2015), Yoon (2015), (Metcalf ve Eddy (2007), Ericsson (2012) ve Cisneros (2014) kaynaklarından kısmi ölçüde istifade edilmiştir.

Bütün çabamıza rağmen hala bulunması kaçınılmaz olan hatalarımız dolayısıyla anlayışınızı rica ederim.

MEM-TEK'in kurulması ve sonrasındaki çok ciddi katkı ve desteklerinden dolayı T.C. Kalkınma Bakanlığı'na, T.C. Çevre ve Şehircilik Bakanlığı'na, T.C. Orman ve Su İşleri Bakanlığı'na, T.C. Bilim Sanayi ve Teknoloji Bakanlığı'na, TÜBİTAK'a, İstanbul Kalkınma Ajansına, İSKİ Genel Müdürlüğü'ne ve İstanbul Teknik Üniversitesi Rektörlüğü'ne şükranlarımı sunarım.

MEM-TEK'in kuruluşu, resmi açılış töreni ve sonrasındaki Ar-Ge faaliyetleri kapsamında sürekli yanımızda olan ve destek veren T.C. Orman ve Su İşleri Bakanı Sayın Prof. Dr. Veysel Eroğlu'na, T.C. Çevre ve Şehircilik Bakanlığı Müsteşarı Sayın Prof. Dr. Mustafa Öztürk'e, T.C. Orman ve Su İşleri Bakanlığı bir önceki Müsteşarı Prof. Dr. Hasan Zuhuri Sarıkaya'ya, İstanbul Teknik Üniversitesi Rektörü Sayın Prof. Dr. Mehmet Karaca'ya, T.C. Başbakanlık Baş Danışmanı Sayın Prof. Dr. Lütfi Akça'ya, ASKİ Genel Müdürü Sayın Prof. Dr. Cumali Kınacı'ya ve İSKİ Genel Müdürü Fatih Turan'a çok teşekkür ederim.

MEM-TEK'in kuruluşundan bu yana beraber olduğumuz, Ar-Ge projelerine destek veren, MEM-TEK'in Dünya çapında örnek ve lider bir Ar-Ge merkezi haline gelmesinde çok büyük katkıları olan, fikirleri ile destek veren ve bu kitabın derlenmesi, toparlanması ve yayına gitmeden önce son şeklinin verilmesi aşamasındaki katkılarından dolayı MEM-TEK'deki mesai arkadaşlarım, Prof. Dr. Halil Hasar'a, Prof. Dr. Bülent Keskinler'e, Prof. Dr. İzzet Öztürk'e, Prof. Dr. Vedat Uyak'a, Prof. Dr. Mehmet Kitiş'e, Prof. Dr. Ali Ata'ya, Prof. Dr. Yusuf Menceloğlu'na, Prof. Dr. İsmail Toröz'e, Prof. Dr. Kadir Alp'e, Prof. Dr. İbrahim Demir'e, Prof. Dr. Süleyman Övez'e, Prof. Dr. Ali Fuat Aydın'a, Prof. Dr. Osman Atilla Arıkan'a, Prof. Dr. Mustafa Yazgan'a, Doç. Dr. Oktay Özkan'a, Doç. Dr. Nevzat Özgü Yiğit'e, Doç. Dr. Derya Y. Köseoğlu-İmer'e, Yrd. Doç. Dr. Esra Ateş Genceli'ye, Yrd. Doç. Dr. Serkan Ünal'a, Yrd. Doç. Dr. Mahmut Altınbaş'a, Yrd. Doç. Dr. Evren Erşahin'e, Yrd. Doç. Dr. Hale Özgün'e, Yrd. Doç. Dr. Murat Eyvaz'a, Yrd. Doç. Dr. Ekrem Karpuzcu'ya, Dr. Börte Köse Mutlu'ya, Dr. Recep Kaan Dereli'ye, Dr. Bihter Zeytuncu'ya, Araş. Gör. Serkan Güçlü'ye, Araş. Gör. Türker Türken'e, Araş. Gör. Reyhan Şengür-Taşdemir'e, Araş. Gör. Recep Kaya'ya, Araş. Gör. Mehmet Emin Paşaoğlu'na, Araş. Gör. Meltem Ağtaş'a, Araş. Gör. Ayşe Yüksekdağ'a, Araş. Gör. Sevede Korkut'a, ismini sayamadığım tüm öğretim üyesi ve

araştırma görevlisi arkadaşlarıma ve tüm lisans ve lisansüstü öğrencilerime şükranlarımı sunarım. Kitaptaki resimlerin hazırlanmasındaki çok ciddi katkısından dolayı grafiker Ersin Bektaş'a da çok teşekkür ederim.

Ortak proje yürüttüğümüz tm uluslararası ortaklarıma, özellikle, Seul National University (Güney Kore) ğretim yesi Prof. Dr. Chung-Hak Lee'ye, Duke University (ABD) ğretim yesi Prof. Dr. Mark Wiesner'e, Michigan State University (ABD) ğretim yesi Prof. Dr. Volodymyr Tarabara'ya ve Universiti Teknologi Malaysia (UTM) (Malezya) Rektör Yardımcısı ve Membran Teknolojisi Araştırma Merkezi Müdürü Prof. Dr. Ahmet Fauzi İsmail'e şükranlarımı sunarım.

Kitabın hazırlanması aşamasındaki büyük sabır ve anlayışlarından dolayı, başta kendi ailem olmak üzere, tüm bölüm yazarlarımızın ailelerine ve yakınlarımıza en kalbi sevgilerimi sunarım.

İT'deki membran çalışmalarını başlatan ve MEM-TEK'in kurulması yolundaki ilk fikri ortaya atan merhum Prof. Dr. Dincer Topacık'ı ve evre Mühendisliğine birçok yayın kazandırmış olan merhum Prof. Dr. Yılmaz Muslu'yu da rahmetle anıyorum.

Bu kitabın niversite dışında basılmasına izin veren İstanbul Teknik Üniversitesi Rektörü Sayın Prof. Dr. Mehmet Karaca'ya ve bu eserin ortaya çıkması konusunda teşvik eden ve her türlü desteği sunan T.C. evre ve şehircilik Bakanlığına, evre Yönetimi Genel Müdürlüğü'ne ve özellikle, Bakanlık Müsteşarı Sayın Prof. Dr. Mustafa ztrk'e şükranlarımı sunarım.

Son olarak, kitabın basımını gerçekleştiren Türkiye evre Vakfı'na çok teşekkür ederim.

Prof. Dr. İsmail KOYUNCU
İstanbul, 2018

İÇİNDEKİLER

Cilt 1: MEMBRAN TEKNOLOJİLERİ ve SU ARITMA

BÖLÜM 1 GİRİŞ..... 3

İsmail Koyuncu ve Reyhan Şengür-Taşdemir

- 1.1. Küresel Anlamda Su Hakkındaki Gerçekler 3
- 1.2. Membran Teknolojilerinin Önemi ve Kullanım Alanları 13
- 1.3. Membranların Tarihsel Süreçteki Gelişimi 15
- 1.4. Membran Teknolojilerinin Bilimsel Gelişimi..... 18

BÖLÜM 2 MEMBRANLAR VE MEMBRANLARIN SINIFLANDIRILMASI 39

Vedat Uyak, Serkan Güçlü ve İsmail Koyuncu

- 2.1. Giriş..... 39
- 2.2. Membranların Gözenek Çaplarına Göre Sınıflandırılması 39
- 2.3. Membranların Geometrik Şekillerine Göre Sınıflandırılması..... 41
- 2.4. Membranların Yapısına ve Morfolojisine Göre Sınıflandırılması..... 43
- 2.5. Membranların Malzemesine Göre Sınıflandırılması..... 49
- 2.6. Membranların Ayırma Prosesine Göre Sınıflandırılması 53

BÖLÜM 3 MEMBRAN PROSELER..... 59

Halil Hasar, G. Melike Ürper, Serkan Güçlü ve İsmail Koyuncu

- 3.1. Giriş..... 59
- 3.2. Mikrofiltrasyon (MF) Prosesi..... 60
- 3.3. Ultrafiltrasyon (UF) Prosesi 64
- 3.4. Nanofiltrasyon (NF) Prosesi..... 67
- 3.5. Ters Osmoz (TO) Prosesi 69
- 3.6. İleri Osmoz (İO) Prosesi..... 73
- 3.7. Membran Distilasyonu (MD) Prosesi..... 76
- 3.8. Elektrodializ (ED) Prosesi..... 79
- 3.9. Elektrodeiyonizasyon (EDI) Prosesi..... 82
- 3.10. Pervaporasyon (PV) Prosesi..... 83
- 3.11. Membran Kontaktör (MK) Prosesi..... 85

BÖLÜM 4 MEMBRAN PROSELERDE KÜTLE TRANSFERİ..... 99

İsmail Koyuncu ve Reyhan Şengür-Taşdemir

4.1. Sürücü Kuvvetler.....	99
4.2. Osmoz Olayı.....	104
4.3. Kütle Transfer Modelleri.....	107
4.3.1. Tersinir Olmayan Termodinamik ve Birleşmeli Taşınım	107
4.3.2. Gözenekli Membranlarda Taşınım.....	115
4.3.3. Spiegler ve Kedem Modeli	116
4.3.4. Çözünme ve Difüzyon Modeli.....	119
4.3.5. Adsorpsiyon ve Kapiler Akım Modeli	123
4.3.6. Donnan Denge Modeli ve Elektronötralite	125
4.3.7. Geliştirilmiş Nerst-Planck Modeli.....	127
4.3.8. Bazı Membran Proseslerde Taşınım	128

BÖLÜM 5 KONSANTRASYON POLARİZASYONU VE TIKANMA..... 135

İsmail Koyuncu ve Reyhan Şengür-Taşdemir

5.1. Membranlar ile İlgili Temel Kavramlar	136
5.1.1. Akı	136
5.1.2. Giderme Verimi.....	138
5.2. Konsantrasyon Polarizasyonu.....	139
5.2.1. Konsantrasyon Polarizasyonunu Etkileyen Parametreler.....	146
5.2.2. Konsantrasyon Polarizasyonuna Bağlı Olarak Basınç Değişimi .	150
5.2.3. Konsantrasyon Polarizasyonuna Bağlı Olarak Akı Değişimleri ..	151
5.3. Membran Tıkanması.....	151
5.3.1. Membran Tıkanmasına Bağlı Akı/Zaman Değişimleri.....	158
5.3.2. Çökeltmeli Tıkanma	164
5.3.3. Kek Tabakası Oluşumu.....	168
5.3.4. Membran Tıkanmasının Tespiti.....	169
5.3.5. Membran Tıkanmasının Önlenmesi ve Azaltılması İçin Uygulanan Metotlar	175
5.4. Örnek Uygulamalar	180

BÖLÜM 6 MEMBRAN MODÜLLERİ..... 191

İsmail Koyuncu, Recep Kaya, Mehmet Emin Paşaoğlu ve Öykü Mutlu-Salmanlı

6.1. Giriş.....	191
6.2. Membran Modül Tipleri.....	191

6.2.1. Plak Çerçeve Modüller	191
6.2.2. İçi Boşluklu Fiber Membran Modülleri	194
6.2.3. Spiral Sargılı Modüller	198
6.2.4. Tübüler Membran Modülleri.....	201
6.2.5. Membran Modüllerinin Karşılaştırılması.....	202
6.3. Modül Tasarımı.....	202
6.3.1. Modüllerin Üç Boyutlu Tasarımı.....	203
6.3.2. Modüllerin Hesaplamalı Akışkanlar Dinamiği (CFD) ile Modelleme ve Simülasyonu	205

BÖLÜM 7 SU ARITIMINDA MEMBRAN TEKNOLOJİLERİ 217

İsmail Koyuncu, Ayşe Yüksekdağ, Meltem Ağtaş ve Türker Türken

7.1. Mikrofiltrasyon ve Ultrafiltrasyon ile İçme Suyu Arıtımı.....	217
7.1.1. Genel Bilgiler.....	217
7.1.2. İçme Suyu Arıtımında MF/UF Membranları ile Konvansiyonel Sistemlerin Karşılaştırılması	218
7.1.3. Su Arıtımında Membran Filtrasyonu Tarihçesi	220
7.1.4. Membran Tertip Tarzları	225
7.1.5. Proses Alternatifleri	225
7.1.6. Membran Malzemeleri.....	233
7.1.7. Membranların Karakteristik Özellikleri	236
7.1.8. MF/UF Giderme Mekanizması.....	236
7.1.9. Su Kalitesi	257
7.1.10. Membran Filtrasyonunda Akış Hidroliği	265
7.1.11. Membran Tıkanması	268
7.1.12. Proses Tasarımı ve Tasarım Kriterleri	279
7.2. Nanofiltrasyon ve Ters Osmoz (NF/TO) ile İçme Suyu Arıtımı ve Desalinasyon Sistemleri	294
7.2.1. Genel Bilgiler.....	294
7.2.2. NF/TO Membran Malzemeleri ve Tertip Tarzları	296
7.2.3. NF/TO Membran Sistemi Bileşenleri.....	304
7.3. Dünya'daki MF/UF ve NF/TO Uygulamaları	413
7.3.1. Saratoga MF Su Arıtma Tesisi	414
7.3.2. Manitowoc MF Su Arıtma Tesisi	414
7.3.3. Sandhurst Su Arıtma Tesisi.....	416
7.3.4. Seekonk UF Su Arıtma Tesisi.....	418
7.3.5. Nevada (ABD) Arsenik Giderimi İçin Koagülasyon/Mikrofiltrasyon Tesisi	419
7.3.6. Bendigo (Avustralya) Su Arıtma Tesisi	421

7.3.7. Clay Line UF Su Arıtma Tesisi	421
7.3.8. Héricourt en Caux (Fransa) UF Su Arıtma Tesisi	422
7.3.9. Roetgen (Almanya) UF/NF Su Arıtma Tesisi	425
7.3.10. Mery Sur Oise (Fransa) NF Yüzeysel Su Arıtma Tesisi.....	426
7.3.11. Ashkelon TO Deniz Suyu Arıtma Tesisi	428
7.3.12. Al Khafji Güneş Enerjili TO Deniz Suyu Arıtma Tesisi.....	430
7.3.13. Tampa Bay TO Deniz Suyu Arıtma Tesisi	431
7.4. Türkiye’deki MF/UF ve NF/TO Uygulamaları.....	433
7.4.1. Ankara-Çubuk UF İçme Suyu Arıtma Tesisi	433
7.4.2. Ankara-Bala (Kesikköprü) UF/TO İçme Suyu Arıtma Tesisi.....	433
7.4.3. Polatlı NF İçme Suyu Arıtma Tesisi.....	435
7.4.4. Kırıkkale UF/TO İçme Suyu Arıtma Tesisi.....	436
7.4.5. Samsun-Bafra UF/TO İçme Suyu Arıtma Tesisi.....	439
7.4.6. Avşa Deniz Suyu TO Arıtma Tesisi	440
7.4.7. İÇDAŞ Demir Çelik Deniz Suyu TO Arıtma Tesisi.....	443
7.5. MF/UF ve NF/TO İçin Örnek Sorular ve Çözümleri.....	443
7.6. MF/UF ve NF/TO İçin Tasarım Uygulamaları.....	455

BÖLÜM 8 PROSES SUYU ARITIMINDA MEMBRAN TEKNOLOJİLERİ

..... **517**

İsmail Koyuncu, Öykü Mutlu Salmanlı ve Türker Türken

8.1. Genel Bilgiler.....	517
8.2. Proses Suyu Arıtımında Membran Teknolojileri	517
8.3. Proses Suyu Ham Su Kaynakları ve Uygulanan Akım Şemaları.....	523
8.3.1. Yeraltı Suyu.....	523
8.3.2. Yüzey Suyu	526
8.3.3. Arıtılmış Atıksu (Su Geri Kazanımı) ve Deniz Suyu.....	529
8.4. Ultra Saf Su Üretimi.....	530
8.4.1. Ters Osmoz (TO).....	530
8.4.2. Nanofiltrasyon (NF)	531
8.4.3. Elektrodializ (ED) ve Elektrodionizasyon (EDI)	532
8.4.4. Çift Geçişli Ters Osmoz.....	535
8.4.5. Ters Osmoz/ Elektrodionizasyon (TO/EDI)	536
8.4.6. Membran Distilasyonu (MD).....	536
8.4.7. Membran Kontaktörleri.....	537
8.4.8. Membran Kapasitif Deiyonizasyon (MCDI) Teknolojisi.....	537
8.5. Örnek Uygulamalar	540
8.5.1. İskenderun Demir Çelik Fabrikası	540
8.5.2. Bursa Organize Sanayi Bölgesi Proses Suyu Üretimi	541

8.5.3. Endüstriyel Atıksuların Geri Kazanımında Membran Teknolojilerinin Kullanımı	544
8.5.4. İSKİ Uygulamaları	544
8.5.5. İSU Uygulamaları.....	545
DİZİN	551

Cilt 2: EVSEL VE ENDÜSTRİYEL ATIKSULARIN ARITILMASI ve GERİ KAZANILMASINDA MEMBRAN TEKNOLOJİLERİ

BÖLÜM 9 AEROBİK MEMBRAN BİYOREAKTÖRLER.....	557
<i>İsmail Koyuncu, Türker Türken ve Derya Y. Köseoğlu-İmer</i>	

9.1. Genel Bilgiler.....	557
9.2. MBR Sistemlerinin Sınıflandırılması.....	559
9.2.1. Batık MBR Sistemleri	559
9.2.2. Harici MBR Sistemleri	563
9.3. İşletme Parametreleri ve Performansa Etki Eden Faktörler	564
9.3.1. Askıda Katı Madde Konsantrasyonu (AKM).....	564
9.3.2. Hidrolik Bekletme Süresi (HRT)	566
9.3.3. Çamur Yaşı	567
9.3.4. Organik Yükleme Oranı.....	568
9.3.5. Çözünmüş Oksijen.....	569
9.3.6. Oksijen Alım Hızı (OUR) ve Spesifik Oksijen Alım Hızı (SOUR) ..	571
9.3.7. Şok Yüklemelemlerin Membran Tıkanması Üzerine Etkisi.....	571
9.4. MBR'lerde Kirlenme Kontrolü ve Önleme Yöntemleri	574
9.4.1. Ön Arıtma Uygulanması.....	576
9.4.2. Fiziksel ve Kimyasal Temizleme Protokolleri	577
9.5. Membran Biyoreaktör Sistemlerinde Organik Madde ve Nutrient Giderimi (BNR Sistemler)	580
9.5.1. Azot Giderimi	581
9.5.2. Fosfor Giderimi	582
9.5.3. Azot ve Fosfor Giderimini Birlikte Yapan Sistemler	585
9.6. MBR Sistemlerinin Tasarım Kriterleri	593
9.6.1. Akı ve Membran Alanı.....	593
9.6.2. Ön Arıtma Sisteminin Seçimi.....	595
9.6.3. Biyokütle Üretim Hızı	598
9.7. MBR Tasarım Prosedürü.....	602
9.7.1. Proses Analizi.....	603

9.7.2. Atıksu İçeriği İçin Kritik Noktalar	606
9.7.3. Membran Sistem Tasarımı	606
9.7.4. MBR Sistemlerinin Tasarım Adımları	609
9.7.5. MBR Tasarımı İçin Hesaplama Adımları.....	610
9.7.6. MBR İçin Tasarım Örneği.....	641

BÖLÜM 10 ANAEROBİK MEMBRAN BİYOREAKTÖRLER 657
Recep Kaan Dereli, Mustafa Evren Erşahin ve Hale Özgün

10.1. Giriş.....	657
10.1.1. Anaerobik Membran Biyoreaktör (AnMBR) Teknolojisinin Esasları	657
10.1.2. AnMBR Teknolojisinin Tarihsel Gelişimi.....	659
10.1.3. AnMBR Tasarımında Temel Faktörler ve Farklı Reaktör Kombinasyonları	662
10.2. Uygulama Alanları.....	665
10.2.1. Evsel Atıksu Arıtımında AnMBR Uygulamaları.....	665
10.2.2. Endüstriyel Atıksu Arıtımında AnMBR Uygulamaları.....	676
10.3. Fizibilite	697
10.4. Genel Değerlendirme.....	701

BÖLÜM 11 DİNAMİK MEMBRANLAR..... 715
Mustafa Evren Erşahin, Hale Özgün ve Recep Kaan Dereli

11.1. Giriş.....	715
11.2. Dinamik Membran Teknolojisinin Tarihsel Gelişimi.....	716
11.3. Dinamik Membran Türleri.....	718
11.4. Dinamik Membran Tabakası Oluşumu için Kullanılan Malzemeler	720
11.5. Destek Malzemeleri.....	722
11.6. Uygulama Alanları.....	723
11.6.1. Fiziksel Sistemlerde Dinamik Membran Uygulamaları	723
11.6.2. Biyolojik Sistemlerde Dinamik Membran Uygulamaları.....	728
11.7. Genel Değerlendirme.....	742

BÖLÜM 12 YENİLİKÇİ MEMBRAN BİYOREAKTÖR (MBR) PROSELERİ..... 757

İsmail Koyuncu, Halil Hasar, Derya Y. Koseoğlu-İmer, Börte Köse-Mutlu, Murat Eyvaz, Bahar Özbey-Ünal ve Yunus Aksoy

12.1. Yeter Sayı Etkisini Azaltan (Quorum Quenching) Membran Biyoreaktör (QQ MBR) Prosesi.....	757
12.1.1. Giriş.....	757
12.1.2. Biyotıkanmayı Önleyici Yeni Bir Yaklaşım: Yeter Sayı Etkisi “Quorum Sensing” ve Yeter Sayı Etkisini Azaltma “Quorum Quenching” Kavramları.....	759
12.1.3. QQ MBR Uygulama Örnekleri.....	763
12.1.4. Mantarlı QQ MBR Uygulamaları.....	773
12.1.5. QQ MBR Teknolojisinin Geleceği.....	774
12.2. İleri Osmoz (Osmotik) Membran Biyoreaktörler (OsMBR).....	775
12.2.1. Giriş.....	775
12.2.2. OsMBR ile İlgili Temel Bilgiler.....	776
12.2.3. OsMBR’lerde Karşılaşılan İşletme Zorlukları.....	780
12.2.4. OsMBR’lerin Tasarımında Optimize Edilmesi Gereken Parametreler.....	781
12.3. Membran Distilasyon Biyoreaktörler (MDBR).....	783
12.3.1. Giriş.....	783
12.3.2. MDBR Prosesi Tertip Tarzı.....	785
12.3.3. MDBR ile Atıksu Arıtımı.....	788
12.4. Membran Biyofilm Reaktörler (MBfR).....	789
12.4.1. Giriş.....	789
12.4.2. Membran Biyofilm Reaktör Çeşitleri.....	791
12.4.3. MBfR Uygulama Alanları.....	792
12.4.4. Membran Biyofilm Reaktör Tertip Tarzları.....	795
12.4.5. MBfR Sistemlerinde Membran Tasarımı.....	796
12.5. Ekstraktif Membran Biyoreaktörler (ExMBR).....	799

BÖLÜM 13 GRİ SU ARITIMI..... 817

İsmail Koyuncu, Mehmet Emin Paşaoğlu ve Recep Kaya

13.1. Giriş.....	817
13.2. Gri Suyun Karakteristikleri.....	819
13.2.1. Fiziksel Karakteristikler.....	819
13.2.2. Kimyasal Karakteristikler.....	821
13.3. Gri Su Kaynakları.....	823

13.4. Gri Su Kalitesi.....	824
13.5. Gri Suların Arıtımında Kullanılan Teknolojiler.....	825

BÖLÜM 14 EVSEL ATIKSULARIN MEMBRAN TEKNOLOJİLER İLE GERİ KAZANIMI 853

Derya Y. Köseoğlu-İmer, Serkan Güçlü ve İsmail Koyuncu

14.1. Giriş.....	853
14.2. Evsel Atıksuların Geri Kazanımının Önemi	855
14.3. Geri Kazanılan Atıksuların Kullanım Alanları	862
14.3.1. Tarımsal Sulama Amacıyla Kullanım.....	863
14.3.2. Geri Kazanım Sularının Kentsel İhtiyaç İçin Kullanımı.....	866
14.3.3. Rekreatyonel Kullanım	868
14.3.4. Endüstriyel Yeniden Kullanım	870
14.3.5. Geri Kazanım Suyunun Akiferlere Beslenmesi.....	872
14.3.6. İnsani Tüketim Amacıyla Kullanım	873
14.4. Evsel Atıksu Geri Kazanımının Tarihçesi ve Mevcut Durum.....	875
14.4.1. EPA Yönetmeliği.....	876
14.4.2. Dünya Sağlık Teşkilatı (WHO) Yönetmeliği.....	879
14.4.3. Avustralya.....	882
14.4.4. Avrupa Ülkeleri	884
14.4.5. Japonya	884
14.4.6. İsrail	887
14.4.7. Türkiye (SKKY Atıksu Arıtma Tesisleri Teknik Usuller Tebliği, TUT).....	888
14.5. Evsel Atıksuların Geri Kazanımında Membran Teknolojilerinin Kullanımı.....	889
14.5.2. Ardışık Kesikli Reaktör (AKR) ve Düşük Basıncı Membran Prosesi (DBM) Entegrasyonu (AquaMB prosesi).....	902
14.5.3. Membran Biyoreaktör (MBR) Prosesi	903
14.5.4. Evsel Atıksu Ön Arıtma Çıkışı ile Düşük Basıncı Membranların Birleştirilmesi (IMANS Prosesi)	906
14.6. Membran Prosesler ile Geri Kazanım Örnek Uygulamaları.....	907
14.6.1. Dünya'daki Su Geri Kazanımı Örnek Uygulamalar	907
14.6.2. Türkiye'deki Su Geri Kazanımı Örnek Uygulamaları	933

BÖLÜM 15 ENDÜSTRİYEL ATIKSU ARITILMASINDA VE GERİ KAZANIMINDA MEMBRAN TEKNOLOJİLERİ..... 947

Bülent Keskinler, Ayşegül Derya Altınay ve Bahar Özbey-Ünal

15.1. Tekstil Endüstrisi Atıksu Artımı ve Geri Kazanımı.....	947
15.1.1. Tekstil Endüstrisi Atıksularının Arıtılması.....	953
15.1.2. Tekstil Atıksuyu Arıtımında Membran Sistemlerinin Uygulamaları.....	956
15.2. Ağır Metal İçeren Atıksuların Arıtımında Membran Teknolojiler.....	969
15.2.1 Ağır Metaller ve Çevresel Etkileri.....	969
15.2.2. Endüstriyel Atıksularda Bulunan Ağır Metaller ve Kaynakları	970
15.2.3. Ağır Metallerin Arıtımında Kullanılan Yöntemler.....	971
15.2.4. Ağır Metallerin Membran Teknolojiler ile Arıtımı.....	973
15.3. Gıda Sektörü Atıksularının Arıtımında Membran Sistemleri.....	981
15.3.1. Atıksu Özellikleri.....	981
15.3.2. Gıda Endüstrisi Atıksularının Membran Prosesler ile Geri Kazanımı ve Yeniden Kullanımı.....	984
15.3.3. Gıda Endüstrisi Atıksularının Arıtımı için Membran Proseslerin Optimizasyonu.....	984
15.3.4. Gıda Endüstrisinde Yerinde Temizlik Çözeltilerinin Geri Kazanımı.....	985
15.3.5. Gıda Endüstrisi Atıksuyunda Bulunan Diğer Değerli Bileşenlerin Geri Kazanımı.....	990
15.3.6. Gıda Endüstrisinde Gerçekleştirilen Örnek Uygulamalar.....	993
15.4. Sızıntı Sularının Arıtımında Membran Sistemleri.....	999
15.4.1. Sızıntı Suyunun Karakterizasyonu.....	1000
15.4.2. Sızıntı Suları ile İlgili Deşarj Standartları.....	1003
15.4.3. Sızıntı Suyu Arıtma Yöntemleri.....	1005
15.4.4. Sızıntı Suyu Arıtımında Membran Filtrasyon Prosesleri.....	1007
15.4.5. Sızıntı Suyu Arıtımında Örnek Membran Uygulamaları.....	1012
15.5. Deri Endüstrisi.....	1018
15.5.1. Deri Endüstrisi Atıksuları.....	1020
15.5.2. Deri Endüstrisi Atıksularının Membran Prosesler ile Arıtılması.....	1021
15.6. Zeytin İşleme Endüstrisi.....	1028
15.6.1. Zeytin Karasularının Membran Teknolojiler ile Arıtılması.....	1030
DİZİN.....	1051

**Cilt 3: MEMBRAN TEKNOLOJİLERİNDE KONSANTRE YÖNETİMİ,
MALİYET, İŞLETME ve BAKIM, ENERJİ ÜRETİMİ UYGULAMALARI ve
MEMBRAN TERİMLERİ SÖZLÜĞÜ**

BÖLÜM 16 MEMBRAN TEKNOLOJİLERİNDE KONSANTRE YÖNETİMİ

.....1057

*Börte Köse Mutlu, Derya Yüksel İmer, Alper Yazagan, Bihter Zeytuncu,
İzzet Öztürk ve İsmail Koyuncu*

16.1. Giriş.....	1057
16.2. Konsantre Yönetiminde Konvansiyonel Metotlar	1060
16.2.1. Yüzeysel Su Kaynaklarına Deşarj.....	1060
16.2.2. Kanalizasyona Deşarj.....	1061
16.2.3. Araziye Verme.....	1063
16.2.4. Buharlaştırma Havuzları	1064
16.2.5. Derin Kuyu Enjeksiyonu	1065
16.2.6. Sıfır Sıvı Deşarjı (SSD)	1066
16.3. Konsantre Yönetiminde Yenilikçi Yöntemler	1072
16.3.1. Elektrokoagülasyon.....	1072
16.3.2. Membran Distilasyonu ve Membran Kristalizasyonu	1074
16.3.3. İleri Osmoz	1075
16.3.4. Yüksek Verimli Ters Osmoz (HERO)	1076
16.3.5. Elektrodializ (ED), Ters Elektrodializ (EDR/TED) ve	1077
Elektrodializ Metatezi (EDM) Prosesleri	1077
16.3.6. Kapasitif İyon Giderimi (CDI)	1079
16.3.7. İleri Oksidasyon Prosesleri.....	1081
16.3.8. İki Kademeli TO Sistemlerinde Birinci Kademe Konsantresi Aritma Yöntemleri	1083
16.3.9. Diğer Yenilikçi Teknolojiler.....	1084
16.3.10. Yenilikçi Teknolojilerin Karşılaştırılması	1086
16.4. Konsantre Yönetimi ile İlgili Mevzuat	1087
16.4.1. Yasal Çerçeveler Hazırlanırken Tercih Edilen Yaklaşımlar	1087
16.4.2. Avrupa Birliği Tarafından Hazırlanan Yasal Çerçeveler.....	1095
16.4.3. Dünya Bankası Talimatları	1097
16.4.4. Amerika Birleşik Devletleri (ABD) Tarafından Hazırlanan Yasal Çerçeveler.....	1098
16.4.5. İsrail Tarafından Hazırlanan Yasal Çerçeveler.....	1102
16.4.6. Avusturalya'daki Yasal Düzenlemeler	1106
16.4.7. Genel Değerlendirme	1108
16.5. Konsantre Deşarj Maliyetleri ve Maliyetlerin Yönetimi.....	1109

16.5.1. Yüzeysel Sulara Deşarj ve Maliyetleri	1110
16.5.2. Kanalizasyona Deşarj ve Maliyetleri.....	1111
16.5.3. Arazi Verme Uygulamaları ve Maliyetleri	1112
16.5.4. Kuyuya Deşarj ve Maliyetleri.....	1113
16.5.5. Buharlaştırma Havuzları ve Maliyetleri.....	1113
16.5.6. Sıfır Sıvı Deşarjı (SSD) ve Maliyetleri	1113
16.5.7. Konsantre Yönetiminde Su Geri Kazanımlarının Maliyete Etkisi	1114
16.5.8. Konsantre Yönetiminde Ürün Geri Kazanımlarının Maliyete Etkisi	1117
16.6. Konsantre Yönetiminde Çevresel Etki Değerlendirme.....	1123
16.6.1. Konsantre Deşarjının Çevresel Etkileri	1126
16.7. Desalinasyon Tesisleri TO Konsantre Deşarjı Hesaplamaları	1132
16.7.1. Konsantre Deşarjlarında Alıcı Ortamda Oluşacak İlk Seyrelmenin “Yoğun Tuzlu Su Deşarjı Hesaplayıcısı-Ters Osmoz (TO) Modülü (Brine Discharge Calculator)” ile Hesaplanması	1135
16.7.2. Maksimum Yükselme Noktasındaki Jetin Minimum Eksenel Seyrelmesinin Hesabı.....	1140
16.7.3. Tuzlu Su Deniz Deşarjında “TO Hesap Modülü” ile İlk Seyrelmenin Hesabı için Örnek Bir Uygulama	1141
16.8. Konsantre Yönetimi İçin Örnek Bir Uygulama.....	1148

BÖLÜM 17 MEMBRAN TEKNOLOJİLERİNDE MALİYET..... 1161

Ismail Koyuncu, Sevde Korkut, Türker Türken ve Börte Köse-Mutlu

17.1. Giriş.....	1161
17.2. Maliyeti Oluşturan Unsurlar	1162
17.2.1. İlk Yatırım Maliyetleri (İYM).....	1163
17.2.2. İşletme ve Bakım Maliyetleri (İBM).....	1164
17.2.3. Maliyeti Etkileyen Bazı Faktörler.....	1165
17.2.4. Maliyet Hesaplamalarında Kullanılan Yaklaşımlar ve Modeller	1170
17.3. Membran Tesisleri Maliyetleri	1179
17.3.1. Milrofiltrasyon (MF) ve Ultrafiltrasyon (UF) Tesislerinin Maliyetleri	1179
17.3.2. Kuyu Suyu Arıtımı ve Su Yumuşatma İçin Nanofiltrasyon (NF) ve Ters Osmoz (TO) Tesislerinin Maliyetleri.....	1198
17.3.3. Desalinasyon Amaçlı Ters Osmoz Tesislerinin Maliyetleri	1216
17.3.4. Endüstriyel Atıksu Arıtma Tesislerinin Maliyetleri	1236
17.3.5. Membran Biyoreaktör Tesislerinin Maliyetleri	1240

BÖLÜM 18 MEMBRAN TEKNOLOJİLERİNDE İŞLETME VE BAKIM

1263

İsmail Koyuncu, Türker Türken, Serkan Güçlü ve Recep Kaya

18.1. Mikrofiltrasyon ve Ultrafiltrasyon Sistemlerinde İşletme ve Bakım	1263
18.1.1. MF/UF Prosesinin İşletilmesi	1265
18.1.2. Filtrasyon Adımı	1265
18.1.3. Geri Yıkama Adımı	1267
18.1.4. Kimyasal Destekli Geri Yıkama (CEB)	1269
18.1.5. Yerinde Kimyasal Yıkama Adımı (CIP)	1270
18.1.6. MF/UF Sistemlerinin İşletme Parametreleri	1272
18.1.7. Modül Sağlık Testleri	1273
18.1.8. Mikrofiltrasyon ve Ultrafiltrasyon Sistemleri İşletme ve Bakım Kılavuzu	1277
18.2. Nanofiltrasyon (NF) ve Ters Osmoz (TO) Sistemlerinin İşletilmesi	1293
18.2.1. Veri Analizi	1294
18.2.2. Koruyucu Bakım	1294
18.2.3. Kapalı İken (Çevrimdışı) (Off-Line) İşletme	1297
18.2.4. Yüksek Basıncılı Modüllerde Sağlık Testleri	1301
18.2.5. NF/TO Sistemi İle İlgili Sıkça Sorulan Sorular	1305
18.3. Membran Biyoreaktör (MBR) Sistemlerinde İşletme ve Bakım	1312
18.3.1. Ön Arıtma	1312
18.3.2. Biyolojik Proses	1313
18.3.3. İşletme Modlarının Ayarlanması	1314
18.3.4. Havalandırma Sisteminin Ayarlanması	1316
18.3.5. Membran Tankının İzlenmesi ve Otomasyon	1316
18.3.6. Membranların Havalandırılması	1317
18.3.7. Membranların Temizlenmesi	1318
18.4. Membran Otopsisini	1323
18.4.1. Membran Otopsisinin Faydaları	1323
18.4.2. Membran Otopsisinde Uygulanan İşlemler	1325
18.4.3. Ülkemizde Membran Otopsisini Değerlendirmesi	1327
18.4.4. Membran Otopsisini Uygulama Örnekleri	1328

BÖLÜM 19 MEMBRAN TEKNOLOJİLERİNİN ENERJİ ÜRETİMİ UYGULAMALARI 1333

İsmail Koyuncu, Mehmet Emin Paşaoğlu, Ergin Taşkan ve Halil Hasar

19.1. Basınç Geciktirmeli Osmoz (PRO) Prosesi.....	1333
19.1.1. PRO Çalışmalarının Tarihçesi.....	1339
19.1.2. PRO Membranlarındaki Gelişmeler.....	1348
19.1.3. PRO'nun Kısıtları ve Tavsiye Edilen Çözümler.....	1349
19.1.4. PRO'nun Enerji Maliyeti.....	1358
19.1.5. Pilot Ölçekli PRO Çalışmaları.....	1359
19.2. Mikrobiyal Yakıt Hücreleri.....	1362
19.2.1. Mikrobiyal Yakıt Hücrelerinin Çalışma Prensibi.....	1366
19.2.2. Mikrobiyal Yakıt Hücrelerinde Atıksu Arıtımı.....	1367
19.2.3. Mikrobiyal Yakıt Hücresinin Maliyet Analizi.....	1368
19.2.4. Mikrobiyal Yakıt Hücrelerinde Enerji Transferi.....	1372
19.2.5. Proton Değişimli Membranlar (PDM).....	1376

BÖLÜM 20 MEMBRAN TERİMLERİ SÖZLÜĞÜ 1393

İsmail Koyuncu, Reyhan Şengür-Taşdemir, Derya Y. Köseoğlu-İmer, Serkan Güçlü, Börte Köse-Mutlu, Türker Türken, Mehmet Emin Paşaoğlu, Recep Kaya, Meltem Ağtaş ve Ayşe Yüksekdağ

DİZİN 1417

Cilt 1

**MEMBRAN
TEKNOLOJİLERİ
ve
SU ARITMA**

BÖLÜM 1

GİRİŞ

İsmail Koyuncu^{1,2} ve Reyhan Şengür-Taşdemir^{2,3}

1.1. Küresel Anlamda Su Hakkındaki Gerçekler

Dünya yüzeyinin neredeyse üçte ikisi suyla kaplı olmasına rağmen, sadece %0,3'lük bir kısmı içilebilir sudur. Geri kalan %99,7'lik kısmı ise deniz suyu, buzullar ve su buharından oluşmaktadır. İnsan vücudunun %60'ı sudan oluşmaktadır ve bunun yanı sıra, diğer canlıların da yaşamak için temiz suya ihtiyacı bulunmaktadır. Su temel olarak insani tüketim amaçlı kullanılabilirdiği gibi ayrıca tarım ve endüstride de önemli bir yere sahiptir. Birleşmiş milletler (BM), suya erişimi ülkelerin doğrudan refah düzeyi ile bağdaştırmakla kalmayıp, temiz suya erişim ile küresel sağlık, gıda güvenliği, eğitim ve küresel ısınmayı da ilişkilendirmiştir (OECD raporu, 2009; OECD istatistikleri, 2017).

İçilebilir suya erişim yıllardır küresel bir problem olarak görülmektedir. BM istatistiklerine göre 1990 yılında dünya nüfusunun %76'sı sağlıklı su kaynağına sahip iken, 2015 yılında bu değer %91'e ulaşmıştır. Fakat bu haliyle bile bu yaklaşık olarak 700 milyon kişinin içilebilir su kaynaklarına ulaşamadığı anlamına gelmektedir. 2050 yılına gelindiğinde bu rakamın 240 milyona gerileyeceği tahmin edilmektedir. 2011 ile 2050 yılları arasında dünya nüfusunun %33 oranında artıp 7 milyardan 9,3 milyara ulaşması ve bu süreç boyunca gıda malzemelerine olan ihtiyacın da %60 oranında artması beklenmektedir. Ayrıca şehirde yaşayan nüfusun da 2050 yılına kadar ikiye katlanıp 3,6 milyardan 6,3 milyara ulaşacağı tahmin edilmektedir.

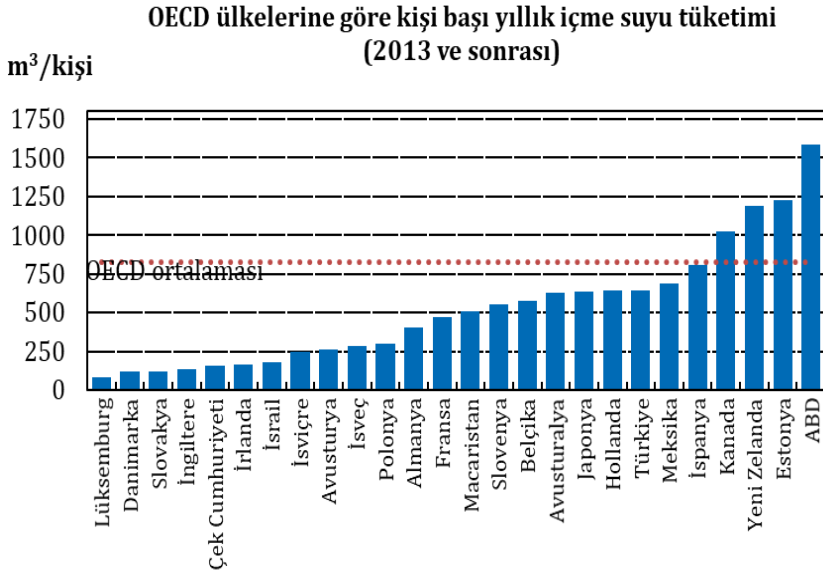
¹ İnşaat Fakültesi, Çevre Mühendisliği Bölümü, İTÜ

² Prof. Dr. Dincer Topacık Ulusal Membran Teknolojileri Uyg-Ar Merkezi, İTÜ

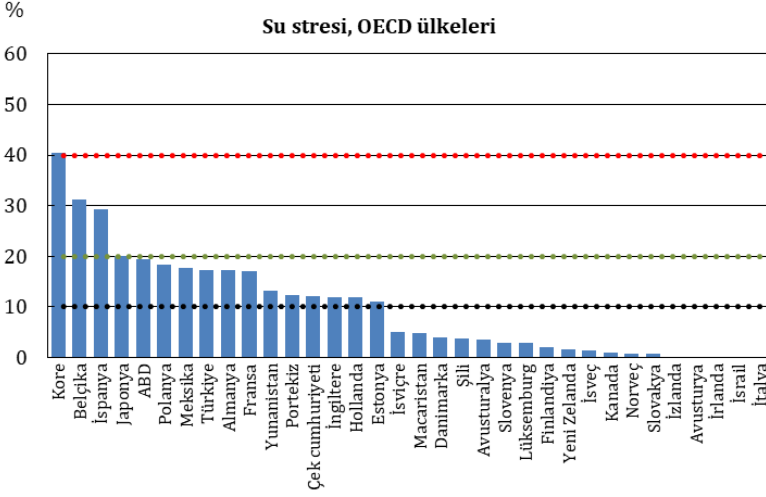
³ Fen Bilimleri Enstitüsü, Nanobilim ve Nanomühendislik Programı, İTÜ

Su kaynaklarını en çok tüketen faaliyetlerden biri toplam tüketimin yaklaşık olarak %70'ini oluşturan tarımsal sulama alanıdır. Daha sonra en çok su, elektrik üretimi ve buhar bazlı elektrik tüketimi için gerekli olan soğutma işlemi sırasında gerekmektedir. Ekonomik İşbirliği ve Kalkınma Örgütü (OECD) ülkelerinde yapılan çalışmalar doğrultusunda bazı ülkelerdeki yıllık içme suyu kullanımı ve su stresi yaşayan ülkeler Şekil 1.1 ve 1.2'de verilmiştir. Türkiye ile ilgili veriler incelendiğinde ülkemizde kişi başına su tüketiminin OECD ülkelerinin ortalamasından daha az olduğu görülmektedir. Ülkemizde yaşanan su stresi

günümüzde düşük seviye olarak kayıtlara geçmişse de, 2050'li yıllara gelindiğinde su kıtlığı çeken ülkelerden biri olacağımız ön görülmektedir (OECD raporu, 2009; OECD istatistikleri, 2017).



Şekil 1.1 OECD ülkelerine göre kişi başı yıllık içme suyu tüketimi (2013 ve sonrası) (OECD raporu, 2009; OECD istatistikleri, 2017)

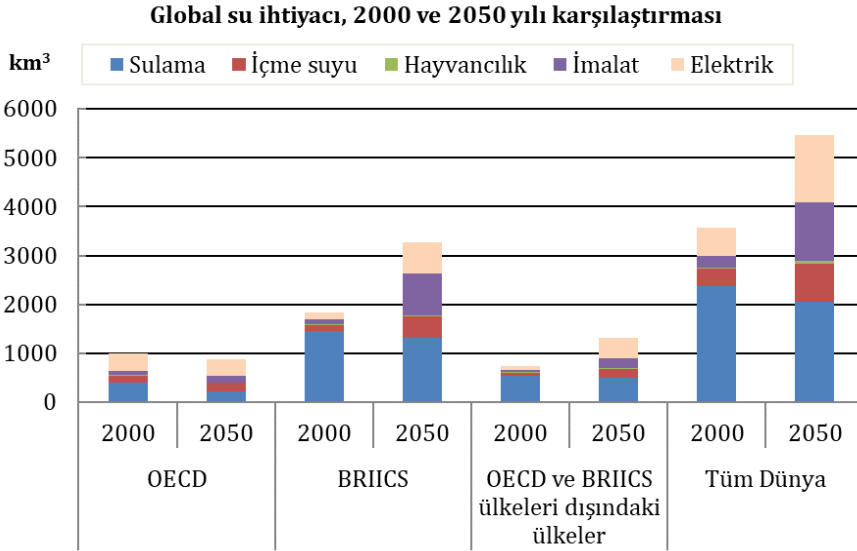


Şekil 1.2 OECD ülkelerinde su stresi. <10=su stresi yok; %10-20=düşük su stresi; %20-40=orta su stresi; >40=yüksek su stresi (OECD raporu, 2009; OECD istatistikleri, 2017)

Küresel su ihtiyacı 2000 yılında 3500 km³ iken 2050 yılına gelindiğinde yaklaşık % 55 artış göstererek 5500 km³'ye ulaşması beklenmektedir. Bu artış başlıca endüstri, elektrik ve evsel tüketimdeki artışlara bağlanmaktadır. Şekil 1.3'te küresel su ihtiyacındaki artışın 2000 ve 2050 yılları arasında tarımsal sulama, içme suyu, hayvancılık faaliyeti, imalat sektörü ve elektrige bağlı olarak öngörülen değişimi verilmiştir.

Bir diğer problem ise nehir yataklarında oluşacak olan su stresidir. Bu bölgelerde 2000 yılında nüfus 1,6 milyar iken, 2050 yılına gelindiğinde bu rakamın 3,9 milyar olması beklenmektedir. Bu da yaklaşık olarak dünya nüfusunun %40'ından fazlası anlamına gelmektedir. Şekil 1.4'de 2000 ve 2050 yıllarındaki nehir yataklarına ait su stresinin karşılaştırılması verilmiştir. 2050 yılına geldiği zaman BRIICS ülkeleri (Brezilya, Rusya, Hindistan, Endonezya, Çin ve Güney Afrika), Güney Asya, Orta Doğu'nun büyük bir su krizi ile yüz yüze kalacağı tahmin edilmektedir. Bu durumun günlük hayata etkisi bilinmemekle birlikte, su yönetimi stratejilerinin ne kadar iyi yapılacağına bağlı olarak

oluşacak etkinin azaltılabileceği düşünülmektedir (OECD raporu, 2009; OECD istatistikleri, 2017).

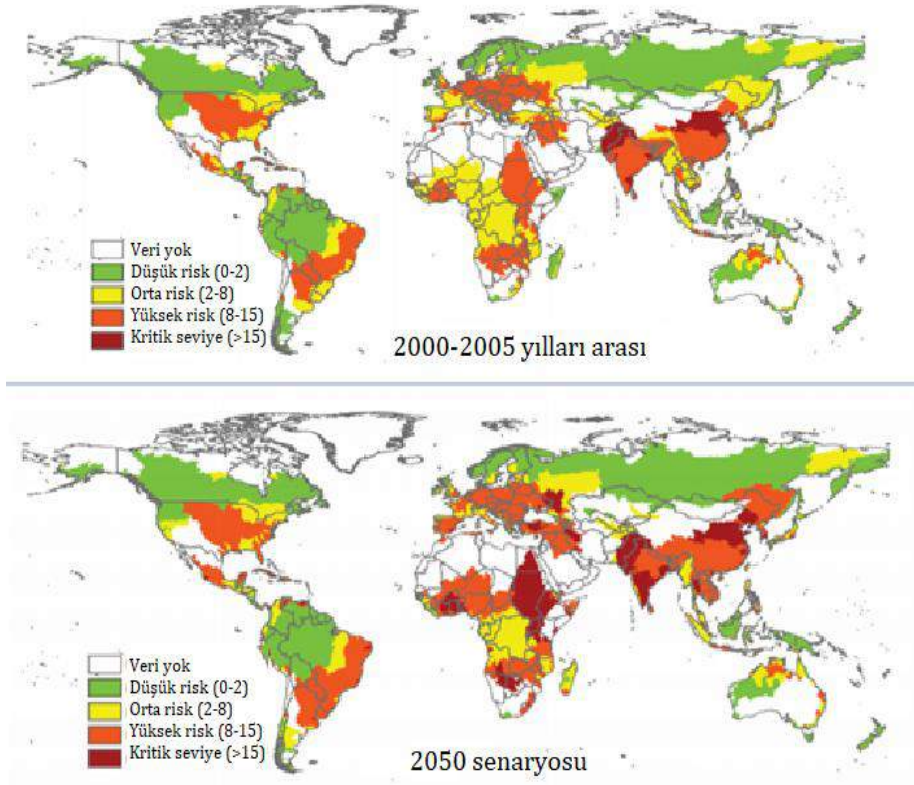


Şekil 1.3 2000 ve 2050 yıllarındaki global su ihtiyacı karşılaştırması (BRIICS ülkeleri: Brezilya, Rusya, Hindistan, Endonezya, Çin ve Güney Afrika) (OECD raporu, 2009; OECD istatistikleri, 2017)

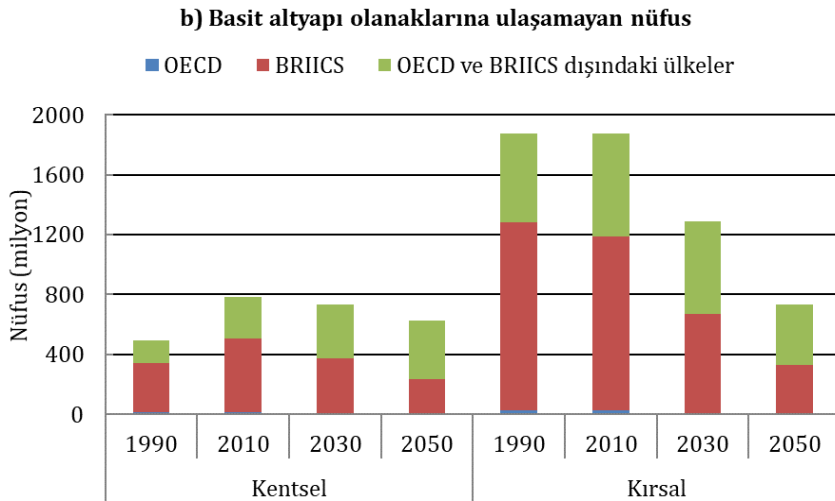
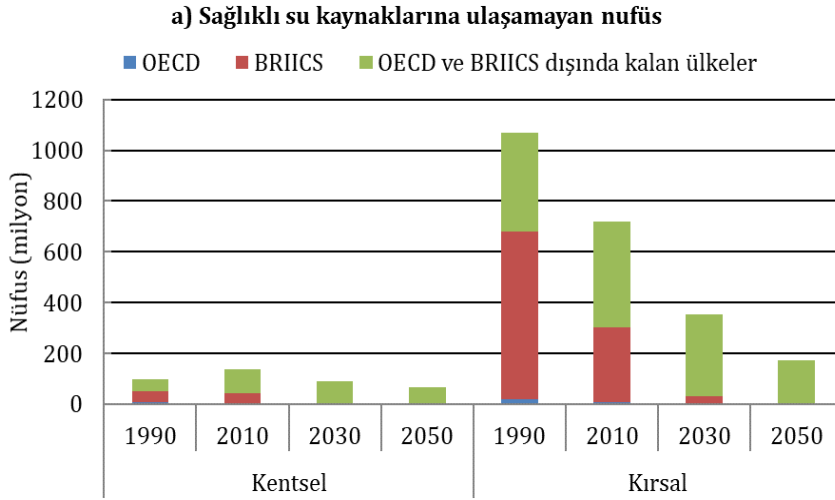
Su kaynaklarına erişim ve hıfzısıhha konusu ele alındığında ise *Yeni Binyıl Gelişme Hedeflerine* göre 1990-2008 yılları arasında temiz su kaynaklarına ulaşan insan sayısı kentlerde 1,1 milyar, kırsal alanda ise 723 milyon artış göstermiştir. Fakat yine de 2008 itibarıyla 141 milyon kent ve 743 milyon kırsal alan nüfusunun artırılmamış içme suyu kullandığı belirlenmiştir. Şekil 1.5'te sağlıklı su kaynaklarına ve basit hıfzısıhha öğelerine sahip olmayan nüfusa ait bilgiler verilmektedir. Buna göre yüksek gelir seviyesi ve devam eden kentselleşme sürecinin, su temini ve hıfzısıhha sürecini daha kolaylaştırdığı anlaşılmaktadır. Yine de bu başarı yanıltıcı olabilmektedir. Bu üç sebeple açıklanabilir.

Birincisi kırsal kesimlerde süreç hızlı bir şekilde ilerlemiş olmasına rağmen hala suya ulaşamayan insan sayısı göz ardı edilemeyecek kadar

fazladır. İkincisi, sağlıklı su kaynaklarına ulaşamayan şehir nüfusu aslında 1990 yılı ile karşılaştırıldığında artış göstermiştir. Üçüncüsü ise “temiz içme suyu kaynaklarını kullanan nüfus” demek her zaman güvenli su kaynaklarına ulaşan nüfus anlamına gelmemektedir. Birleşmiş Milletler 2010 yılında güvenilir su kaynaklarına ulaşabilmeyi temel insan haklarından biri olarak tanımlamıştır. Basit altyapı ihtiyaçlarını karşılayamayan ve suya erişimi olmayan kişiler genellikle kırsal alanlarda yaşarken, 2050 yılına gelindiğinde bu durumun kentsel bölgelerle eşitlenmesi beklenmektedir (OECD raporu, 2009; OECD istatistikleri, 2017).



Şekil 1.4 2000 ve 2050 yıllarındaki nehir yataklarına ait su stresinin karşılaştırılması (UNESCO raporu, 2016)



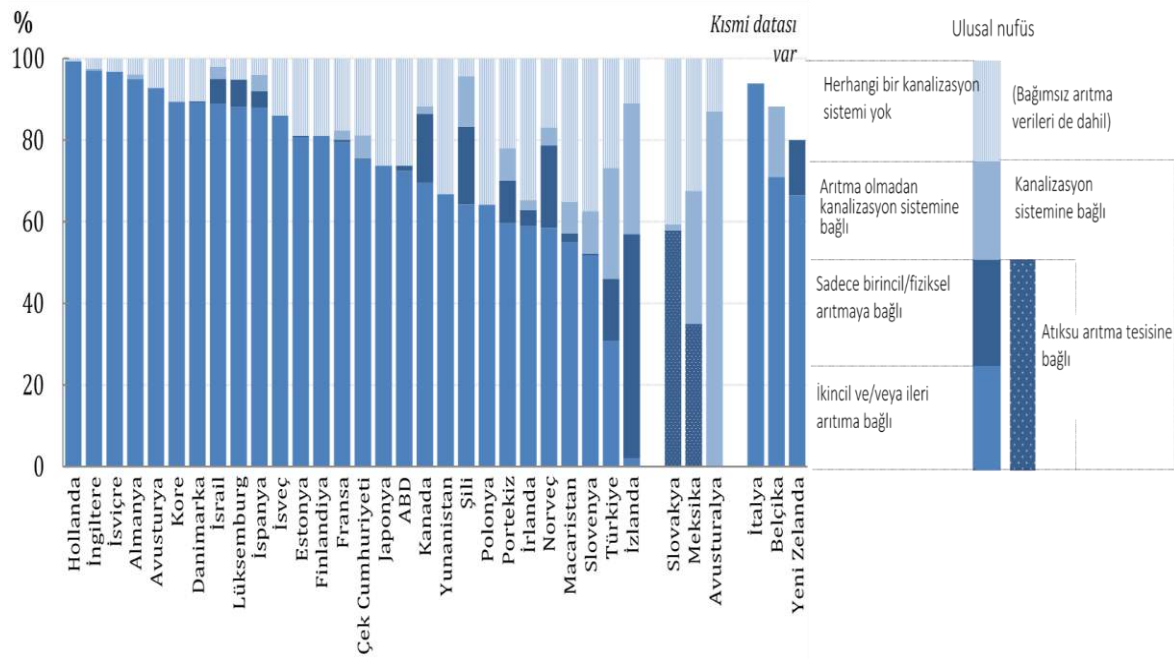
Şekil 1.5 Yıllara göre a) sağlıklı su kaynaklarına, b) basit altyapı olanaklarına ulaşamayan nüfus karşılaştırılması (OECD raporu, 2009; OECD istatistikleri, 2017)

Suyun temini ve kullanımı sonrası oluşan atıksuyun arıtımı da bir diğer önemli husustur. Atıksu, evlerde, iş yerlerinde, endüstride ve diğer yaşam ve ticari faaliyet alanlarında oluşan atıksu olarak

tanımlanmaktadır. Deşarj edilen kaynağa göre de evsel ve endüstriyel atıksu olarak adlandırılmaktadır. Atıksuyun verimli bir şekilde arıtılması doğrudan içme suyunun kirlenmesini önleyici bir unsur olarak düşünülebilir. Şekil 1.6'da OECD ülkelerindeki nüfusun evsel atıksu arıtma tesislerine ne şekilde bağlı olduğuna dair yüzdeleri verilmiştir. Evsel atıksu arıtma tesislerine bağlı nüfus 1980'lerde %50'liler civarında iken, 2012 yılına gelindiğinde %70 seviyelerine ulaşmıştır. Şekil 1.6 incelendiğinde atıksu arıtma tesislerine ulaşabilen nüfus ve arıtma tesislerinin gelişmişliği, OECD ülkeleri arasında bile değişiklik göstermektedir. Bazı ülkeler, ikincil ve üçüncül arıtma uygulamalarında gelişme gösterirken, bazıları da kanalizasyon ve birincil arıtma sistemlerinde gelişme göstermiştir (OECD raporu, 2009; OECD istatistikleri, 2017). Bu sistemlere ek olarak, yakın gelecekte yağmur suyu ve yüzey sularının yönetiminde iyi bir planlamanın yapılması gerektiği aşıkardır.

Su temini, atıksu toplama ve arıtma konusunda karşılaşılan faktörler sosyoekonomik, teknolojik, çevresel ve politik olmak üzere dört ana başlıkta incelenebilir. Sosyo-ekonomik faktörlerin etkisinde suyun toplam ve birim maliyetinin nüfus artışına, nüfus profilindeki değişime bağlı olarak artması beklenmektedir. Teknolojik faktörler de güvenilir, ekonomik, geniş kitleye uygulanabilir teknolojilerin uygulanmasını belirlemekte ve yine bu seçimler maliyet artışını beraberinde getirmektedir. Günümüzde yaşanan su kıtlıklarının çoğu yanlış teknoloji seçimi ve sürdürülebilir olmayan adımların atılması sonucunda yaşanmaktadır. Politik faktörler de suyun maliyetini arttırmaktadır. Bu artış, kentselleşme sürecinin kontrolü ve hızlı değişimlerine yönetimin ayak uydurup uyduramaması gibi sebeplere bağlı olarak gerçekleşmektedir.

Su problemini çözmek için alternatif yöntemler geliştirilmiştir. Alternatif yöntemler olarak yağmur suyu, gri su, su geri kazanımı ve deniz suyunun arıtılarak kullanılması gelmektedir.



Şekil 1.6 OECD ülkeleri arasında atıksu arıtma tesislerine ulaşabilen nüfus ve arıtma tesislerinin durumu

Su geri kazanımı, çeşitli alan veya sektörlerde atıksuyun güvenilir bir şekilde yeniden kullanılabilmesi için gerekli su kalitesi standartlarını sağlayabilmek amacıyla çeşitli arıtma süreçlerini içermektedir. Yeniden kullanımın gerçekleştiği sektörler arasında tarımsal veya endüstriyel amaçlı kullanım oldukça önemli bir yer kaplamaktadır. Gelişmekte olan ülkelerde yeterli miktarda su temini yapılamadığı durumlarda, atıksu önemli bir su kaynağı olup, su geri kazanımı kaçınılmaz bir mühendislik yaklaşımıdır.

Su geri kazanımı için birçok değişik teknoloji ve sistem geliştirilmiştir (Asano ve diğ., 2007). Tablo 1.1'de su geri kazanımının önemi, olası yararları ve kullanımının artmasına destek olabilecek sebepler kısaca özetlenmiştir.

Tablo 1.1 Su geri kazanımının önemi, olası yararları ve kullanımının artmasına destek olabilecek sebepler (Asano ve diğ., 2007)

Su geri kazanımının önemi

- İnsanoğlunun suyu bir kez kullanma lüksünün olmaması (Su sınırlı bir kaynaktır.)
- Su döngüsünün farkında olmak ve bunun daha iyi ve fazla şekilde gerçekleşebilmesini sağlamak
- Geri kazanımı yapılan suyun içme suyu gerektirmeyen uygulamalarda (sulama ve soğutma vb.) kullanılmaya uygun oluşu ve su kaynaklarını destekleyerek suyun etkin ve verimli kullanılmasını sağlamak
- Suyun etkin biçimde kullanılmasını sağlayarak su kaynaklarının sürdürülebilir olmasına katkıda bulunmak
- Geri kazanımdan elde edilen su ile enerjinin ve kaynakların daha etkin kullanımını sağlamak
- Geri kazanım sayesinde alıcı ortama deşarj edilen suyun hacminin azaltılarak çevrenin korunmasına katkıda bulunmak

Tablo 1.1 (Devamı) Su geri kazanımının önemi, olası yararları ve kullanımının artmasına destek olabilecek sebepler (Asano ve diğ., 2007)

Su geri kazanımının olası yararları

- Temiz su kaynaklarının korunumu
- Kirlenmeye sebep olabilecek nütrientlerin kontrolünün sağlanması
- Deşarj edilen miktarın azaltılması sonucu sulak ortamlardaki hassas canlıların korunması
- Ekonomik üstünlük sağlanması
- Geri kazanımı yapılmış su içerisinde bulunan nütrientler sayesinde gübre kullanımının azalması ve buna bağlı olarak kaynakların korunumu (Geri kazanılmış su içerisinde nütrientler bulunursa ve bu sulama amaçlı kullanılırsa ürün eldesi için daha az gübre kullanımı gerekmektedir.)

Su geri kazanımının uygulanmasını arttıracak diğer faktörler

- *Erişilebilirlik:* Geri kazanılan su, olduğu yerde yeniden kullanılabilmesi için suyun pahalı olduğu bölgelerde kolay erişilebilir olması
- *Güvenilirlik:* Geri kazanılan su miktarının tahmin edilebilir bir su kaynağı olması (Su kıtlığı bile yaşansa kentlerden çıkacak atıksu miktarı muhtemelen aynı kalacaktır ve buna bağlı olarak geri kazanılacak su miktarı da tahmin edilebilir olacaktır.)
- *Çok yönlülük:* Alternatif su temini (Geri kazanım ile mevcut su kaynaklarına alternatif su temini yapılabilecektir.)
- *Güvenlik:* Kullanım suyu amaçlı su geri kazanımı sistemlerinin yaklaşık olarak 40 yıldır kullanılması ve sağlık riski oluşturabilecek herhangi bir durumun dünya çapında rapor edilmemiş olması
- *Su kaynaklarına olan rekabet:* Artan nüfusla birlikte varolan su kaynakları üzerindeki baskının artması ve alternatif kaynak ihtiyacının artması
- *Suyun maliyeti:* Su maliyetinin daha gerçekçi rakamlara ulaşmasının sağlanması

Tablo 1.1 (Devamı) Su geri kazanımının önemi, olası yararları ve kullanımının artmasına destek olabilecek sebepler (Asano ve diğ., 2007)

Su geri kazanımının önemi, olası yararları ve kullanımının artmasına destek olabilecek sebepler

- *Deşarj standartları:* Daha sıkı hale gelen deşarj standartlarına bağlı olarak atıksu arıtma tesislerindeki proseslerin iyileştirilmesi gerekliliğinin maliyeti arttırması ve bu durumda geri kazanımın önemi
- *Gereklilik ve Oportünizm:* Su kıtlığı, kuraklık, atıksu deşarj standartlarının artırılması, ekonomik, politik ve teknik sebeplere bağlı olarak su geri kazanımı projelerine olan gereksinimlerin artması

Sonuç olarak, yakın zamanda temiz su kaynaklarının nüfus artışına bağlı olarak ihtiyacı karşılayamama olasılığı, evsel ve endüstriyel alanlarda oluşan atıksuyun alternatif bir su kaynağı olarak değerlendirilmesini zorunlu hale getirmektedir. Bu nedenle, varolan temiz su kaynaklarımızın stratejik yönetimi; atıksu arıtımı, geri kazanımı ve yeniden kullanımını da kapsayacak nitelikte olmalıdır. Ancak, atıksuların birçok farklı yeniden kullanım faaliyetleri ele alındığında, halihazırda yaygın biçimde kullanılan konvansiyonel arıtma teknolojilerinin yetersiz kaldığı görülmektedir. Yüksek kalitede su eldesi ve geri kazanımdaki üstünlüklerinden dolayı membran prosesler su geri kazanım sektöründe en önemli teknolojilerin başında gelmektedir.

1.2. Membran Teknolojilerinin Önemi ve Kullanım Alanları

Membran, iki homojen faz arasındaki seçici geçirgen bariyer olarak tanımlanmaktadır. Seçicilik ve özelliğine göre çeşitli kirleticiler için bariyer olması dolayısıyla önemli bir ayırma malzemesidir. Bu malzemenin kullanılmasıyla geliştirilen sistemlerinin çıkış suyu kalitesinin çok iyi olması, az yer kaplamaları, az inşaat gerektirmesi, otomasyona olanak tanınması ve çok az kimyasal kullanılması önemli üstünlükler sunmaktadır. Bu üstünlüklerin yanında membran tıkanması,

bu teknolojinin yaygınlaşmasını olumsuz yönde etkileyen en önemli işletme problemidir. Dünya nüfusu ve endüstriyel sektörlerin artışına bağlı olarak meydana gelen su kıtlığı problemi, insanoğlunu ileri seviyede arıtma teknolojilerini geliştirmeye, yenilikçi membran proseslerinin üretilmesine ve membranların kritik özelliklerinin iyileştirilmesine yönlendirmektedir.

Membranlar genel olarak içme suyu, evsel ve endüstriyel atıksuların arıtılmasında, gazların ayrılmasında, elektrokimyasal proseslerde, biyomedikal alanda kan ve idrarın diyalizi, oksijen kazandırılması, membran bazlı sensörlerde, kontrollü ilaç salınımı vb. gibi alanlarda kullanılmaktadır. Sonuç olarak membranların uygulama alanları aşağıda özetlenmiştir (Aslan, 2016; AMTA, 2017; Ravanchi ve diğ., 2009; Bodzek ve diğ., 2012; Baker, 2012):

- İçme suyu arıtımında
- Evsel ve endüstriyel atıksuların arıtımında ve yeniden kullanımında
- Tuzlu su arıtımında
- Deniz suyundan içme suyu eldesinde
- Gaz ayırımında
- Sertlik, organik madde, mikrokirletici vb. gideriminde
- Proses suyu eldesinde
- Biyoenerji, biyogaz üretiminde
- Metal giderimi ve geri kazanımında
- Yarı iletken üretimi ve enerji sektörleri için yüksek saflıkta su eldesinde
- Yiyecek ve içecek sektöründe (süt ve peynir üretimi, bira, şarap ve alkollü içki üretiminde)
- Petrol endüstrisinde olefin/parafin ayrımı, fenol ve aromatik bileşenlerin geri kazanımında, dehidrojenasyonda
- Hemodiyaliz, kan oksijenatörleri, plazma ayrımı, kontrollü ilaç taşınımı vb. gibi medikal uygulamalarda
- Bakteri/virüs ayırmada

- Protein ve enzim ayrımı ve geri kazanılmasında
- Protein çözeltilerinin yoğunlaştırılmasında

1.3. Membranların Tarihsel Süreçteki Gelişimi

Membran teknolojisi, yaklaşık olarak 50 senedir aktif olarak çok farklı endüstri alanında kendine yer bulmaktadır. Ayrıca polimer kimyası, elektrokimya, kimya mühendisliği, çevre mühendisliği ve malzeme mühendisliği gibi bilim ve mühendislik konularında da membran teknolojileri aktif olarak çalışılmaktadır (Lonsdale, 1982).

Membranlar tarihsel gelişimi içerisinde kendine 1950'lerden önce yer bulsa da çok yaygın olarak kullanım alanına sahip değillerdi. O günden bugüne kadar membran teknolojilerinin gelişiminde bazı kritik olaylar yaşanmıştır. Bunlardan ilki 18. yüzyıla dayanmaktadır. Nollet, 1752'de bir tarafta su-etanol karışımı diğer tarafta su ortamı bulunurken, aradaki malzemenin seçici olarak etanolü geçirdiğini keşfetmiştir. Nollet'in yarı geçirgen membran ve osmotik basınç kavramlarını ilk keşfeden kişi olduğu düşünülmektedir. Fick, 1855'de difüzyon kanunlarını yayınlamıştır. Bu kanunlar, membran kalınlığı boyunca taşınımın ne şekilde gerçekleştiğini ilk kez tanımlamayı sağlamıştır (Fick, 1855). Yarı geçirgen membranlardaki kütle taşınımı üzerine daha sistematik çalışmaları ise Graham yapmıştır. Graham, 1866'da farklı ortamlar kullanarak gaz difüzyonunu çalışmış ve kauçuğun farklı gazlara karşı farklı geçirgenliğe sahip olduğunu keşfetmiştir. Membranlarla alakalı ilk çalışmalar hayvan mesaneleri ya da kauçuk gibi doğal malzemelerle denenmiştir. Traube, 1867'de ilk kez bakır-demir-siyanür kullanarak gözenekli porselen üzerinde yarı geçirgen membran üretmiştir. Traube, van't Hoff ve Pfeffer, osmotik basınç üzerine çalışmalar yapmıştır (Van't Hoff, 1887; Pfeffer, 1877). Daha sonra Nerst ve Plank, konsantrasyon veya elektrik potansiyel sürücü kuvvetleri altındaki elektrolitler için akı denklemlerini geliştirmiştir (Plank, 1888; Nernst, 1888). Donnan, 1911'de elektrolitlerin varlığında membran

üzerindeki denge ve potansiyel teorileri üzerine çalışmıştır (Lonsdale, 1982; Strathmann ve diğ., 1975).

20. yy başlarından itibaren membran bilimi ve teknolojisi yeni bir aşamaya geçmiştir. Bechold, konsantre asetik asit içerisinde nitroselüloz çözeltisi kullanarak ilk sentetik membranları üretmiştir. Bu membranların geçirgenlikleri asetik asit ve nitroselüloz oranları değiştirilerek ayarlanmıştır. Bechold dışında, Bachmann ve Zsigmondy, Manegold, Grabard ve Elford gibi bilim insanları da membran bilimi ve teknolojisine aynı dönem içerisinde katkıda bulunmuştur. Ters osmozun öncüsü olacak çalışmaları ilk kez Manegold, Michealis ve McBain gibi araştırmacılar 1920'lerde selofan ve selüloz-nitrat malzemeleri kullanarak gerçekleştirmişlerdir. Tuz veya elektrolit çözeltileri, bu membranlardan basınç altında geçirilmiş, süzüntüde beslemeye göre daha az miktarda çözünmüş madde elde edilmiştir (Lonsdale, 1982). 1944 yılında ilk kez fonksiyonel hemodiyaliz cihazı üretilerek membranlar ilk kez büyük ölçekte biyomedikal alanda kullanılmıştır (Kolff, 1944).

1950'li yıllara kadar membranların pratikteki uygulamaları çok fazla bulunmamaktaydı. Bu yıllardan sonra membranlar bilimsel olarak geliştirilmesinin yanında, uygulamaya yönelik olarak da gelişmeye başlamıştır. Polimer kimyasındaki gelişmeler sayesinde özel taşıyım özelliklerine sahip, mükemmel yakın mekanik ve ısıl dayanımları olan sentetik polimerlerin geliştirilmesine olanak sağlamış olup, yeni membranların üretilmesi gerçekleşmiştir. Bu dönem içerisinde membran taşıyım özellikleri, termodinamik olarak geri dönüştürülemez proseslere bağlı olarak açıklanmıştır. Ayrıca çözelti-difüzyon modeli gibi membran taşıyım modeli de geliştirilmiştir (Merten, 1966).

Membran bilim ve teknolojisine yönelik en büyük gelişmelerden birisi, selüloz asetat bazlı yüksek tuz tutunumu ve akıya sahip, orta seviyede hidrostatik basınç gerektiren ters osmoz membranlarının üretilmesi olmuştur (Reid, 1959; Loeb ve Sourirajan, 1964). Denizden içme suyu elde edilebilmesine yönelik en büyük gelişme bu sayede yaşanmıştır.

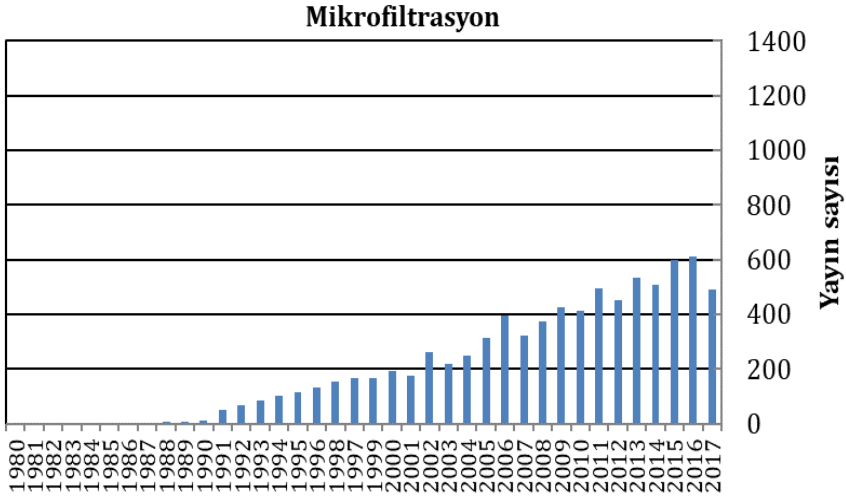
Loeb ve Sourirajan tarafından geliştirilen asimetric yapılı membranlar, yüzeyi yoğun tabakaya sahip olup yüksek seçicilik ve akı sağlarken, oldukça gözenekli iç katman ise membrana mekanik dayanım sağlamaktadır. Asimetric selüloz asetat membranlar faz dönüşümü metodu kullanılarak homojen polimer çözeltisinin iki fazlı bir yapıya dönmesiyle (polimerin katı polimer fazı, polimer içermeyen kısmın ise gözenekli fazı oluşturması gibi) üretilmiştir (Kesting, 1971; Strathmann ve diğ., 1975). Sonrasında sentetik membranların üretilmesi için poliamid, poliakrilonitril, polietilen, polisülfon gibi diğere polimerler de kullanılmaya başlanmıştır. Bu polimerlerin kullanılmasıyla birlikte membranların mekanik, kimyasal ve ısı dayanımlarında iyileşme görülmüştür. Ara yüzey polimerizasyonunun keşfedilmesine kadar ters osmoz membranlarını üretmek için selüloz asetat kullanılmıştır (Cadotte ve Petersen, 1981; Riley ve diğ., 1967). Ara yüzey polimerizasyonu kullanılarak üretilen membranların akıları, seçicilikleri, kimyasal ve mekanik dayanımları daha yüksek olmuştur. Ters osmoz membranları, ilk olarak düz plaka olarak üretilip spiral sargılı modüllerde uygulanmıştır (Bray, 1968; Westmoreland, 1968). İçi boşluklu fiber membran geometrisinin değiştirilebilir olduğu keşfedildikten sonra, asimetric içi boşluklu fiber membranlar, tuzlu su ve deniz suyu tuzsuzlaştırılmasında kullanılmaya başlanmıştır. Etkin membranların üretilmesi gerçekleştikten ve bununla ilgili teknolojik gelişmelerden sonra membran modüllerinin geliştirilmesine başlanmıştır. Üretilen modüllerde, yüksek paketleme yoğunluğu, güvenilirlik, membran ya da modülün kolay değiştirilebilir olması, düşük maliyet ve konsantrasyon polarizasyon kontrolünü sağlayacak şartların olması beklenmektedir (Lonsdale, 1982).

1970 ve 1980'li yıllarda elektrodializ, pervaporasyon ve gaz ayrımı konularında gelişmeler yaşanmıştır. Yakın zamanda ise kontrollü ilaç salınımı, yakıt hücreleri ve pillerde enerjinin dönüşümü konularında membranlar kullanılmaya başlanmıştır. 2000'li yıllarda ise nanoteknolojinin gelişmesiyle birlikte membran özelliklerinin iyileştirilmesi amacıyla nanopartikül eklentili kompozit membranların üretilmesi gerçekleşmiştir. Mevcut membranlar, büyük ölçüde

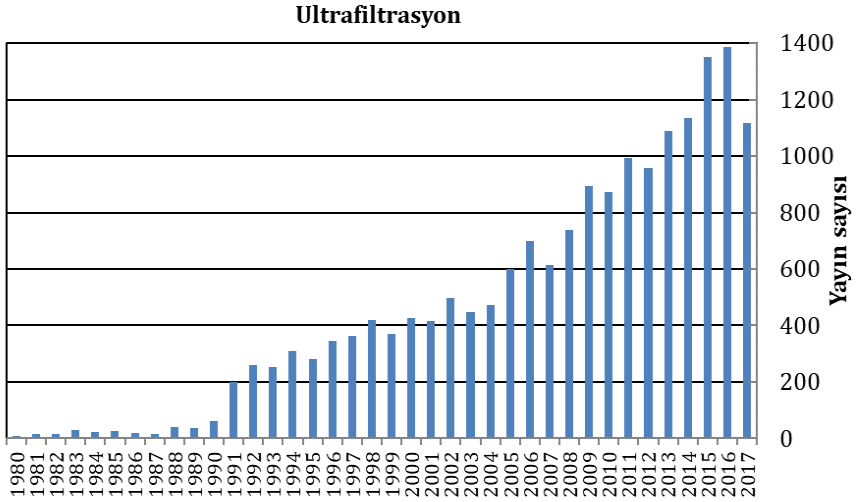
sınırlarına ulaşmıştır. Bu amaçla, düşük basınçta işletilebilen, yüksek akı ve geçirgenliğe sahip biyometrik yaklaşımlar kullanılarak membranların geliştirilmesine başlanmıştır (Şengür-Taşdemir ve diğ., 2016). Membran konusunda ağırlık, membran üretiminin yanında proses geliştirilmesine, uygulama ve uzun süreli işletme deneyimi üzerine olmuştur. Ayrıca membran kontaktörlerinin ve membran reaktörlerinin kullanılmasına yakın geçmişte başlanmış ve bu konudaki çalışmalar artış göstermektedir (Strathmann ve diğ., 2006).

1.4. Membran Teknolojilerinin Bilimsel Gelişimi

Bu bölümde, kitap boyunca bahsedilecek olan membran proseslerinin bilimsel gelişimini incelemek amacıyla farklı kategoride derlenmiş sayısal veriler değerlendirilecektir. Bu kategoriler membranlarla içme suyu arıtımı, atıksu arıtımı ve su geri kazanımı olup bu konular ile ilgili yıllar içerisinde basılmış olan makale, kitap bölümü ve derleme yayın sayıları hakkında bilgiler, “Web of Science” veritabanı baz alınarak derlenmiştir. Şekil 1.7-1.25 aralığında sırası ile mikrofiltrasyon, ultrafiltrasyon, nanofiltrasyon, ters osmoz, ileri osmoz, basınç geciktirmeli osmoz, membran distilasyonu, elektrodializ, pervaporasyon, membran kontaktör, membran biyoreaktör, anaerobik membran biyoreaktör, aerobik membran biyoreaktör, elektrodializasyon, membran prosesler ile içme suyu arıtımı, membran prosesler ile atıksu arıtımı, membran prosesler ile endüstriyel atıksu arıtımı, membran prosesler ile su geri kazanımı ve desalinasyon konusunda çıkan bilimsel yayınların yıllara göre değişimi verilmiştir.

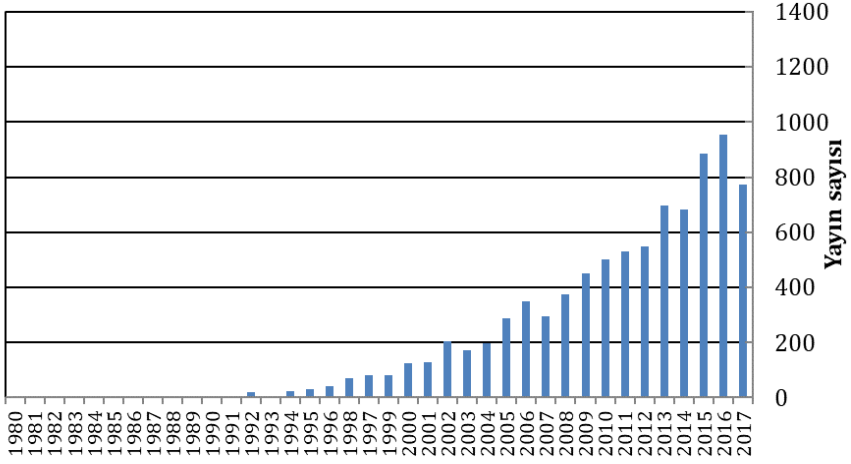


Şekil 1.7 Yıllara göre “mikrofiltrasyon” kelimelerini içeren yayın sayısındaki değişim (1973-1979 yılları arasında da 19 yayın bulunmaktadır) (Web of Science, Ekim 2017)



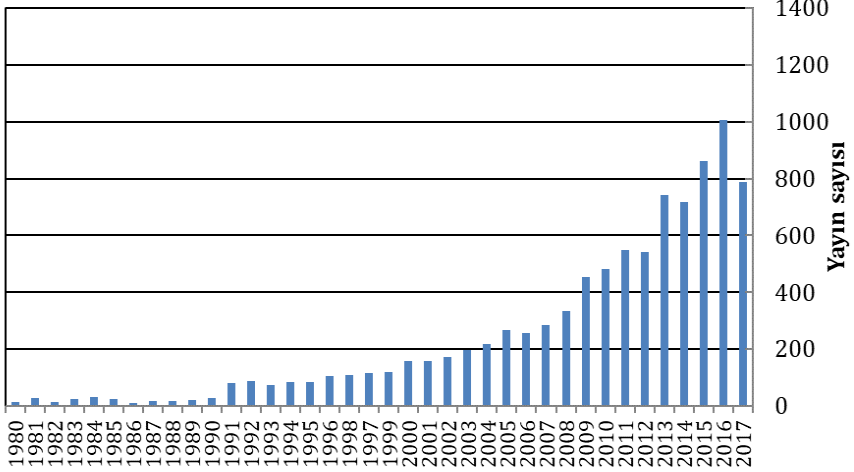
Şekil 1.8 Yıllara göre “ultrafiltrasyon” kelimelerini içeren yayın sayısındaki değişim (1970-1979 yılları arasında da 74 yayın bulunmaktadır) (Web of Science, Ekim 2017)

Nanofiltrasyon

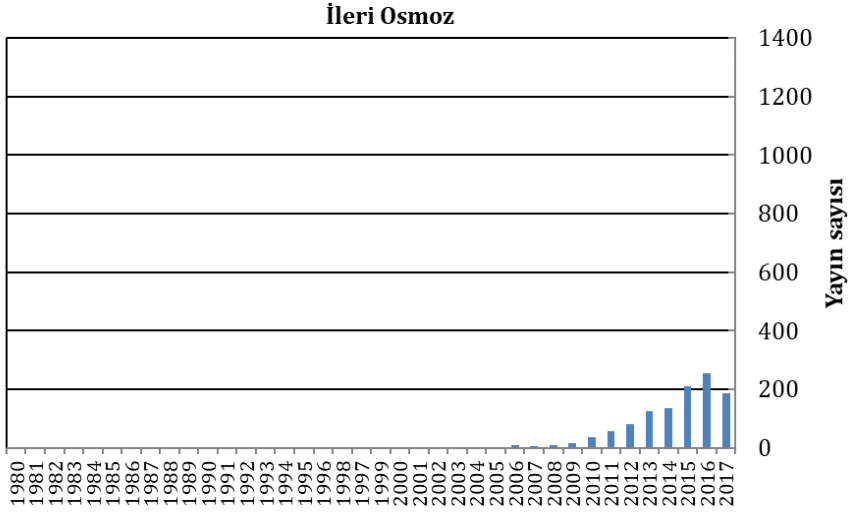


Şekil 1.9 Yıllara göre “nanofiltrasyon” kelimelerini içeren yayın sayısındaki değişim (1988 öncesine dair yayın bulunmamaktadır) (Web of Science, Ekim 2017)

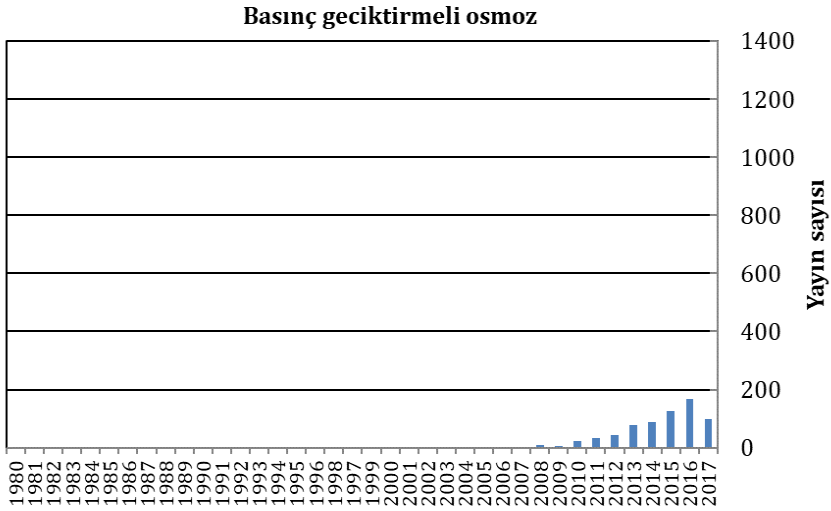
Ters Osmoz



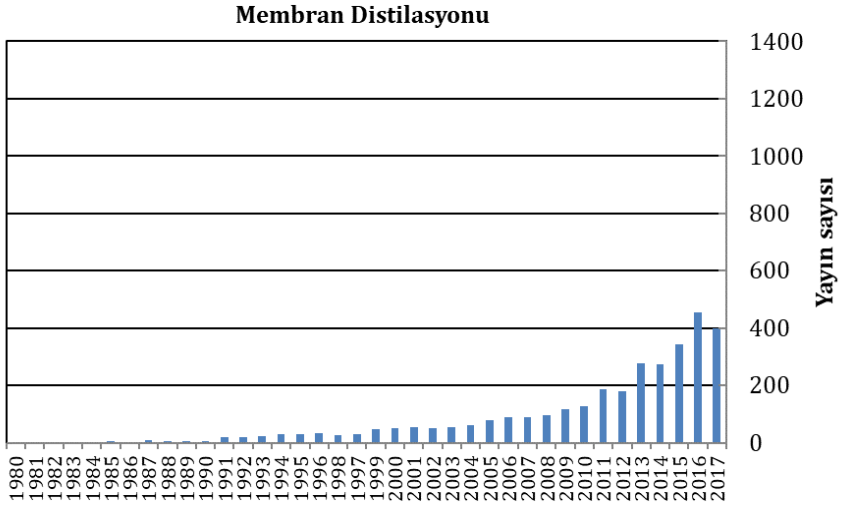
Şekil 1.10 Yıllara göre “ters osmoz” kelimelerini içeren yayın sayısındaki değişim (1970-1979 yılları arasında da 170 yayın bulunmaktadır) (Web of Science, Ekim 2017)



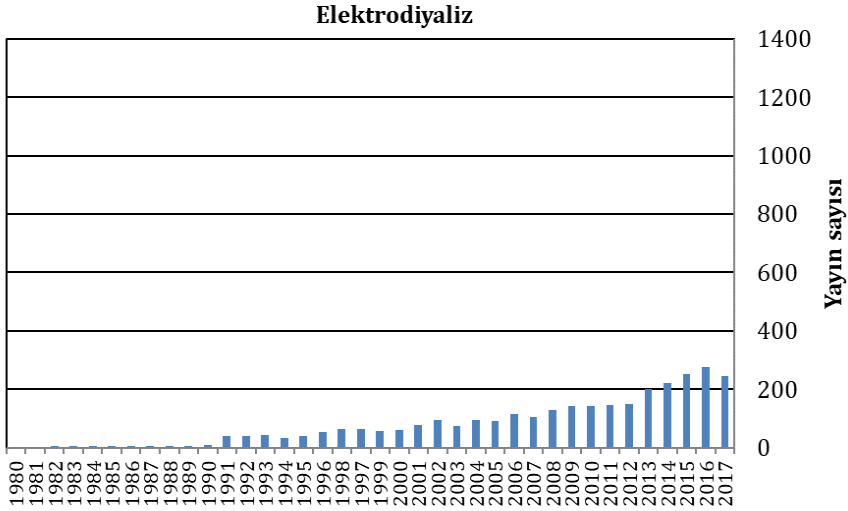
Şekil 1.11 Yıllara göre “ileri osmoz” kelimelerini içeren yayın sayısındaki değişim (2005 öncesi verilere ulaşılamamıştır) (Web of Science, Ekim 2017)



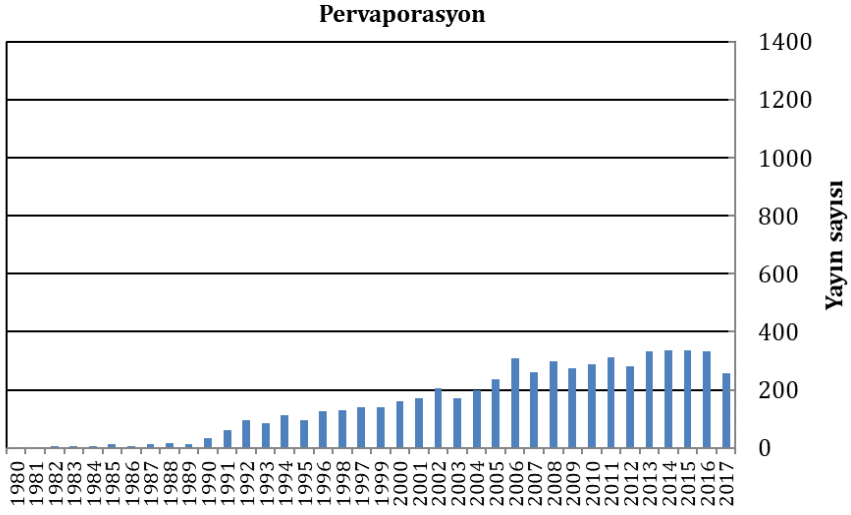
Şekil 1.12 Yıllara göre “basınç geciktirmeli osmoz” kelimelerini içeren yayın sayısındaki değişim (2008 öncesi verilere ulaşılamamıştır) (Web of Science, Ekim 2017)



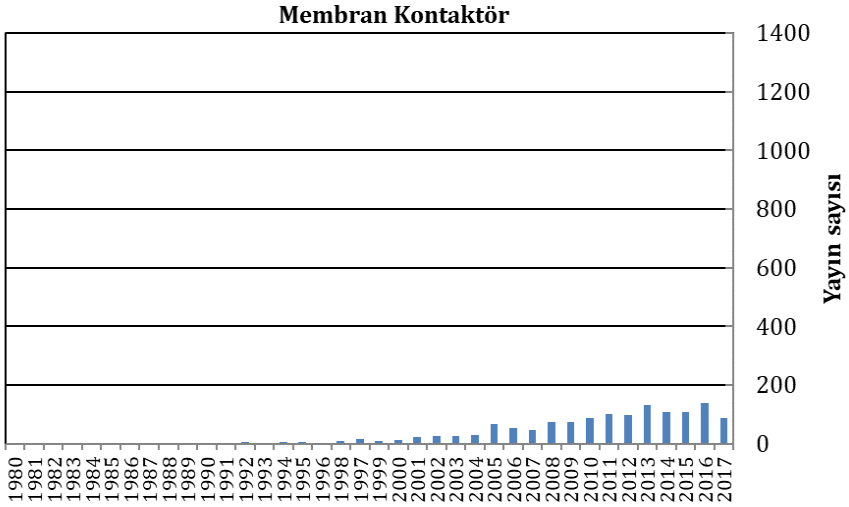
Şekil 1.13 Yıllara göre “membran distilasyonu” kelimelerini içeren yayın sayısındaki değişim (1985 öncesi yayın bulunmamaktadır) (Web of Science, Ekim 2017)



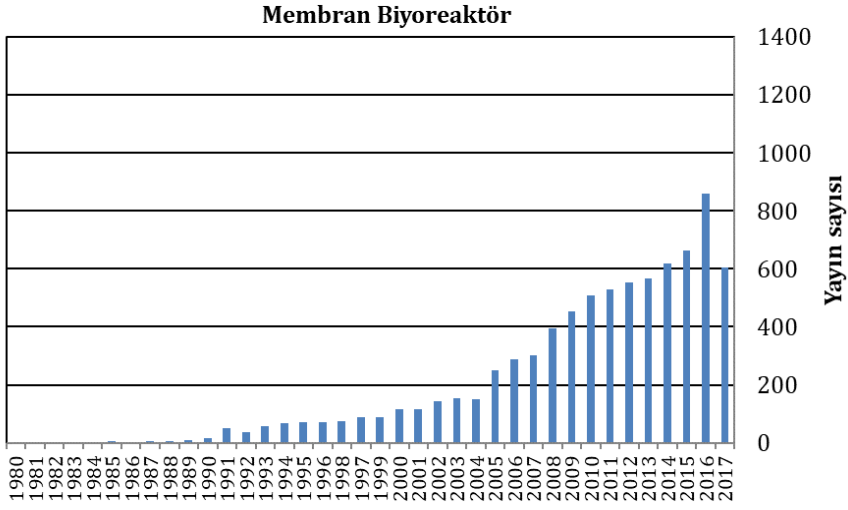
Şekil 1.14 Yıllara göre “elektrodiyaliz” kelimelerini içeren yayın sayısındaki değişim (1970-1979 yılları arasında da 44 yayın bulunmaktadır) (Web of Science, Ekim 2017)



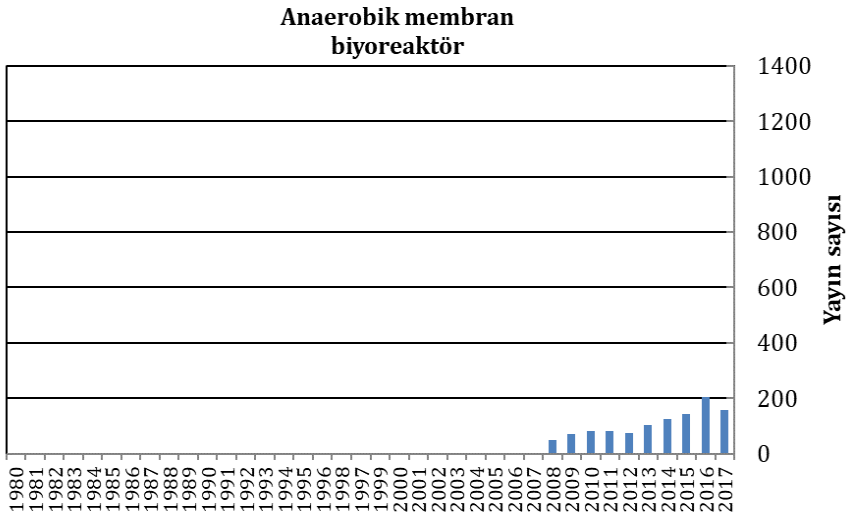
Şekil 1.15 Yıllara göre “pervaporasyon” kelimelerini içeren yayın sayısındaki değişim (1974-1979 yılları arasında da 2 yayın bulunmaktadır) (Web of Science, Ekim 2017)



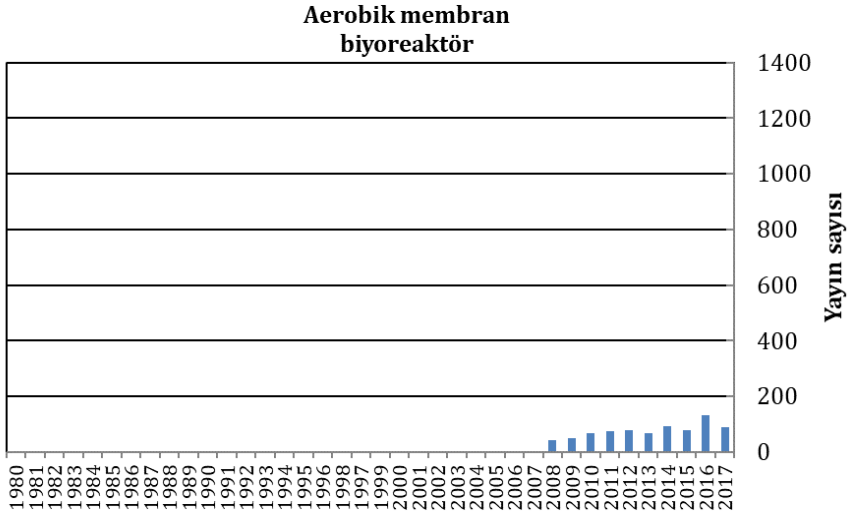
Şekil 1.16 Yıllara göre “membran kontaktör” kelimelerini içeren yayın sayısındaki değişim (1992 yılı öncesinde 2 yayın bulunmaktadır) (Web of Science, Ekim 2017)



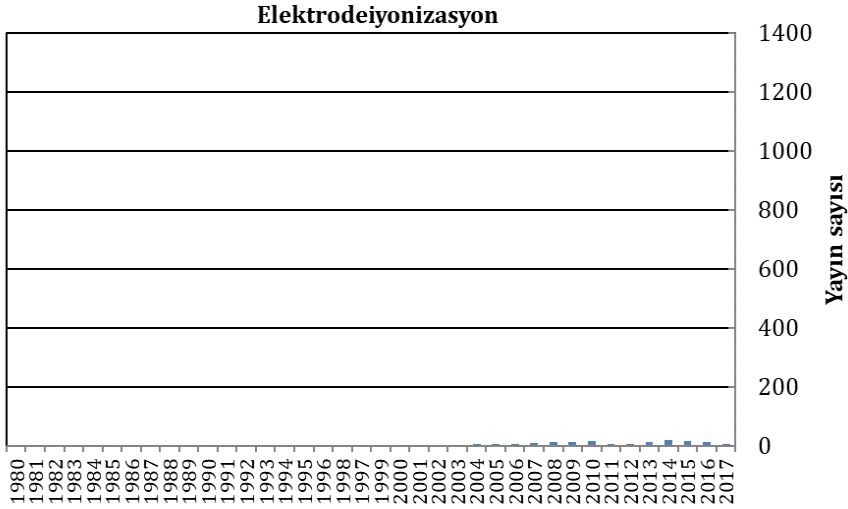
Şekil 1.17 Yıllara göre “membran biyoreaktör” kelimelerini içeren yayın sayısındaki değişim (1986 yılı öncesinde yayın bulunmamaktadır) (Web of Science, Ekim 2017)



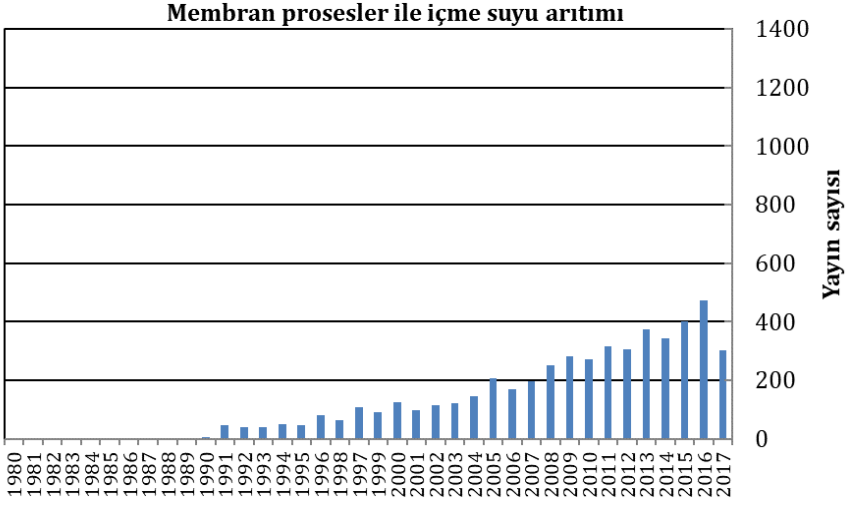
Şekil 1.18 Yıllara göre “anaerobik membran biyoreaktör” kelimelerini içeren yayın sayısındaki değişim (2008 öncesi verilere ulaşılamamıştır) (Web of Science, Ekim 2017)



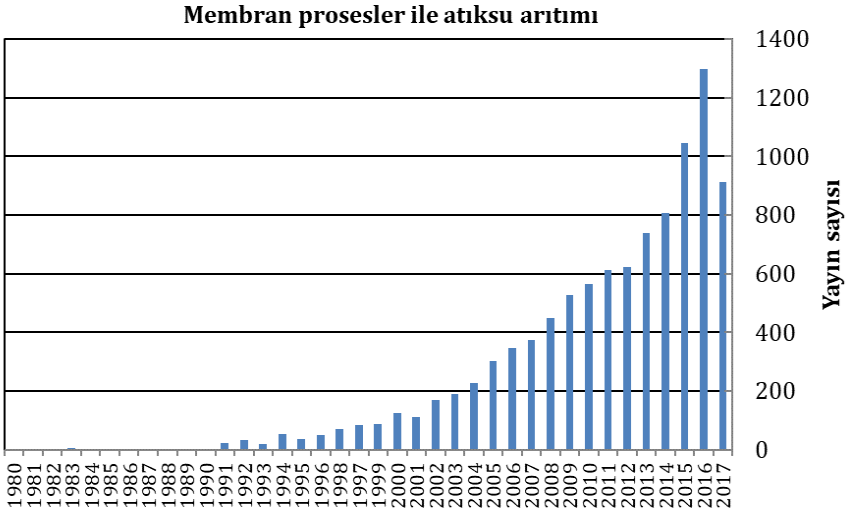
Şekil 1.19 Yıllara göre “aerobik membran biyoreaktör” kelimelerini içeren yayın sayısındaki değişim (2008 öncesi verilere ulaşılamamıştır) (Web of Science, Ekim 2017)



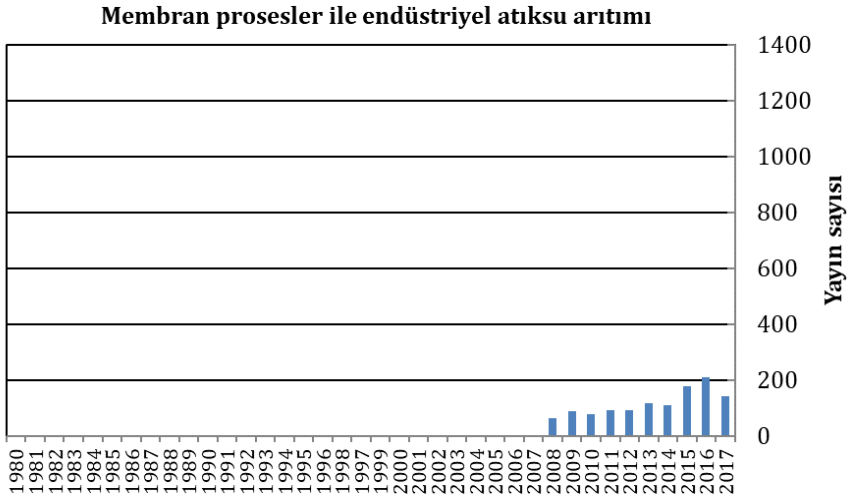
Şekil 1.20 Yıllara göre “elektrodeiyonizasyon” kelimelerini içeren yayın sayısındaki değişim (2001 yılı öncesinde yayın bulunmamaktadır.) (Web of Science, Ekim 2017)



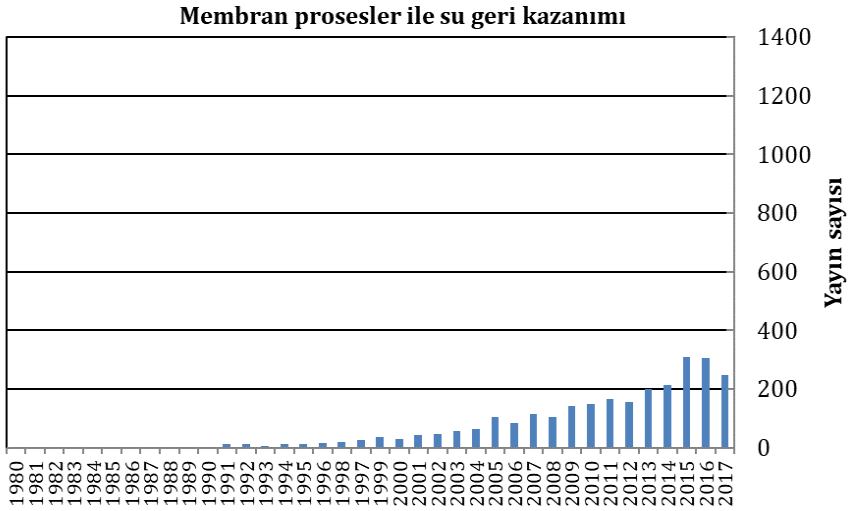
Şekil 1.21 Yıllara göre “membran prosesler ile içme suyu arıtımı” kelimelerini içeren yayın sayısındaki değişim (1989 yılı öncesinde yayın bulunmamaktadır.) (Web of Science, Ekim 2017)



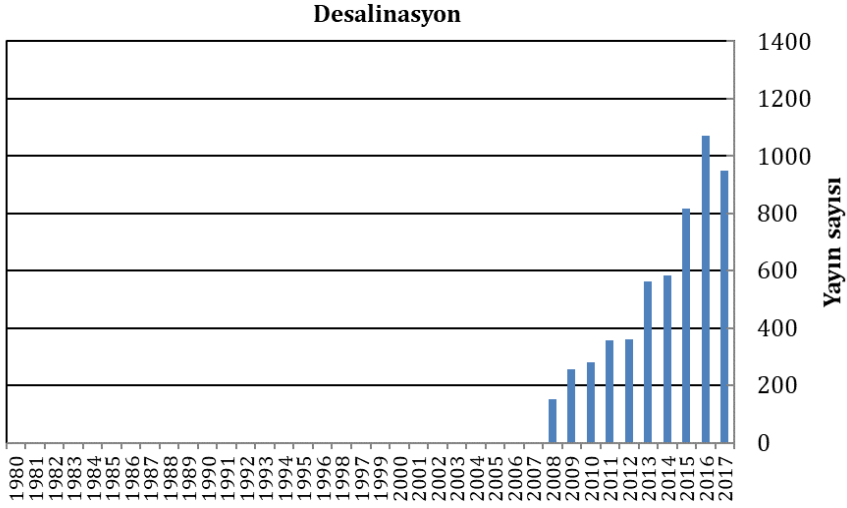
Şekil 1.22 Yıllara göre “membran prosesler ile atıksu arıtımı” kelimelerini içeren yayın sayısındaki değişim (1977-1979 yılları arasında 2 yayın bulunmaktadır) (Web of Science, Ekim 2017)



Şekil 1.23 Yıllara göre “membran prosesler ile endüstriyel atıksu arıtımı” kelimelerini içeren yayın sayısındaki değişim (Web of Science, Ekim 2017)



Şekil 1.24 Yıllara göre “membran prosesler ile su geri kazanımı” kelimelerini içeren yayın sayısındaki değişim (1977-1979 yılları arasında da 2 yayın bulunmaktadır) (Web of Science, Ekim 2017)



Şekil 1.25 Yıllara göre “desalinasyon” kelimelerini içeren yayın sayısındaki değişim (2008 öncesi verilere ulaşılamamıştır.) (Web of Science, Ekim 2017)

2016 itibariyle dünya çapında 120’den fazla ülkede yaklaşık olarak 21000 desalinasyon tesisi bulunmaktadır. Bunlardan bazılarını, Suudi Arabistan, Umman, Birleşik Arap Emirlikleri, İspanya, Kıbrıs, Malta, Portekiz, Yunanistan, İtalya, Hindistan, Çin, Japonya ve Avusturalya oluşturmaktadır (Şekil 1.26). Dünya’da 1945’lerdeki desalinasyon kapasitesi 326 m³/gün iken, 1980’lerde 5 milyon m³/gün değerlerine ulaşmıştır. Haziran 2015 tarihi itibariyle bu değer toplamda, 86,8 milyon m³/gün olarak verilmiştir. 2030 yılına bu değerlerin 110 milyon m³/gün değerlerine ulaşacağı varsayılmaktadır. Bu değerlerin yaklaşık olarak %70’ini Suudi Arabistan, Kuveyt, Birleşik Arap Emirlikleri, Cezayir ve Libya’nın oluşturacağı düşünülmektedir. Bu değerler toplam desalinasyon kapasitesini belirtmekle birlikte, membran sistemlerinin kullanıldığı desalinasyon tesisleri düşünüldüğünde farklılık göstermektedir (MEM-TEK Bülteni, 2017).

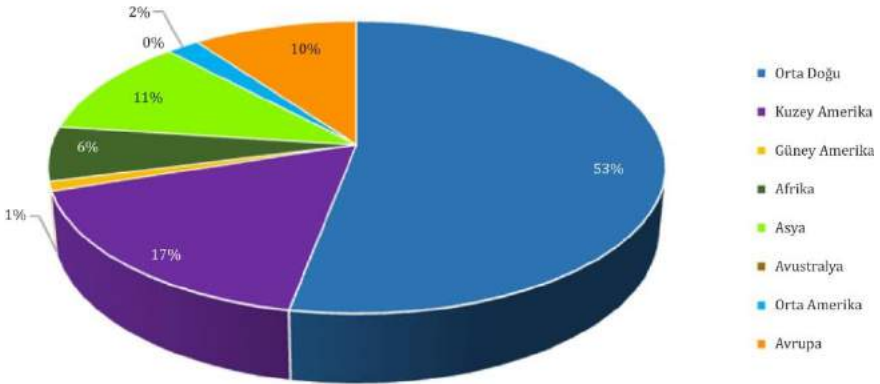
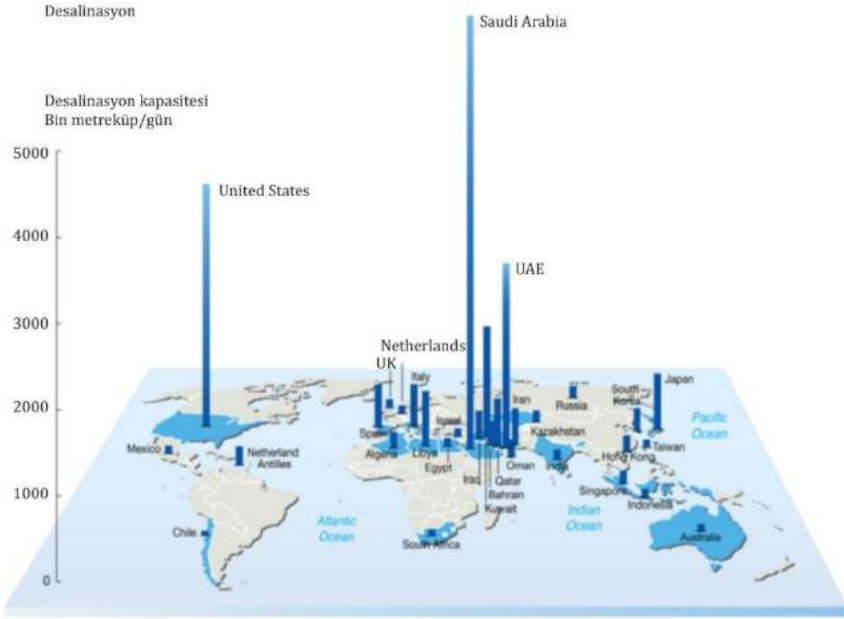
Ters Osmoz (TO) membranlarıyla desalinasyon tesisi kapasitesi son 30 yıl içerisinde hızlı bir artış göstermiştir. Dünya’daki en büyük kapasiteye

sahip bazı membran teknolojilerinin ve membran teknolojisi içeren hibrit sistemlerin kullanıldığı tesisler Tablo 1.2’de verilmiştir.

Membran biyoreaktör (MBR) teknolojisi aktif çamur prosesine alternatif olarak atıksu arıtımı ve su geri kazanımı amacıyla kullanılmaktadır. MBR konvansiyonel biyolojik arıtma sistemi ve fiziksel katı-sıvı ayrımı yapan membran filtrasyonu proseslerini kullanan hibrit bir sistemdir. Konvansiyonel aktif çamur prosesiyle karşılaştırıldığında MBR, son çöktürme havuzunun kapladığı büyük alanları azaltmakta, fazla çamurun oluşmasını önlemektedir. MBR teknolojisi, gelişiminin ilk zamanları olan 1970’li yıllarda harici sistemler olarak ticarileşmiştir. Batık sistem olarak ticarileşmesi ise yaklaşık olarak yirmi sene sonra gerçekleşmiştir. 1990’lı yıllarda kurulan tesis sayısı ve kapasiteleri üstel bir biçimde artmıştır (Judd, 2007; Iorhemen ve diğ., 2016). Tablo 1.3’te en büyük MBR tesisleri hakkında bilgiler verilmiştir.

Atıksu geri kazanımı, su kaynaklarının korunması gerekliliği ve atıksuyu deşarj etmenin maliyetli olması gibi sebeplerden dolayı her geçen gün önem kazanmaktadır. 20. yy’ın başlarında Kaliforniya eyaleti atıksuyun geri kullanılmasına yönelik hamleler gerçekleştirmiştir. Günümüzde atıksu arıtma teknolojilerinin gelişmesi sonucu atıksuyu istenilen kalitede arıtmak mümkün hale gelmiştir (Asano ve Levine, 1996). Şekil 1.27’de “atıksu geri kazanım hacimleri, toplam tesis kapasiteleri” hakkında bilgi verilmektedir.

Şekil 1.28’de en çok kullanılan membran proseslere dair global pazardaki beklenen artış değerleri verilmektedir. Buna göre, 2019 sonuna kadar MBR teknolojisinde %12,8, nanofiltrasyon teknolojisinde %15,6, 2020 sonuna kadar mikrofiltrasyon prosesinde %6,8 ve 2021 sonuna kadar da ultrafiltrasyon prosesinde %6,9 ve ters osmoz prosesinde %15,75 artış beklenmektedir.



Şekil 1.26 Dünyadaki desalinasyon tesislerinin a) ülkeler bazında sayısal dağılımı b) bölgesel olarak yüzdesel bazda dağılımı (MEM-TEK Bülteni, 2017)

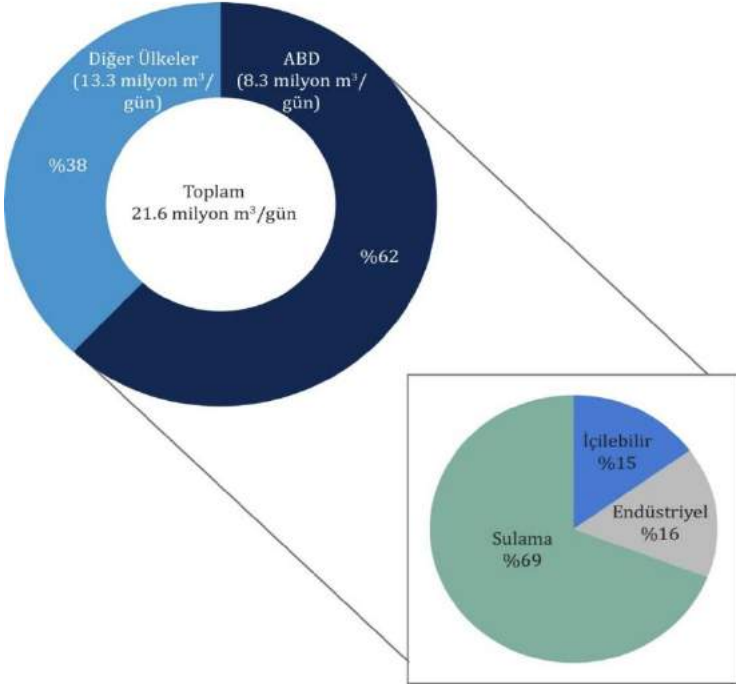
Tablo 1.2 Dünyadaki en büyük membran teknolojisinin kullanıldığı desalinasyon tesislerinden örnekler (MEM-TEK Bülteni, 2017)

Tesis	Kapasite (m³/gün)	Yeri	Teknoloji	Devreye alınma tarihi
Ras al-Khair	1.036.000	Suudi Arabistan	Ters Osmoz + Distilasyon	2015
Jebel Ali	637.000	Birleşik Arap Emirlikleri	Ters Osmoz	2018 (beklenen)
Sorek	624.000	İsrail	Ters Osmoz	2013
Fujairah 2	591.000	BAE	Ters Osmoz + Distilasyon	2010
Hadera	525.000	İsrail	Ters Osmoz	2009
Victoria Desalination	450.000	Avustralya	Ters Osmoz	2012
Ashkelon	396.000	İsrail	Ters Osmoz	2005
TuaSpring	318.500	Singapur	Ters Osmoz	2013
Adelaide	300.000	Avustralya	Ters Osmoz	2012
Torre Vieja	240.000	İspanya	Ters Osmoz	2011
Claude "Bud" Lewis Carlsbad	190.000	ABD	Ters Osmoz	2015
Ras Abu Fonatas A3	164.000	Katar	Ters Osmoz	2018 (beklenen)
Beckton	150.000	İngiltere	Ters Osmoz	2010
Az Zour	136.000	Kuveyt	Ters Osmoz	2014
Tampa Bay	114.000	ABD	Ters Osmoz	2008
Point Lisas	110.000	Trinidad	Ters Osmoz	2013

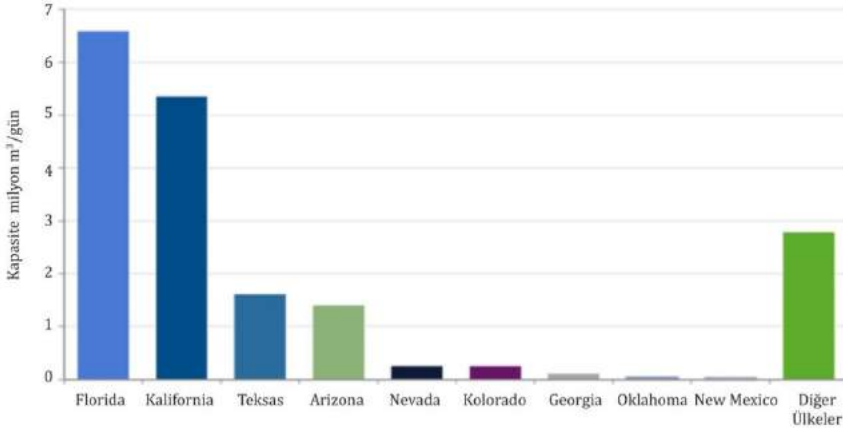
Tablo 1.3 Dünyadaki en büyük MBR tesislerinden örnekler (MBRsite, 2017)

Tesis	Pik Kapasite (m³/gün)	Yeri	Devreye alınma tarihi
Henriksdal	864.000	İsveç	2019(ilk aşama)- 2026 (4. aşama)
Tuas WRP	80.000	Singapur	2025 (beklenen)
Seine Aval	357.000	Fransa	2016
Canton AAT	333.000	ABD	2015-2017
Water Affairs Integrative EPC	307.000	Çin	-
Euclid	250.000	ABD	2018
9. ve 10. AAT	250.000	Çin	2013
Shunyi	234.000	Çin	2016
Wuhan	200.000	Çin	2015
Jilin AAT	200.000	Çin	2015
Caotan AAT	200.000	Çin	-
Brussel Sud	190.000	Belçika	2017
Riverside	186.000	ABD	2014
Brightwater	175.000	ABD	2011
Visalia	171.000	ABD	2014
Qinghe 2 WRP	150.000	Çin	2011
Nanjing East City	150.000	Çin	2014
Yantai TaoziWan	150,000	Çin	2014
Jilin	150.000	Çin	2014
Qinghe	150.000	Çin	2011
Carre de reunion	144.000	Fransa	2015
Changsha AAT	140.000	ABD	2014
North Las Vegas	136.000	ABD	2011
Ballenger,McKinley	135.000	ABD	2013
Assago	125.000	İtalya	2016
Hwaseong-Dongtan	122.000	Güney Kore	2016

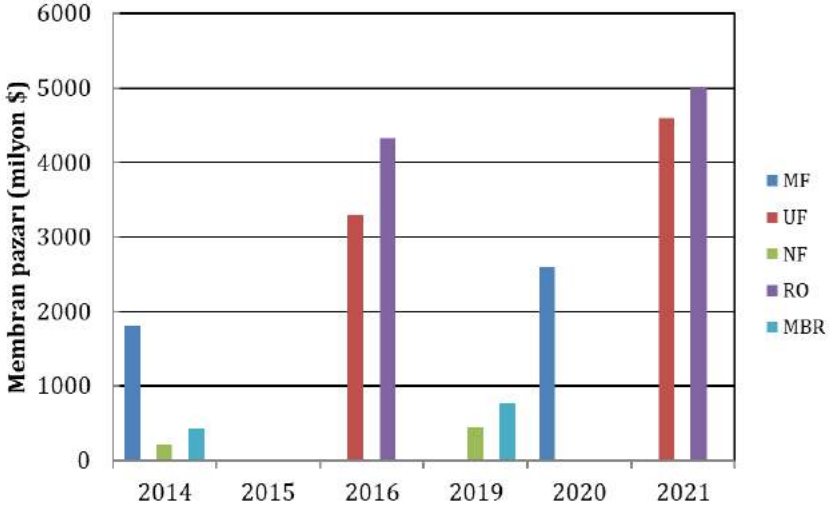
Global Atıksu Geri Kazanımı Hacmi



ABD ve diğer ülkelerdeki su geri kazanımı tesis kapasiteleri



Şekil 1.27 Atıksu geri kazanımı hacimleri ve toplam tesis kapasiteleri (Demoware, 2016)



Şekil 1.28 Global membran pazarında proses bazında pazar hacmi karşılaştırması (Reverse osmosis membrane market, 2016; BBC research, 2014; BBC research, 2015; BBC research, 2016a; BBC research, 2016b)

KAYNAKLAR

- Asano, T., Levine, A.D., (1996). Wastewater reclamation, recycling and reuse: past, present ve future. Water Science and Technology., 33, (10-11), 1-14.
- Asano, T., Burton, F.L., Leverenz, H.L., Tsuchihashi, R., Tchobanoglous, G., (2007). Water Reuse: Issues, Technologies, and Applications 1st Edition, McGraw-Hill Education.
- Aslan, M., (2016). Membran Teknolojileri, Çevre ve Şehircilik Bakanlığı, Türkiye Çevre Koruma Vakfı.
- Baker, R., (2012). Membrane Technology and Applications, 3rd edition, Wiley and Sons Ltd.
- Bechhold H., (1908). Durchlässigkeit von Ultrafilter. Zeitschrift Fur Physikalische Chemie., 64 ,328.

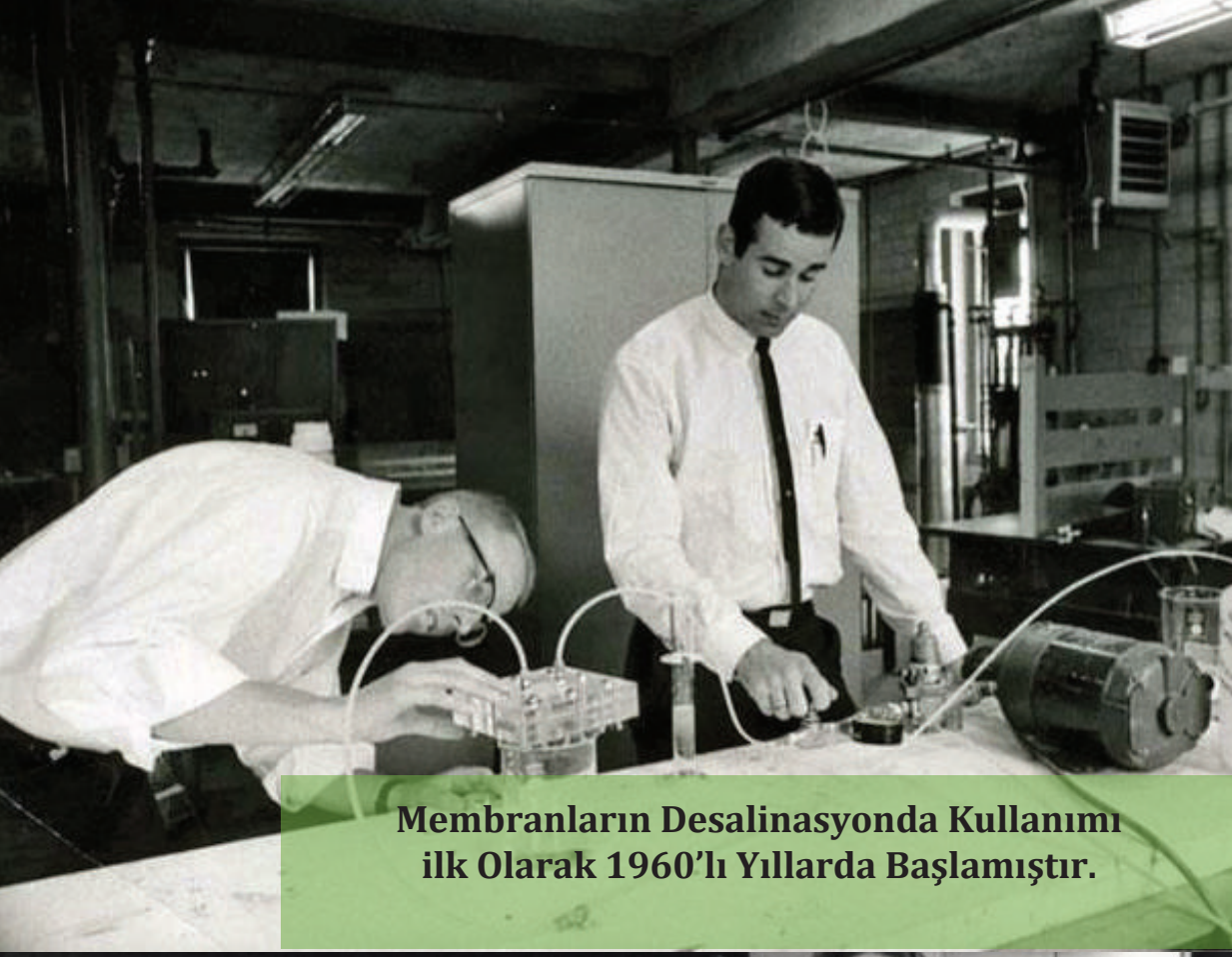
- Bodzek, M., Konieczny, K., Kwiecinska, A., (2012). Application of membrane processes in drinking water treatment–state of art, *Desalination and Water Treatment*, 35, (1-3), 164-184.
- Bray T. D., (1968). Reverse Osmosis Purification Apparatus, US-Patent 3 417 870.
- Cadotte J. E., Petersen R.I., (1981). Thin Film Reverse Osmosis Membranes: Origin, Development, and Recent Advances, in *Synthetic Membranes*, ACS Symposium Series 153, Vol. I, Desalination, eds. Turbak, A.F. pp. 305 -325, Washington, D.C.: American Chemical Society.
- Fick A., (1855). Über Diffusion, *Poggendorff's Annalen der Physik und Chemie*, 94 ,59.
- Graham T., (1866). On the Absorption and Dialytic Separation of Gases by Colloid Septa. *Philosophical Magazine and Journal of Science*, 32 , 401.
- Iorhemen, O.T., Hamza, R.A., Tay, J.H., (2016). Membrane bioreactor (MBR) technology for wastewater treatment and reclamation: membrane fouling. *Membranes*, 6, (33).
- Judd, S., (2007). The status of membrane bioreactor technology. *Trends in Biotechnology*, 26, (2), 109-116.
- Kesting R. E., (1971). *Synthetic Polymeric Membranes*, McGraw-Hill, New York, N.Y.
- Kolff W. J., Berk H. T., (1944). The Artificial Kidney: A Dialyzer with Great Area. *Acta Medica Scandinavica*, 117, 121.
- Lee, A., Elam, J.W., Darling, S.B., (2016). Membrane materials for water purification: design, development, and application, *Environmental Science: Water Research and Technology*, 2, 17-42.
- Loeb S., Sourirajan S., (1964). Seawater Demineralization by Means of a Semipermeable Membrane, in *Advances in Chemistry*, ACS Series No. 38, ed. Gould, R., pp. 117-132, Washington D.C.: American Chemical Society.
- Lonsdale, H.K., (1982). The growth of membrane technology, *Journal of Membrane Science*, 10, 81-181.

- Merten U., (1966). Transport Properties of Osmotic Membranes, in Desalination by Reverse Osmosis, ed. Merten, U., pp. 15-54. Cambridge, MA: The M.I.T. Press.
- Nernst W., (1888). Zeitschrift Fur Physikalische Chemie, 2, 613.
- Nollet J.A., (1752). Recherches sur les Causes du Bouillonnement des Liquides, Histoire de l'Academie Royale des Sciences, Paris Annee MDCCXLVIII, 57, 1752.
- Pfeffer W., (1877). Osmotische Untersuchungen, Leipzig.
- Planck M., (1890). Ann. Physik u. Chem., N. F., 39, 161.
- Qu, X., Brame, J., Li, Q., Alvarez, P.J.J., (2013b). Nanotechnology for a safe and sustainable water supply: enabling integrated water treatment and reuse. Accounts of Chemical Research, 46, 834-843.
- Ravanchi, M.T., Kaghazchi, T., Kargari, A., (2009). Application of membrane separation processes in petrochemical industry: a review, Desalination, 235, (1-3), 199-244.
- Reid C. E., Breton E. J., (1959). Water and Ion Flow Across Cellulose Membranes. Journal of Applied Polymer Science, 1, 133.
- Riley R. L., Lonsdale H. K., Lyons C. R., Merten U.,(1967). Preparation of Ultrathin Reverse Osmosis Membranes and the Attainment of Theoretical Salt Rejection, Journal of Applied Polymer Science, 11, 2143.
- Strathmann H., Kock K., Amar P., Baker R. W., (1975). The Formation Mechanism of Asymmetric Membranes. Desalination, 16, 179.
- Strathmann, H., Giorno, L., Drioli, E., (2006). An Introduction to Membrane Science and Technology, ISBN: ISBN9788880800637.
- Traube M., (1867). Physiologie und wissenschaftliche Medizin. Arch. An. Physiol., 87.
- <URL>: AMTA, (2017). https://www.amtaorg.com/wp-content/uploads/20_Industrial_Applications_of_Membranes.pdf, 19.12.2017.

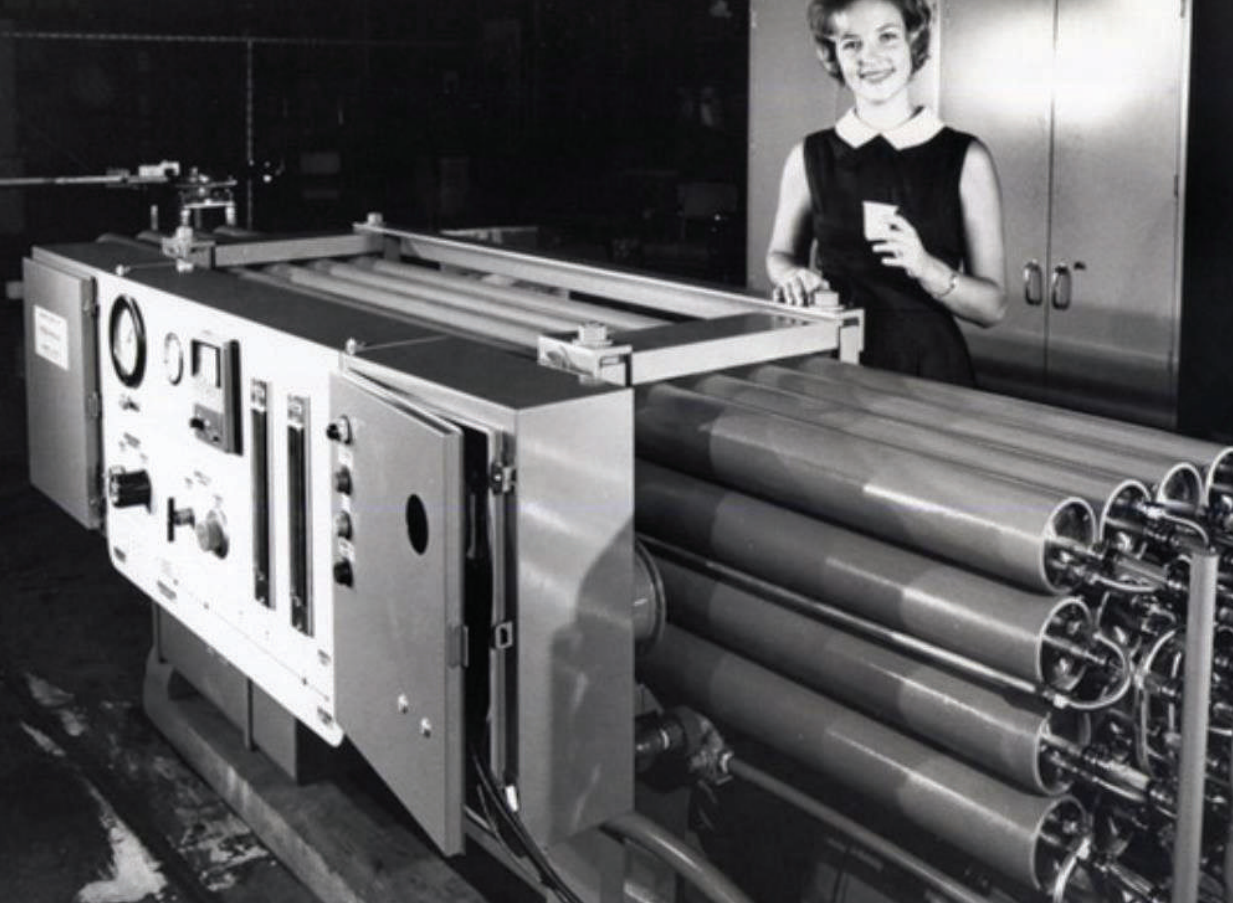
- <URL>: OECD statistics, (2017). http://www.oecd-ilibrary.org/environment/oecd-environmental-outlook-to-2050_9789264122246-en, 11.10.2017.
- <URL>: MBRsite, (2017). <http://www.thembrsite.com/about-mbrs/largest-mbr-plants/> 11.10.2017.
- <URL>: Demoware, (2016). http://demoware.eu/en/events/water-reuse-conference-barcelona-13-14-june-2016/14-june-2016/mi-160614-u-s-wastewater-reuse-market_keithhays.pdf, 11.10.2017.
- <URL>: BBC research, (2015). <https://www.bccresearch.com/market-research/membrane-and-separationtechnology/membrane-bioreactors-global-markets-report-mst047d.html>, 11.10.2017.
- <URL>: BBC research, (2016a). <https://www.bccresearch.com/market-research/membrane-and-separation-technology/ultrafiltration-membranes-techs-markets-report-mst044d.html>, 11.10.2017.
- <URL>: UNESCO report, (2016). <http://unesdoc.unesco.org/images/0024/002440/244041e.pdf>, 11.10.2017.
- <URL>: BBC research, (2016b). <https://www.bccresearch.com/market-research/membrane-and-separation-technology/membrane-microfiltration-market-report-mst028f.html>, 11.10.2017.
- <URL>: BBC research, 2014: <https://www.bccresearch.com/market-research/nanotechnology/nanofiltration-nan045b.html> 11.10.2017.
- <URL> MEM-TEK Bülteni, 2017. <http://memtek.org/memtekbulten3sayiweb.pdf>, 11.10.2017.
- <URL>: OECD report (2009). http://www.keepeek.com/Digital-Asset-Management/oecd/environment/oecd-environmental-outlook-to-2050_9789264122246-en#page231, 11.10.2017.
- <URL>: Reverse osmosis membrane market, (2016). <https://globenewswire.com/newsrelease/2016/06/21/850303/0/en/Reverse-Osmosis-Membrane-Market-2016-Global-Trends-Forecast-to-2021-Material-Type-by-End-Use-Industry->

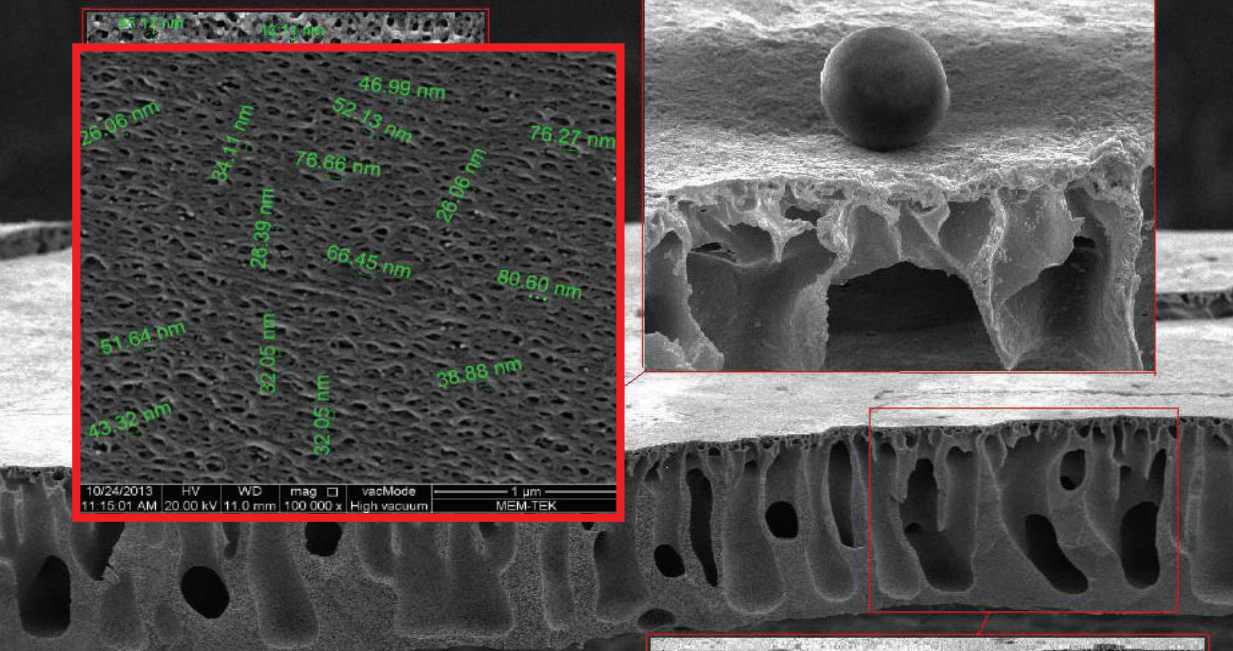
Application-Analysis-of-the-5-Billion-Market.html,
11.10.2017. Van't Hoff J. H., (1887). Die Rolle des osmotischen
Druckes in der Analogie zwischen Lösungen und Gasen. Z. phys.
Chem., 1, 481.

- Westmoreland J. C., (1968). Spiral Wrapped Reverse Osmosis
Membrane Cell. US-Patent 3 367 504



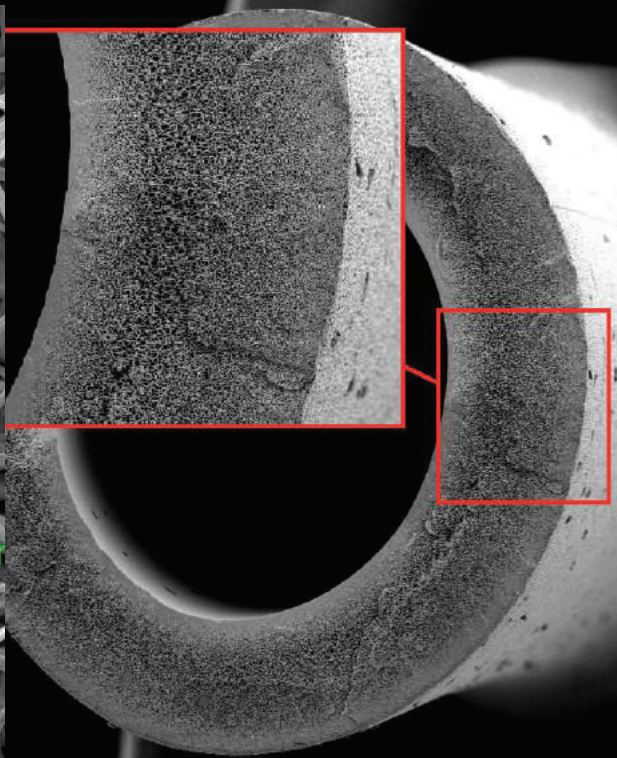
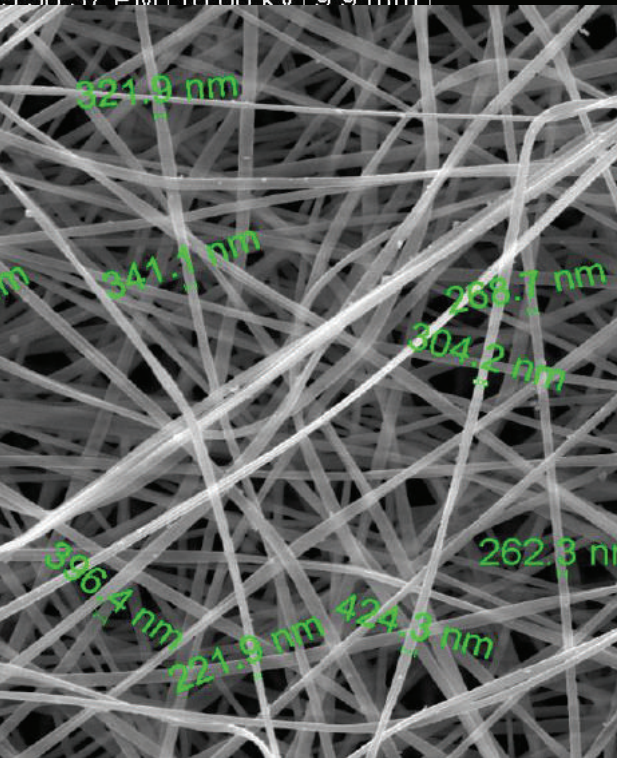
**Membranların Desalinasyonda Kullanımı
ilk Olarak 1960'lı Yıllarda Başlamıştır.**





SEM ile Çekilmiş Membran Kesit Görüntüleri

9/19/2013 HV WD mag □ vacMode spot 400 μm



BÖLÜM 2

MEMBRANLAR VE SINIFLANDIRILMASI

Vedat Uyak^{1,3}, Serkan Güçlü^{2,3} ve İsmail Koyuncu^{2,3}

2.1. Giriş

Membran teknolojisi geliştikçe ve membran prosesi uygulamaları yaygınlaştıkça bu alanda yapılan Araştırma-Geliştirme çalışmaları ve üretim faaliyetleri de artmış, dolayısıyla membranların sistematik olarak sınıflandırılması ihtiyacı ortaya çıkmıştır. Membranlar gözenek çapları, şekilleri, morfolojileri, ham maddeleri ve ayırma prosesleri olmak üzere çeşitli kriterlere göre sınıflandırılmaktadırlar. Bu bölümde bu sınıflandırmalara ilişkin detaylı bilgiler verilmektedir.

2.2. Membranların Gözenek Çaplarına Göre Sınıflandırılması

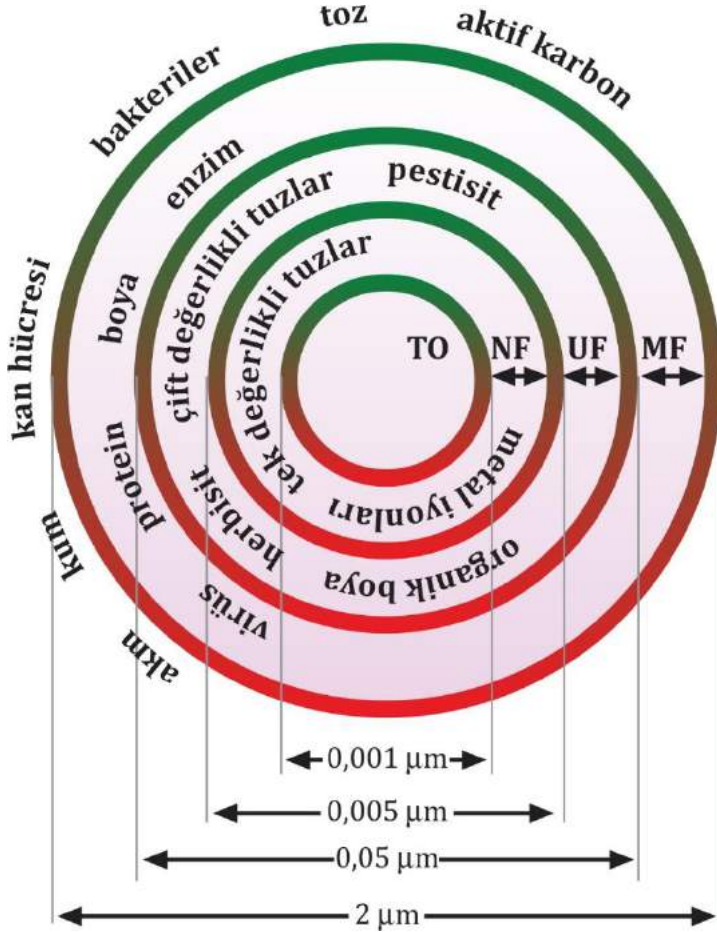
Membranlar gözenek çaplarına göre mikrofiltrasyon (MF), ultrafiltrasyon (UF), nanofiltrasyon (NF) ve ters osmoz (TO) olmak üzere 4 ana sınıfa ayrılmaktadır. Gözenek çaplarına göre ayırma özellikleri de değişmektedir. Bu özelliklere bağlı olarak yapılmış membran sınıflandırması, Şekil 2.1'de verilmiştir.

MF membranlarının gözenek çapları 0,05 ile 2,0 µm arasında değişmektedir. Bu aralıkta gözenek çaplarına sahip MF membranları askıda katı madde, bulanıklık, bakteri, partikül ve benzeri maddelerin

¹ Mühendislik Fakültesi, Çevre Mühendisliği Bölümü, Pamukkale Üniversitesi

² İnşaat Fakültesi, Çevre Mühendisliği Bölümü, İTÜ

³ Prof. Dr. Dincer Topacık Ulusal Membran Teknolojileri Uyg-Ar Merkezi, İTÜ



Şekil 2.1 Membranların gözenek çaplarına göre sınıflandırılmaları ve ayırma özellikleri

gideriminde oldukça etkilidir. MF membranlarının kullanımı ile ilgili detaylı bilgi sonraki bölümlerde verilmiştir.

UF membranlarının gözenek çapları “gözenek çapı” kavramı yerine, genelde moleküler ağırlık engelleme sınırı (MWCO-molecular weight cut off) ifadesi kullanılmaktadır. MWCO performans bağlantılı bir parametre olup minimum giderme oranının %90 olduğu moleküler ağırlık değerini ifade etmektedir. Örneğin MWCO değeri 10 KDa olan bir

UF membranı, molekül ağırlığı 10 KDa ve üzerinde olan maddeleri %90 oranında tutabilmektedir. MWCO değeri düştükçe membranın gözenek çapı da düşmektedir. Yani daha düşük gözenek çaplı membranlar daha düşük MWCO değerine sahiptir. Ancak MWCO parametresi membranın bir malzemeyi tutma performansını gösterdiği için bu parametreyi molekülün boyutu, polarite, kirleticinin membranla olan etkileşimi gibi diğer faktörler de etkilemektedir. Ayrıca membran yüzeyindeki gözenek boyutu dağılımı ve yüzey gözenekliliği gibi faktörler de önem arz etmektedir. UF membranları protein, enzim, virüs, organik madde ve benzerlerini ayırma kapasitesine sahiptirler.

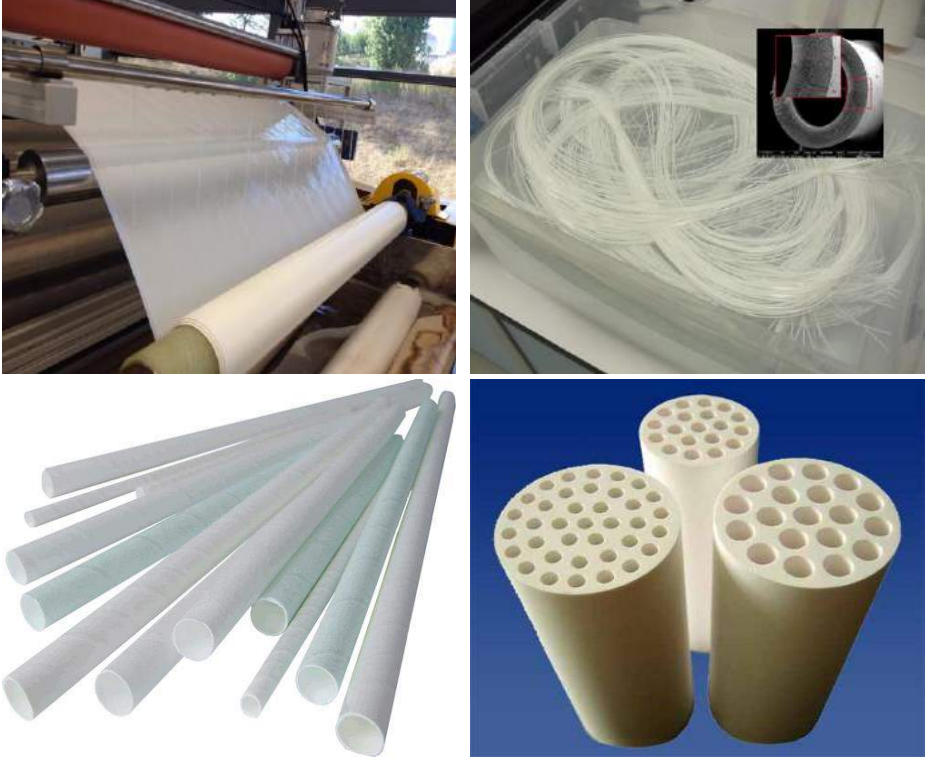
NF membranlarının gözenek çapları 0,005 ile 0,001 µm aralığında değişmektedir. Bu membranlar çift değerlikli tuzlar, organik boya, pestisit, sertlik ve benzeri parametrelerin gideriminde oldukça etkindirler. Ters osmoz membranları (TO) ise daha çok gözeneksiz yapılar olarak tanımlanmaktadır. TO membranları ise tek değerlikli tuzları, metal iyonlarını ve benzeri maddeleri ayırma kapasitesine sahiptirler.

Bu başlık altında gerçekleştirilen sınıflandırma membran yüzeyindeki ortalama gözenek boyutuna ve ayırma kabiliyetlerine göre yapılmaktadır. Gözenek boyutu farklılığı membranların uygulama alanını sınırlamamaktadır. Örneğin MF membranı gözenek boyutu açısından en yüksek gözenek boyutuna sahip membranlardır. Fakat sadece mikrofiltrasyon uygulamasında kullanılabilir diye bir kısıtlama yoktur. Örneğin membran distilasyonu prosesinde hidrofobik mikrofiltrasyon membranları kullanıldığı bilinmektedir. Benzer şekilde ters osmoz membranları da ileri osmoz prosesinde kullanılmaktadır.

2.3. Membranların Geometrik Şekillerine Göre Sınıflandırılması

Membranlar düz plaka, içi boşluklu fiber, tübüler ve çoklu delik olmak üzere yaygın olarak dört farklı şekilde üretilmekte ve

kullanılmaktadırlar. Bu membranlara ait resimler Şekil 2.2'de verilmiştir.



Şekil 2.2 Geometrik şekillerine göre membranlar a) Düz plaka (MEM-TEK), b) İçi boşluklu fiber (MEM-TEK), c) Tübümler (Xylemflowcontrol, 2017), d) Çok delikli membranlar (Advantecmfs, 2017)

Düz plaka membranlar, levha şeklindedirler. Membranların bir yüzeyi aktif ayırma gerçekleştiren tabaka olup, diğer yüzeyinden membrandan süzülen su alınmaktadır. Düz plaka membranlar genellikle destek malzemesi üzerine polimer kaplanmasıyla üretilmektedir. Böylece, membranın mekanik mukavemeti dokuma olmayan kumaş ile sağlanırken, ayırma özelliği polimer tabaka ile gerçekleşmektedir.

İçi boşluklu fiber membranlar, silindir şeklinde olup ya içten dışa ya da dıştan içe çalışabilmektedir. Yani ayırma işleminin gerçekleştiği tabaka iç yüzeyde veya dış yüzeyde olabilecek şekilde üretilebilir.

Askıda katı madde konsantrasyonunun yüksek olduğu proseslerde aktif tabakanın dışta olduğu membranlar, yani dıştan içe çalışan içi boşluklu membranlar tercih edilmektedir. Ayrıca bu membranlar mekanik dayanımlarının artması amacıyla içi boş örgü ip üzerine polimer kaplanması yöntemiyle de üretilmektedirler. Bu tür membranlar güçlendirilmiş içi boşluklu fiber membran olarak adlandırılmaktadırlar.

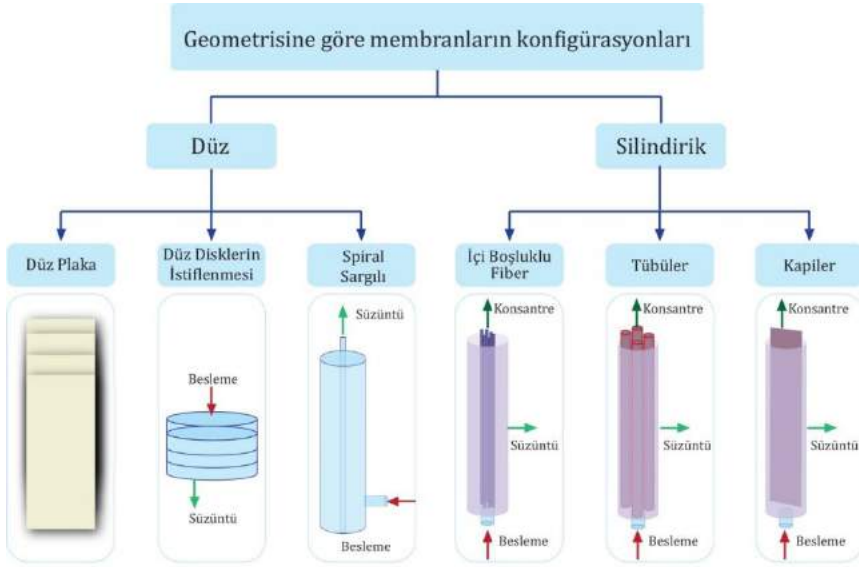
Tübüler membranlar, silindirik şekilde olup çapları biraz daha geniştir. Özellikle yüksek askıda katı madde içeren sularda tercih edilmektedirler. Tübüler membranlar silindirik dokuma olmayan kumaşın iç yüzeylerinin polimer kaplanması ile üretilirler. Aktif tabakanın iç yüzeyde bulunduğu bu membranlar içten dışa çalışmaktadır.

Çok delikli olarak adlandırılan membranlar, yapısında birden çok su akış kanalı içeren membranlar olarak tanımlanırlar. İçten dışa prensibi ile çalışmaktadırlar. Bu membranlar polimerik veya seramik olabilir. Fakat genellikle seramik membranlar bu tipte üretilmektedir.

Şekil 2.3'te ise membranların geometrik yapılarına göre nasıl tertiplendikleri verilmiştir. Örneğin düz plaka membranlar spiral sargılı modül olarak konfigüre edilip proseslerde kullanılabilirken, tübüler şekilli membranlar spiral sargılı tertip tarzında kullanılamamaktadır. Membran geometrisine bağlı olarak kullanılacak modül ve proses tertip tarzları sınırlı ve belirlidir.

2.4. Membranların Yapısına ve Morfolojisine Göre Sınıflandırılması

Dışardan bakıldığında oldukça düzgün (üniform) görünen membranların yapısına, ileri görüntüleme teknikleriyle bakıldığında çok



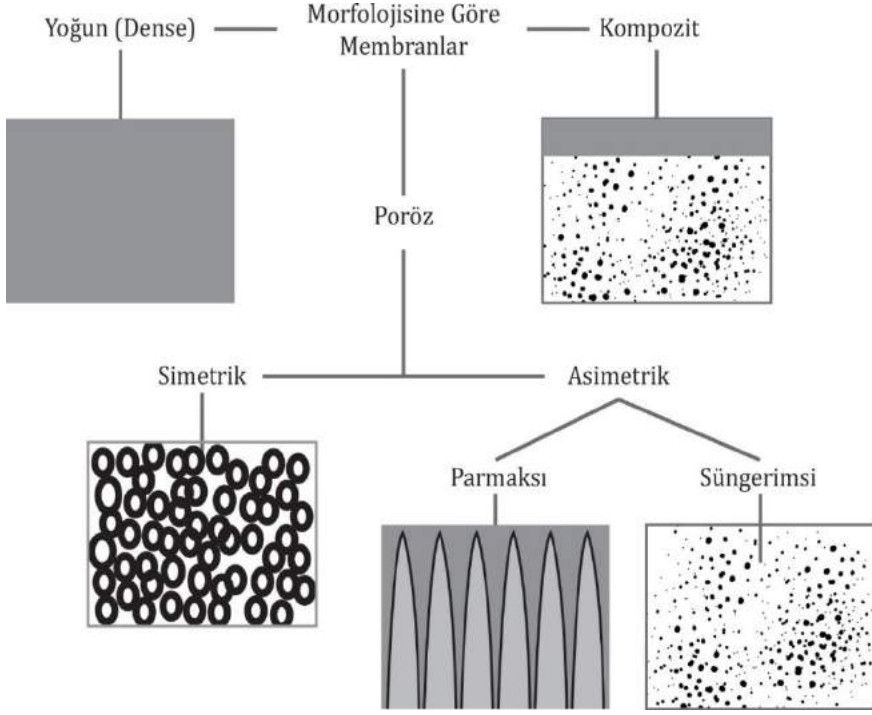
Şekil 2.3 Geometrik şekil ya da tertip tarzına göre membranların sınıflandırılması (Saleh ve Gupta, 2016)

farklı yapılar gözlenebilmektedir. Bu morfolojiler membranların sınıflandırılmaları ve performansları açısından önem arz etmektedir.

Membranlar morfolojilerine göre yoğun, gözenekli ve kompozit olmak üzere temelde üç sınıfa ayrılmaktadırlar. Bu morfolojik özelliklere göre yapılan sınıflandırma işlemi şematik olarak, Şekil 2.4'te verilmiştir. Yoğun membranlarda su akışı oldukça düşük olup, daha çok ters Osmoz ve gaz ayırma membranlarında bu yapılar kullanılmaktadır.

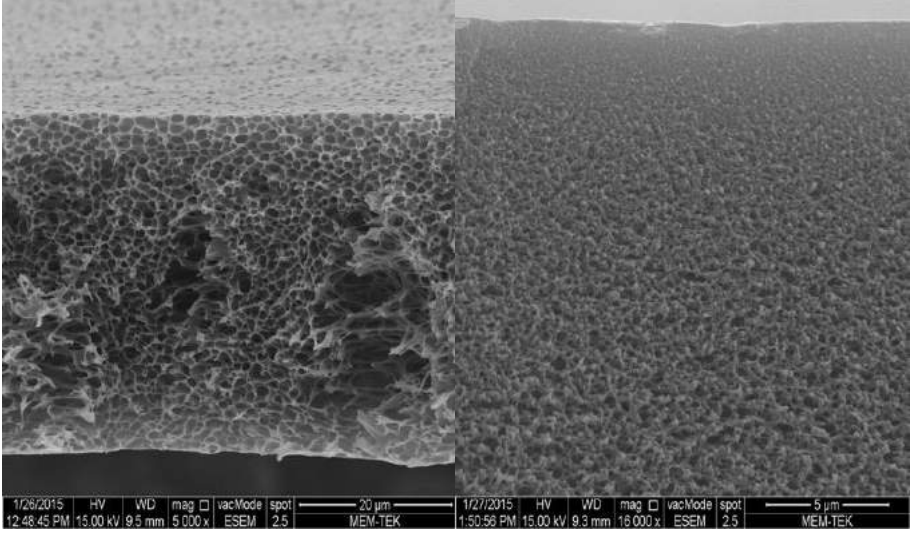
Gözenekli membranlar, yüzeyinde veya iç yapılarında gözenekler içermektedirler. Yoğun membranlar gibi çok sıkı polimer yapısında değildirler. Gözenekli membranların içerisindeki gözenekler simetrik veya asimetrik boyut dağılımında olabilir. Simetrik ve asimetrik membranlara ait çekilmiş bir Tarama Elektron Mikroskobu (SEM) görüntüsü Şekil 2.5'te verilmiştir. Simetrik gözenekli membranlarda membranın her bölgesindeki gözenekler eşit büyüklüktedir ve membranın yanal kesiti boyunca neredeyse bütün gözenekler sabit çapa

sahiptir. Asimetrik gözenekli membranlarda ise alt tabakadan yüzey tabakasına doğru gidildikçe gözeneklerin çapları azalmaktadır.



Şekil 2.4 Membranların morfolojilerine göre sınıflandırılması

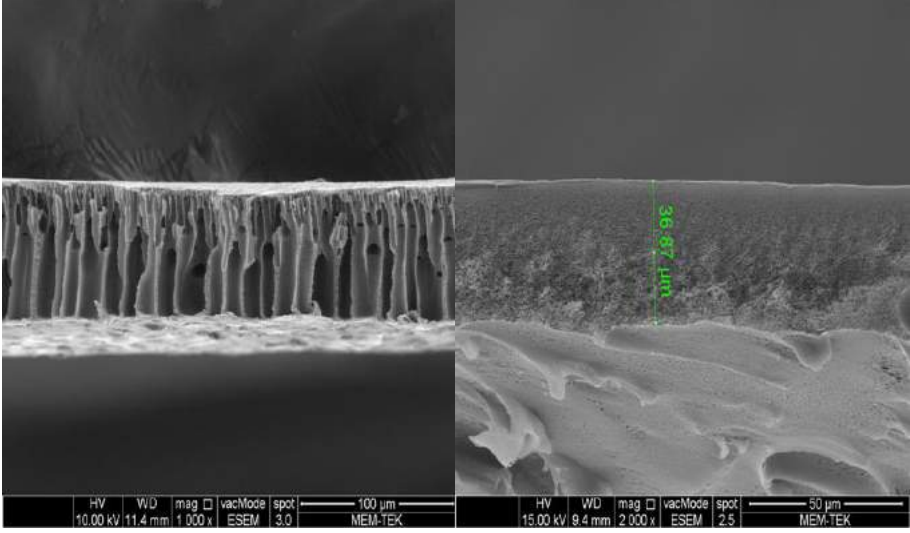
Membranın su ile temas eden yüzeyindeki gözeneklerin aynı boyutta olması durumunda, suyun küçük gözeneklerden geçmeye zorlanması sebebiyle, membranın suyun akışına göstereceği direncin fazla olması beklenmektedir. Asimetrik membranlarda ise yüzeydeki küçük gözeneklerde ayırım gerçekleştikten sonra su alt tabakalardaki daha geniş gözeneklerden geçmekte, bu sebeple toplamda daha düşük hidrolik direnç ile karşılaşmaktadır. Asimetrik membranlar simetrik membranlara göre daha iyi ayırma performansı gösterirken, aynı zamanda daha iyi geçirgenlik değerleri sağlamaktadırlar.



Şekil 2.5 Simetrik (solda) ve asimetrik (sağda) yapıda membranlar (MEM-TEK Kütüphanesi)

Asimetrik membranlar, süngerimsi veya parmaksı olarak adlandırılan ara kesit morfolojilerine sahiptirler. Şekil 2.6'da süngerimsi ve parmaksı yapıda membran morfolojisi verilmiştir. İçerisinde yüzeye doğru dik şekilde ince kanallar içeren membranlara parmaksı yapıda membranlar adı verilmektedir. Bu parmaksı boşlukları içermeyip birbirleriyle bağlantısı olan gözeneklere sahip, küçük ve yoğun boşluk yapısındaki membranlar ise süngerimsi membran olarak adlandırılmaktadır. Parmaksı boşluktaki membranlar daha çok MF/UF gibi yüksek basınç istemeyen uygulamalarda tercih edilmektedir. Parmaksı boşluklar membran içerisinde suyun rahat geçeceği kanallar oluşturduğu için membranın suya gösterdiği direnci azaltmaktadır. Süngerimsi membranlarda ise su geçişine karşı görülen hidrolik direnç biraz daha fazla olmaktadır. Ancak mekanik olarak daha yüksek dayanım göstermektedir. Süngerimsi yapıdaki membranlar, bu özelliklerinden dolayı membran üretiminde destek tabakası olarak kullanılmaktadır. Özellikle ticari ters osmoz membranlarında ve bazı membran biyoeaktör (MBR) membranlarında süngerimsi yapıda destek tabakası tercih edilmektedir. Morfolojik açıdan kompozit sınıfına giren membranlar, alt

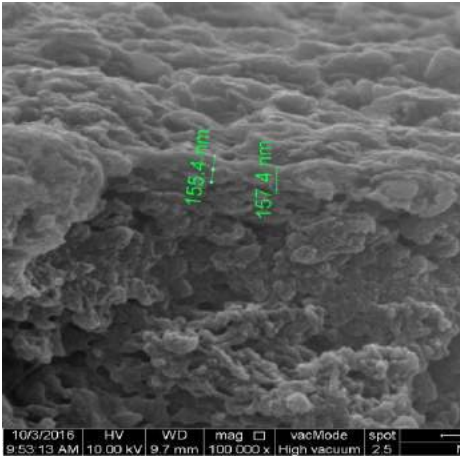
kısımda gözenekli yapıda olup suyla temas eden üst yüzey kısmında yoğun yapıdadırlar. İnce film kompozit kaplı membranlar, bu morfolojideki membranların en başarılı uygulama örneğidir. İnce film kompozit membranlarda iki farklı katman yer almaktadır. Katmanlardan biri gözenekli yapıda olup destek tabakası kısmını oluştururken, diğeri gözeneksiz bir tabakadır ve üst katmanı oluşturmaktadır.



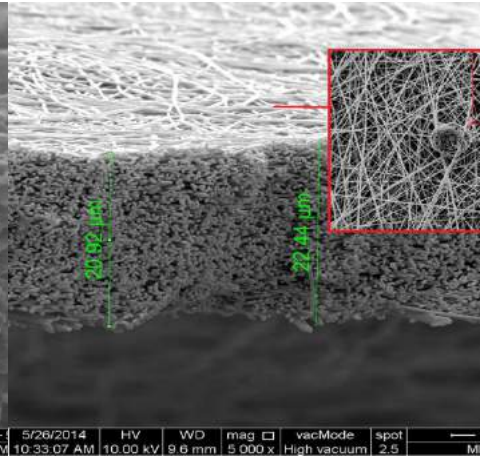
Şekil 2.6 Parmaksı (solda) ve süngerimsi (sağda) yapıda membranlar (MEM-TEK Kütüphanesi)

Gözenekli destek tabakası genellikle seçici değildir, yüksek gözenekliliğe sahiptir. Gözeneksiz üst katman ise yüksek seçiciliğe sahiptir. Deniz suyu desalinasyon (tuzsuzlaştırılma) işleminde membran sistemlerinin artık konvansiyonel hale gelmesinin en önemli etkenlerinden biri ince film kompozit membranlardır. İlk çıkan desalinasyon membranları selülozik malzemeyle asimetrik yapıda üretilmişlerdir. Aktif ayırım gösteren yoğun polimerik gözeneksiz tabakaların kalınlığı yaklaşık 5-10 µm civarındadır. İnce film kompozit kaplı membranlarda mikrogözenekli bir yapının üzerine 50-500 nm gibi bir incelikte yoğun yapıda polimer (poliamid) kaplaması yapılmaktadır. Aktif tabakanın

hem yoğun yapıda olması hem de bu kadar ince olması, yüksek giderme verimi sağlamaktadır. Ülkemizde üretilmiş ince film kompozit kaplı ters osmoz membranların kesitine ait SEM görüntüsü Şekil 2.7’de verilmiştir. Bu membranların üretiminde, ters osmoz proseslerinde uygulanan yüksek basınçlara dayanım göstermesi için süngerimsi yapıda bir UF membranı üzerine yaklaşık 155 nm kalınlığında bir poliamid kaplaması yapılmıştır. Son yıllarda nanofiber yapıların membran olarak kullanılmasına yönelik çalışmalar hız kazanmıştır. Bu membranlar çapları 50-1000 nm boyutlarında değişen liflerin üst üste toplanarak dokunmamış kumaş benzeri bir yapı oluşturmasıyla üretilmektedir. Bu yapının lifleri arasında kalan boşluklar gözenek gibi kullanılarak filtrasyon prosesinde kullanılmaktadırlar. Yine ülkemizde üretilmiş olan nanofiber membranların hem kesit hem yüzey görüntüsünü gösteren bir SEM görüntüsü Şekil 2.8’de verilmiştir. Nanoliflerin arasında kalan ve gözenek görevi gören boşluklar tamamen birbirlerine bağlı oldukları için bu membranlar düşük membran direnci ve yüksek su geçirgenliği göstermektedirler.



Şekil 2.7 Gözenekli membran üzerine kaplanmış yoğun poliamid tabakasının SEM görüntüsü (MEM-TEK Kütüphanesi)



Şekil 2.8 Nanofiber membranların yüzey ve kesit görüntüsü (MEM-TEK Kütüphanesi)

2.5. Membranların Malzemesine Göre Sınıflandırılması

Membran üretimi için malzeme seçimi temel olarak ayırma oranı, istenilen membran morfolojisi ve işletme koşulları gibi parametrelere bağlıdır. Ayrıca bunların yanında maliyet, kimyasal dayanım ve mekanik kuvvet, dikkate alınan diğer önemli parametrelerdir (Saleh ve Gupta, 2016). Tüm membran ayırma proseslerinde, en önemli kısım membran filtrenin kendisidir. Bu sebeple değişik yapı ve fonksiyonellikte çok çeşitli malzemelerden membranlar üretilmiştir. Membran üretiminde kullanılan malzemeler genellikle üç sınıfa ayrılmaktadır:

- Sentetik ürünler : Pek çok polimer ve elastomerler
- Modifiye doğal ürünler : Selüloz bazlı malzemeler
- İnorganikler : Seramik ve metaller

Bu malzemelerin membran üretiminde kullanımına göre membranlar üç sınıfa ayrılmaktadır:

- Organik :Sentetik ve modifiye doğal ürünler kullanılır
- İnorganik :İnorganik malzemeler kullanılır
- Kompozit :Organik-organik, organik-inorganik, inorganik-inorganik karışımlar

Membran üretiminde kullanılan bir malzemenin etkili bir ayırma prosesi sağlayabilmesi için ideal olarak aşağıdaki özellikleri içermesi gerekmektedir:

- Yüksek kimyasal dayanım
- Yüksek mekanik dayanım
- Yüksek termal dayanım
- Yüksek geçirgenlik
- Yüksek seçicilik veya tutma oranı
- Uygun maliyet

Organik membranlar polietersülfol (PES), polisülfol (PSf), poliakrilonitril (PAN), selüloz asetat (SA), poliamid (PA) ve polivinilidenflorür (PVDF) ve benzeri çeşitli polimerlerden üretilirken, işlenebilirlik açısından kolaylık sağladığı için su ve atıksu arıtımında en çok polimerik membranların kullanımı tercih edilmektedir. Ancak polimerik membranların çeşitli proseslerde pH, sıcaklık, serbest klor kaynaklı kullanım limitleri söz konusudur. Son yıllarda bu tarz yüksek sıcaklık ve yüksek pH içeren proseslerde inorganik (seramik ve metal) membranların kullanımı tercih edilmeye başlanmıştır. Seramik ve metal esaslı membranların kullanım ömürleri polimerik membranlara göre daha uzundur.

İnorganik membranların üretiminde alüminyum oksitler (γ - Al_2O_3 , α - Al_2O_3), zirkonyum dioksit (ZrO_2), titanyum dioksit (TiO_2), seryum dioksit (CeO_2), silisyum dioksit (cam) (SiO_2) gibi seramik malzemeler ve sinterlenmiş çelik fiberler ve tozlar gibi metal malzemeler kullanılmaktadır. Şekil 2.9'da seramik bir membrana ait SEM görüntüsü verilmiştir. İnorganik membranlar $100^\circ C$ üzeri sıcaklıklara dayanabilmekte ve çok düşük ve çok yüksek pH koşullarında çalışabilmektedir. Ancak seramik membranların yüksek üretim maliyetlerinden dolayı kullanımı kısıtlıdır. Seramik membran endüstrisi geliştikçe üretim maliyetleri azalmakta ve kullanım alanı gün geçtikçe artmaktadır.

Seramik membranların çeşitli üstünlükleri özet halinde aşağıda sıralanmıştır (Saleh ve Gupta, 2016):

- Gözenek çapı dağılımı oldukça düzgündür.
- Sıcaklığa karşı çok yüksek dirençleri vardır. Örneğin, seramik membranlar $350^\circ C$ 'ye kadar dayanabilmektedir.
- Zor çözelti şartlarına karşı dayanıklı olup kimyasal dayanımları yüksektir. Daha geç bozunurlar ve ömürleri uzundur. Örneğin seramik membranlar HF ve H_3PO_4 dışında çoğu kimyasala karşı inert bir yapı göstermektedir.

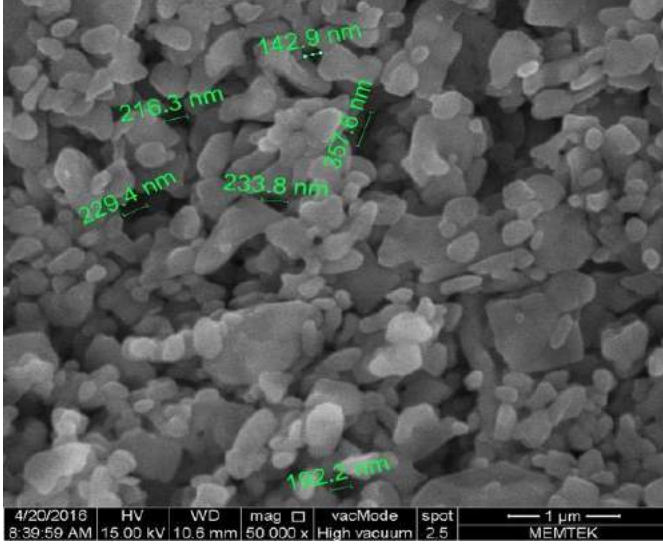
- Geniş bir pH aralığında stabillerdir. Örneğin seramik membranlar 1-13 pH aralığında uzun süreli çalışabilirler.
- Katalitik reaksiyonlara veya elektrokimyasal aktivitelere karşı dayanıklıdırlar.
- İnorganik membranlar kuvvetli kimyasal yıkama prosedürlerine karşı dayanıklıdır. Örneğin kuvvetli kimyasallar, buhar sterilizasyonu, geri yıkama ve ultrasonik temizlik teknikleri uygulanabilir.
- Mikrobiyal maddelere karşı düşük hassasiyetleri olduğu için biyolojik bozunmaya karşı dayanıklıdırlar.

İnorganik membranların gösterdiği bu üstünlükler yanında çeşitli mahsurları mevcuttur. Bu mahsurlar da aşağıda sıralanmıştır (Saleh ve Gupta, 2016):

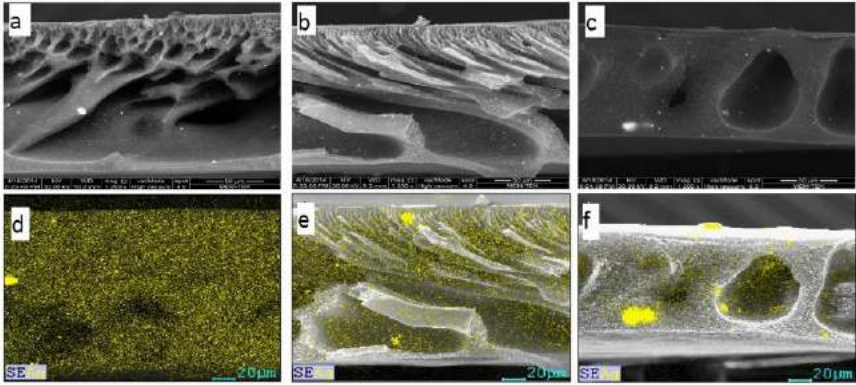
- Üretim prosesindeki zorluklar
- Doğal olarak kırılğan yapıda olması
- Polimerik membranlara göre daha ağır ve kapladıkları alanın daha fazla olması
- Maliyetlerinin yüksek olması.

Tablo 2.1’de membran üretiminde kullanılan bazı malzemelerin kimyasallara karşı olan uyumluluğu özetlenmiştir. Çalışılan kimyasal ve uygulama için seçilecek membran malzemesi için Tablo 2.1 kullanılabilir. Son yıllarda kompozit membranların üretiminde nanoteknolojik yöntemler kullanılmaktadır. Bu çalışmalar özellikle nanokompozit membran üretimi alanında yaygınlaşmaktadır. Nanokompozit membranlar organik-organik, organik-inorganik ve inorganik-inorganik karışımı olabilmektedirler. Nanokompozit membranlara verilebilecek en yaygın örnek polimerik malzeme içerisine nano yapıda gümüş, TiO_2 ve zeolit gibi malzemelerin katılarak membran üretilmesidir. Şekil 2.10’da gümüş nanopartikülü ve çeşitli polimerler kullanılarak üretilmiş nanokompozit membranların SEM ve Elektron Dağılım Spektroskopisi (EDS) haritaları verilmiştir. EDS haritasındaki sarı noktalar gümüş nanopartikül bulunan bölgeleri göstermektedir. Bu

çalışmada gümüş nanopartikülü membranların tıkanma özelliklerinin iyileştirilmesi için kullanılmıştır.



Şekil 2.9 Seramik bir MF membranının yüzey görüntüsü (MEM-TEK Kütüphanesi)



Şekil 2.10 Nanokompozit membranların SEM-EDS haritalandırması
a) 0,09AgNP/PSf membranı b) 0,09AgNP/PES membranı c) 0,09AgNP/SA membranı d) PS/AgNP membranının EDS haritası e) 0,09AgNP/PES membranının EDS haritası f) 0,09AgNP/SA membranının EDS haritası (Sile-Yüksel ve diğ., 2014)

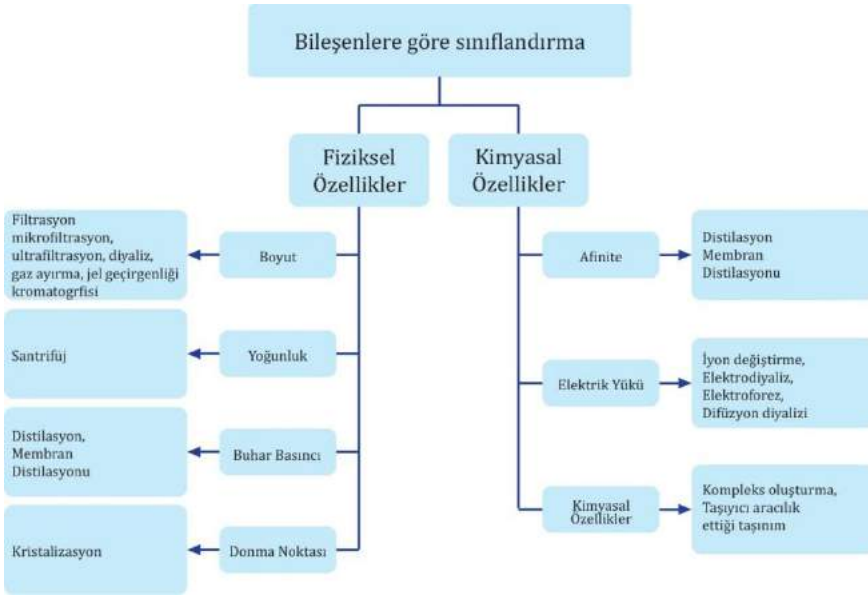
Tablo 2.1 Çeşitli membran materyallerinin kimyasal dayanımı

Kimyasal şartlar	Kompozit	Selüloz Asetat	PSf	PVDF	PAN	SiO ₂	Selüloz
3<pH<8	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
pH<3 veya pH>8	✓	✗	✓	✓	✓	✓	✓
Sıcaklık >35 C	✓	✗	✓	✓	✓	✓	✓
Hümitik asit	(✓)	(✓)	✗	✗	(✓)	✗	
Proteinler	✓	(✓)	✓	(✓)	(✓)	✓	✓
Polisakkaritler	(✓)	✗	✓	✗	(✓)	✓	✗
Tekstil atığı	✓	✗	✓	(✓)	✓	✗	✗
Alifatik hidrokarbonlar	✗	✗	✗	(✓)	✓	✓	✓
Aromatik hidrokarbonlar	✗	✗	✗	✓	✗	✓	(✓)
Oksitleyiciler	✗	(✓)	✓	✓	(✓)	✓	(✓)
Ketonlar, Esterler	✗	✗	✗	✓	✗	✓	(✓)
Alkol	✓	✗	✓	✓	✓	✓	✓

2.6. Membranların Ayırma Prosesine Göre Sınıflandırılması

Ayırma prosesinde bir membran, besleme ve süzöntü faz akımları arasına yerleştirilir. Kütle akışı besleme tarafından süzöntü tarafına doğru olmaktadır. Şekil 2.11, besleme ve süzöntü fazları bir membran tarafından ayrılan bir şemayı göstermektedir. Membran ayırma prosesi, besleme akımını konsantre ve süzöntü akımlarına ayırma prensibine göre çalışmaktadır. Sürücü kuvvet, besleme ve süzöntü fazları arasından oluşan basınç, sıcaklık, konsantrasyon ve elektriksel potansiyel farklılığı olabilir. Sürücü kuvvete bağlı olarak membran ayırma prosesleri Tablo 2.2’de gösterildiği gibi sınıflandırılabilir.

Basınç sürücülü membran ayırma proseslerine örnek olarak MF, UF, NF, TO, gaz ayırma, buhar süzme ve pervaporasyon verilebilir. Ayırma mekanizması boyut ya da çekimye bağlı olabilir. Elektriksel potansiyel farkıyla işletilen membran ayırma proseslerine ise elektrodializ ve membran elektrolizi örnek verilebilir. Bu sistemlerde ayırma mekanizması elektriksel yüke bağlı olarak çalışmaktadır.



Şekil 2.11 Ayırma prosesleri ile ayrımı yapılacak bileşiklerin fiziksel ve kimyasal özellikleri (Saleh ve Gupta, 2016)

Konsantrasyon gradyanı tarafından işletilen membran ayırma proseslerine örnek olarak diyaliz, difüzyon diyaliz; membran kontaktörleri, osmoz ve sıvı membranlar verilebilir. Ayırma mekanizması boyut, çekim ya da kimyasal yapıya bağlı olabilir. Hem basınç hem de konsantrasyon gradyanı tarafından kütle akısı düzenlenen membran ayırma proseslerine ise örnek olarak membran kontaktörler verilebilir. Ayırma mekanizması çekime bağlı olabilir. Hem basınç hem de sıcaklık gradyanı ile çalıştırılan membran ayırma proseslerine ise örnek olarak termo osmoz ve membran distilasyon verilebilir. Ayırma mekanizması buhar basıncına bağlıdır. Sürücü

kuvvete ek olarak, ayırma prosesinin seçiciliğini ve akısını belirlemede membranın kendisi önemli bir anahtardır.

Tablo 2.2 Membran ayırma proseslerinin sürücü kuvvete göre sınıflandırılması (Saleh ve Gupta, 2016)

Sürücü Kuvvet	Besleme Fazı	Süzüntü Fazı	Membran Prosesi	Ayırma Mekanizması
ΔP	Sıvı	Sıvı	Mikrofiltrasyon Ultrafiltrasyon Nanofiltrasyon Ters osmoz	Boyut Boyut Boyut ve çekim Boyut ve çekim
	Gaz	Gaz	Gaz ayırma Buhar geçirgenliği	Boyut ve Çekim
ΔE	Sıvı	Gaz	Pervaporasyon	Çekim
	Sıvı	Sıvı	Elektrodiyaz Membran elektrolizi	Elektrik yükü Elektrik yükü
ΔC	Sıvı	Sıvı	Diyaliz Difüzyon diyalizi Membran kontaktör Osmoz Sıvı membranlar	Boyut Boyut ve çekim Çekim Çekim Kimyasal özellik
	$\Delta C/\Delta P$	Gaz	Sıvı	Membran kontaktör
$\Delta T/\Delta P$	Sıvı	Gaz	Membran kontaktör	Çekim
	Sıvı	Sıvı	Termo-osmoz Membran distilasyonu	Buhar basıncı Buhar basıncı

Membranın, yapısı ve malzemesi, uygulama alanını belirlemede önem arz etmektedir. Tablo 2.3'te membran sürücü kuvveti tipleri, konsantre ve süzüntüye bağlı olarak bazı ayırma proseslerinin özellikleri

listelenmiştir. Diğer bir sınıflandırma şekli ise ayrımı yapılacak bileşenlerin fiziksel ve kimyasal özelliklerine göre yapılmasıdır (Şekil 2.11). Ayrımı yapılacak bileşenlerin fiziksel ve kimyasal özellikleri arasındaki farklar spesifik bir uygulama için belirleyici bir faktördür.

Tablo 2.3 Membran sürücü kuvveti, konsantrasyon ve süzünüme bağlı olarak ayırma proseslerinin özellikleri (Saleh ve Gupta, 2016)

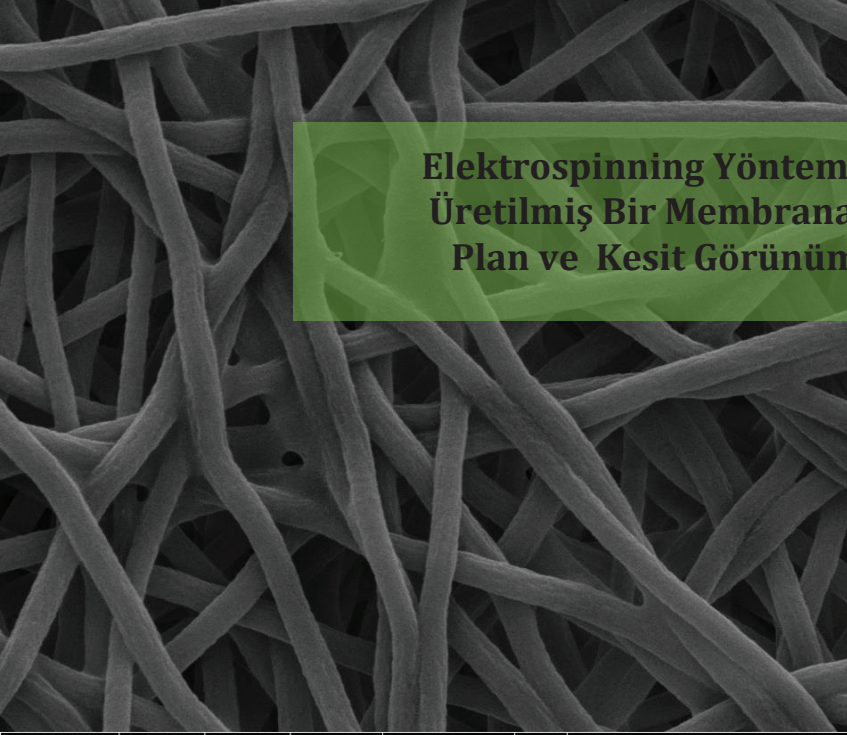
Ayrırma Prosesinin Tipi	Sürücü Kuvvetin Tipi	Konsantrasyon Akımı	Süzünüme Akımı
Ters Osmoz	Basınç	Maddeler, su,	Su
Nanofiltrasyon	Basınç	Su, çift değerlikli iyonlar, ayrılmış asitler, düşük molekül ağırlıklı moleküller	Tek değerlikli iyonlar, ayrılmamış asitler, su
Ultrafiltrasyon	Basınç	Partiküller, bakteri, su	Küçük moleküller, su
Mikrofiltrasyon	Basınç	Askıda katılar, su	Çözünmüş maddeler, su
Diyaliz	Konsantrasyon	Büyük moleküller, su	Küçük moleküller, su
Pervaporasyon	Kısmi basınç	Uçucu olmayan moleküller, su	Uçucu küçük moleküller, su
Elektrodiyaliz	Potansiyel	Çözünmüş iyonik olmayan maddeler, su	Çözeltide iyonlaşmış maddeler, su
Membran Distilasyonu	Sıcaklık	Maddeler, su	

Boyut, yoğunluk, buhar basıncı ve moleküllerin donma noktası gibi fiziksel özellikler membran ayırma işlemini kolaylaştırır. Diğer bir faktör ise çekim ve elektriksel yük gibi kimyasal özelliklerdir. Bu kimyasal özelliklerden olan moleküllerin kimyasal yapısı ayırma prosesinin belirlenmesinde önem arz etmektedir. Dolayısıyla, ayrımı yapılacak bileşenlerin özellikleri, uygun ayırma proseslerinin seçiminde kullanılabilir.

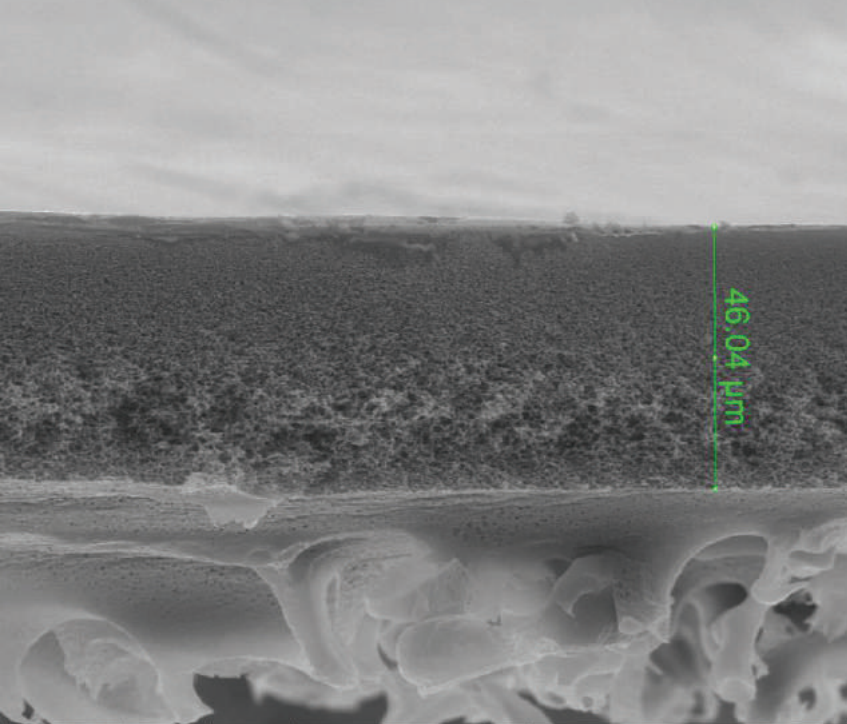
KAYNAKLAR

- Saleh, T. A., Gupta, V. K., (2016). Membrane Classification and Membrane Operations, Nanomaterial and Polymer Membranes, 55-79.
- Sile-Yuksel, M., Tas, B., Koseoglu-Imer, D.Y., Koyuncu, I., (2016). Effect of silver nanoparticle (AgNP) location in nanocomposite membrane matrix fabricated with different polymer type on antibacterial mechanism, Desalination, 347, 120-130.
- <URL>:Xylemflowcontrol, (2017). <http://www.xylemflowcontrol.com> , Erişim Tarihi: 25.12.2017.
- <URL>:Advantecmfs, (2017) <http://www.advantecmfs.com/catalog/filt/membrane.pdf>, Erişim tarihi: 25.12.2017

Elektrospinning Yöntemi ile Üretilmiş Bir Membrana Ait Plan ve Kesit Görünümü

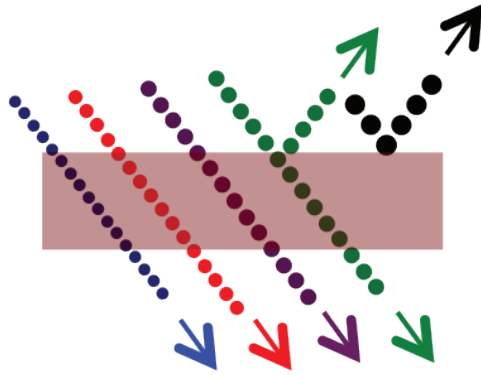
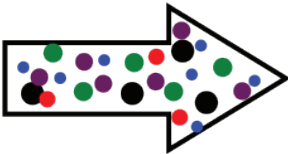
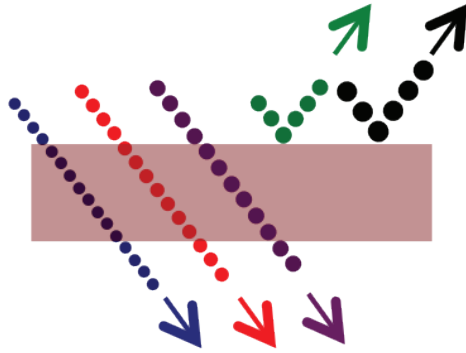
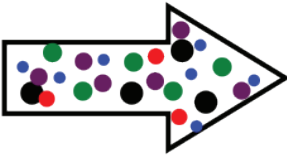
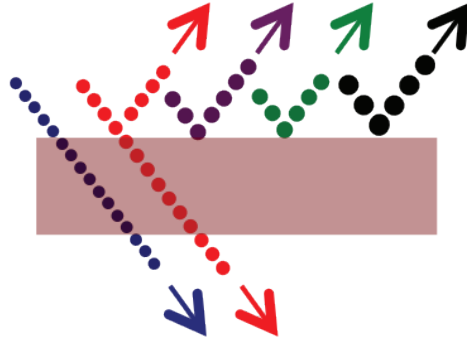
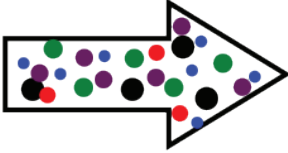
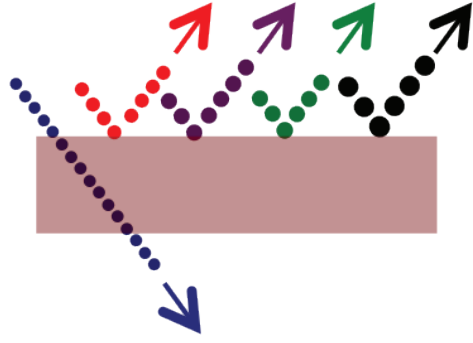
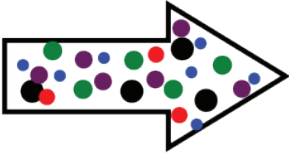


5/8/2013 HV WD mag □ vacMode spot
4:49:04 PM 5.00 kV 9.7 mm 30,000 x High vacuum 1.5 3 µm MEM-TEK



1/27/2015 HV WD mag □ vacMode spot
1:48:11 PM 15.00 kV 9.2 mm 2,000 x ESEM 2.5 50 µm MEM-TEK

Membranlarda Ayırma



BÖLÜM 3

MEMBRAN PROSESLER

Halil Hasar^{1,3}, G. Melike Ürper^{2,3}, Serkan Güçlü^{2,3} ve İsmail Koyuncu^{2,3}

3.1. Giriş

Membran teknolojisi, daha az ham madde, enerji ve su tüketimini sağlayarak atıksu ve katı atık minimizasyonunun sağlanması açısından oldukça önemlidir. Membran prosesleri, su arıtımı, geri devir proses suyu, tekrar kullanım ve yan ürün kazanımı için endüstriyel alanlarda uygulanabilir bir potansiyele sahiptir. Su, evsel ve endüstriyel atıksu arıtımında farklı karakteristiklere sahip çeşitli membran ayırma prosesleri kullanılmaktadır. Bu proseslerin birbirinden çok farklı olmalarına rağmen kesintisiz ve otomatik işletme sağlayan sürekli prosesler şeklinde kullanılabilmesi veya günün belli bir saatinde kesikli işletilebilmesi, özellikle endüstriyel arıtma ve geri kazanma amacıyla önemli bir üstünlük sağlamaktadır. Bu sistemlerin modüler olarak tasarlanabilmesi, boyut sınırlandırmasını ortadan kaldırmaktadır. Ayrıca, bu sistemlerin üretilen su başına kapladığı alan küçük olduğundan az alan ihtiyacı, taşınabilir olması nedeniyle mobil işletim imkanı ve şok yüklemelere karşı daha az etkilenme gibi önemli üstünlükleri de vardır.

Membran proseslerinin işletiminde itici güç, taşınım mekanizması, geçirgenlik, seçicilik en önemli parametrelerdir. Bu parametreler, su arıtımı, enerji verimliliği ve geri kazanım hedeflerini etkilediği için, bu bölümde yalnızca basınç sürücü kuvveti ile çalışan membranlar hakkında bilgi verilmemiş, aynı zamanda elektrodializ (ED) gibi farklı sürücü kuvvet ve taşınım mekanizmalarına sahip membran prosesler de

¹ Mühendislik Fakültesi, Çevre Mühendisliği Bölümü, Fırat Üniversitesi

² İnşaat Fakültesi, Çevre Mühendisliği Bölümü, İTÜ

³ Prof. Dr. Dincer Topacık Ulusal Membran Teknolojileri Uyg-Ar Merkezi, İTÜ

ele alınmıştır. Bütün proseslerde temel amaç, farklı bileşikler için farklı seçiciliğe sahip yarı geçirgen bir bariyer olan membran boyunca sürücü kuvvetin homojen bir şekilde uygulanmasıdır. Sürücü kuvvetin membran boyunca eşit oranda dağılımının sağlanması ve hidrodinamik şartların kontrol edilebilmesi, modül geliştirme ve membran proseslerinin tasarımında oldukça önemli ve karmaşık bir süreçtir. Tablo 3.1’de özellikleri kısaca verilen mikrofiltrasyon (MF), ultrafiltrasyon (UF), nanofiltrasyon (NF), ters osmoz (TO), ileri osmoz (İO), membran distilasyonu (MD), elektrodiyaliz (ED), elektrodeiyonizasyon (EDI), pervaporasyon (PV) ve membran kontaktör (MK) prosesleri hakkında genel bilgiler sunulmuştur. İlerleyen kısımlarda ise bu genel özellikleri özetlenen membran proseslerin çalışma mekanizmaları ve işletme parametreleri ile ilgili detaylı bilgiler verilmiştir.

3.2. Mikrofiltrasyon (MF) Prosesi

Mikrofiltrasyon membranları 0,05-2 µm arasında değişen gözenek çaplarıyla çözeltilerden partikülleri, virüsleri ve bakterileri başta olmak üzere sahip olduğu gözenek çapından büyük olan tüm maddeleri gidermek için kullanılmaktadır. MF membranlarındaki ayırma mekanizması, fiziksel olarak elekten geçirme prensibine dayanmaktadır. Yani, partiküller üzerinde çeşitli elektriksel yük ve adsorpsiyon etkileri bulunsa da ayırma işlemi temel olarak gözenek boyutlarına göre yapılmaktadır. Gözenek çapından büyük olan maddeler membran yüzeyinde tutulmaktadır (Fane ve diğ., 2011; Baker, 2004).

Membranların gözenek boyutu dağılımlarındaki düzensizlik ve filtrelenmekte olan parçacıkların çoğunlukla düzensiz morfolojileri, filtrasyon sırasında net bir filtreleme boyutu olmadığı anlamına gelmektedir. Simetrik membranlarla yapılan filtrasyonda partiküllerin membran içerisindeki su akış yolu boyunca hareket etmesi nedeniyle membran içerisinde tutunma meydana gelebilir. Bu etkiyi tersine çevirmek için, yüzey gözenek boyutları orta ve alt kısımlarına göre daha

küçük olan asimetric membranlar kullanılabilir. Böylelikle, membranın suya karşı gösterdiği hidrolik direnç düşürülürken, neredeyse partiküllerin tamamının yüzeyde tutulması sağlanmaktadır. Bu teknik, inorganik membranların çeşitli uygulamalarda kullanılmasına da olanak sağlamaktadır (Fane ve diğ., 2011).

MF membranları ile ilgili sistematik çalışmalar, yirminci yüzyılın başında membran üretim çözümlerinin farklı bileşimlerinden farklı gözenek boyutları elde edildiğini bulan Bechold tarafından başlatılmıştır. Ayrıca, Bechold, membran filtrelerinin maksimum gözenek boyutunu belirlemek için kabarcık noktası ölçümünü uygulamıştır ve bu teknik hala günümüzde kullanılmaktadır. Zsigmondy ve Bachmann, ticari ölçekte uygulanabilen nitro-selüloz membranlar üreten ilk metodu geliştirmişlerdir (Zsigmondy ve Bachmann, 1918).

"Membran filtresi" terimi ilk kez bu yıllarda kullanılmaya başlanmıştır. Membran filtresi tekniği, II. Dünya Savaşı'ndan hemen sonra su temini uygulamaları sebebiyle önem kazanmıştır (Fane ve diğ., 2011).

1950'de Goetz, yeni bir yöntem ile yüksek performansa sahip membranlar üretip ardından 1954'te Millipore şirketini kurmuştur. MF filtrelerin ticari olarak uygulanması ilk olarak 1960'lı yıllarda biyomühendislik ve eczacılık alanlarında olmuştur. Takip eden 20 yıl içinde MF membranları esas olarak, ilaç endüstrisinde steril filtrasyon (mikroorganizmaların giderilmesi) ve durulama suyunun son filtrasyonu (partikül uzaklaştırılması) için kimya endüstrisinde kullanılmıştır. Ayrıca, MF membranları, ilaç endüstrisinde olduğu kadar sıkı olmamakla birlikte elma suyu ve diğer meyve sularının ayrılmasında da kullanılmıştır. 1980'lerin ortalarına kadar, MF membranlarının kullanımının pratik ve ulaşılabilir olmaması nedeniyle, su arıtma endüstrisinde yaygın kullanımı mümkün olmamıştır (Fane ve diğ., 2011).

Tablo 3.1 Membran prosesler ve genel özellikleri

Membran Prosesi	MF	UF	NF	TO	İO	MD	ED	EDI	PV	MK
Membran tipi	Gözenekli	Gözenekli	Gözeneksiz	Gözeneksiz	Gözeneksiz	Gözenekli	Gözeneksiz	Gözeneksiz	Gözeneksiz	Gözenekli
Membran yapısı	Simetrik, asimetrik	Asimetrik	Asimetrik, ince film kompozit	İnce film kompozit	Asimetrik, ince film kompozit	Simetrik	Simetrik, kompozit	Simetrik, kompozit	Asimetrik, kompozit	Simetrik, asimetrik
Sürücü kuvvet	Hidrostatik basınç	Hidrostatik basınç	Hidrostatik basınç	Hidrostatik basınç	Kons. farklılığı	Sıcaklık / basınç	Elektriksel potansiyel farklılığı	Elektriksel potansiyel farklılığı	Kons. ve buhar basıncı farkı	Kons. ve buhar basıncı farkı
Tipik kullanım alanları	Askıda katı madde giderimi	Virüsler, kolloidler, makromoleküllerin giderimi	İyonlar ve renk giderimi, su yumuşatma	İyonlar ve küçük moleküllerin giderimi	İyonlar ve küçük moleküllerin giderimi	İyonlar, küçük moleküller	İyon giderimi, ultra saf su üretimi	İyon giderimi, ultra saf su üretimi	Uçucu küçük moleküllerin su giderimi	Uçucu küçük moleküllerin giderimi
Geçirgenlik dışında performans göstergesi	Gözenek Çapı	MWCO	MgSO ₄ giderimi	NaCl giderimi	Su akısı, Ters tuz akısı	Sıvı geçiş basıncı (LEP)	Etkin iyon giderimi	Etkin iyon giderimi	Nihai ürün saflık oranı	Seçicilik
Membran tertip tarzı	Düz plaka, içi boşluklu fiber, tübüler	Düz plaka, içi boşluklu fiber, tübüler	Düz plaka, içi boşluklu fiber	Düz plaka	Düz plaka, içi boşluklu fiber	Düz plaka, içi boşluklu fiber	Düz plaka, tübüler	Düz plaka, tübüler	Düz plaka, Tübüler	İçi boşluklu fiber, düz plaka
Tipik işletme basıncı	0,1-2	0,5-5	3-15	8-60	-	-	-	-	-	-

1992'de Amerika Birleşik Devletler (ABD)'inde *Cryptosporidium* salgını sonrasında su arıtımında MF (ve UF) uygulaması hız kazanmıştır. Su temini için patojenlerin giderimine ilişkin daha katı uygulamalar, düşük basınçlı membran proseslerine olan yönelimi arttırmıştır. Mikrofiltrasyon membranlarının gözenek çapları büyük olduğu için sürücü kuvvet olarak gereken basınç ihtiyaçları da düşüktür. 0-4 bar arası basınçlarda işletilebilmektedir. 1963'e kadar MF membranları, ağırlıklı olarak nitro-selülozdan veya selüloz esterlerden yapılmıştır. Polipropilen, polisülfon, polietersülfon gibi malzemelerin kullanılması, MF membranlarının büyük ölçekli ayırma proseslerinde kullanılmasına olanak sağlamıştır (Fane ve diğ., 2011).

MF prosesine dair örnek uygulamalar Tablo 3.2'de verilmiştir. MF membranlarının gözenek yoğunluklarının yüksek olması, genel olarak hidrodinamik dirençlerinin nispeten düşük ve dolayısıyla akıplarının yüksek olmasını sağlamaktadır (Birim zamanda birim alandan geçen sıvı miktarı: $lt/m^2.st$, $m^3/m^2.st$). Mikrofiltrasyon membranları, genellikle dik-akışlı olarak işletilmektedir. Burada, beslenen çözeltinin akışı membran yüzeyine diktir ve yüzeyde tutulan (filtrelenmiş) partiküller birikerek kek tabakası oluşturmaktadır. Bu kek tabakasının kalınlığı zamanla artmaktadır. Kek tabakasının kalınlığı arttıkça kekin direnci de artmakta ve böylece membranın geçirgenliği düşmektedir. Kek tabakasının membran yüzeyi üzerinde birikmesi, yatay akış olarak adlandırılan akış tekniğinin kullanımıyla azaltılabilir. Yatay akış, membran yüzeyine teğetsel olarak bir besleme akışının geçmesidir. Mikrofiltrasyon prosesinin en temel problemi tıkanmadır. Hem membran yüzeyinde hem de membran içerisinde zamanla organik ve inorganik kirlenme görülmektedir. Bu problemin aşılması için üretici firmanın verdiği kimyasal yıkama prosedürleri uygulanmalı ve optimum işletme şartları sağlanmalıdır. Ancak, membran filtreler zamanla geri dönüşsüz bir biçimde tıkanabilir. Filtreler ekonomik olmayan geçirgenlik değerleri gösterdiğinde temizlenmeli, temizlemede işe yaramıyor ise değiştirilmelidirler (Fane ve diğ., 2011).

Tablo 3.2 MF membranlarının endüstriyel uygulamaları

Endüstri	Uygulamalar	Kaynaklar
Metal işleme endüstrisi	Metal işlemede kullanılan emülsiyonların geri kazanımı	Karakulski ve diğ., (2017)
Gıda endüstrisi	Fermentasyon ürünlerinden mikroorganizmaların uzaklaştırılması Yağ moleküllerinin uzaklaştırılması Süt endüstrisinde, kazein gibi kolloidal partiküller, serum protein moleküllerinin ve süt/yağ ayrımında Nişasta ve maya işleme artıklarından değerli içeriklerin kazanımı	Cassano ve Conidi, (2017); Shahidul Islam ve diğ., (2017); Galanakis, (2017); Josipa ve diğ., (2017); Ganju ve Gogate, (2017); Aguero ve diğ., (2017)
Kağıt endüstrisi	Atıksu arıtımı	Racar ve diğ., (2017); Fane ve diğ., (2011)
İlaç endüstrisi	Çözeltilerin veya suların steril filtrasyonu	Fane ve diğ. (2011)
Su sektörü	NF veya TO öncesi ön arıtma Doğrudan su arıtımı için kullanım Organik madde giderimi	Ahmed ve diğ.(2017); Ben-Sasson ve diğ. (2013); Hilal ve diğ. (2006)

3.3. Ultrafiltrasyon (UF) Prosesi

Ultrafiltrasyon (UF), 1–100 nm gözenek çaplarına sahip membranlar olup makromolekülleri, kolloidleri, askıda katı maddeleri, bakterileri, virüsleri ve moleküler ağırlıkları 1000 Da'dan büyük maddeleri ayırmak için kullanılmaktadırlar. Bu maddeler osmotik basınç oluştursalar bile bu sadece birkaç bar mertebelerinde olup, UF prosesinde ayırma işlemi 1-10 bar arasında değişen hidrostatik basınç farkı ile sağlanmaktadır. Taşınım mekanizması moleküler ayırma ve difüzyon olup besleme akımının doğası oldukça önemlidir. UF membranının seçiciliği ayrılmak istenen maddenin boyut farkına, bileşenlerin yüzey yüküne, membranın özelliklerine ve bunun yanında hidrodinamik şartlara bağlıdır (Fane ve

diğ., 2011). Koloidal maddelerin varlığı veya maddelerin yüksek tutunma özellikleri, MF ve UF işletiminde olağan mekanizmaları değiştirip tıkanma ve adsorpsiyon sürecine dönüştürür. Bazı durumlarda, özellikle tıkanma nedeniyle, membranlar farklı hidrolik geçirgenlik ve seçicilik davranışları sergileyebilirler.

UF membranları, asimetrik gözenekli bir yapıya sahiptir ve genellikle faz dönüşümü yöntemiyle hazırlanırlar. En çok kullanılan polimerler, poliakrilonitril (PAN), aromatik poliamidler (PA), polisülfon (PSf), polietersülfon (PES), polivinil klorür (PVC) ve polivinilidin florür (PVDF)'dür. Bu malzemelerden üretilen membranlar geniş pH aralığı, sıcaklık ve klor dayanımlarına sahiptirler. Böylece, geniş kullanım alanı bulmaktadır.

Membran mekanizması, basınç arttırıldığında akının da artacağı bir eleman olarak düşünülebilir. Bununla beraber, konsantrasyon polarizasyonunun etkisi akıyı sınırlandırmaktadır. Bunun nedeni, sınır tabakası içinde membran üst yüzeyinde çözünen maddelerin birikmesidir. Makromoleküller, yüksek basınç altında, ince tabaka formunda yüzey üzerinde oluşacak ikinci bir membran gibi davranırlar. Bu durum, daha sonra membran yüzeyinin tıkanmasına neden olmaktadır.

UF membranları, yüzey sularının arıtımında doğrudan kullanılabilirler veya koagülasyon flokülasyon sistemleri ile entegre edilebilmektedirler. Ters osmoz sistemlerinde ön arıtma olarak kullanımları mevcuttur. Endüstride protein saflaştırma ve belirli moleküler ağırlığa sahip maddelerin geri kazanımı için kullanılmaktadırlar. Atıksu arıtımında hem doğrudan kullanılabilirler hem de membran biyoreaktör sistemleri içerisinde değerlendirilebilirler. UF membranlarının kullanıldığı çeşitli uygulamalara örnekler Tablo 3.3'te verilmiştir.

MF ve UF teknolojileri yüksek bulanıklığa sahip suların arıtımında, içme suyundan virüs ve bakteri gideriminde veya ters osmoz ve nanofiltrasyon sistemlerinin ön arıtma birimi olarak kullanılmaktadır.

Böylelikle, TO membranlarının ömürleri artmaktadır. UF sistemlerinin TO öncesinde ön arıtma amaçlı olarak kullanılması durumunda, sürekli ve kolay otomatik işletme imkanı, TO membranları için daha iyi kalitede su üretilmesi, daha az kimyasal madde ihtiyacı gibi önemli üstünlükler sağlanmaktadır.

Tablo 3.3 UF membranlarının endüstriyel uygulamaları

Endüstri	Uygulamalar	Kaynaklar
Otomotiv ve ev aletleri	Elektroforetik boyaların durulama sularından ayrılması	Subtil ve diğ., (2017)
Metal işleme	Metal işlemede kullanılan emülsiyonların geri kazanımı	Huang ve diğ., (2017)
Tekstil endüstrisi	Atıksu arıtımı	Zaf ve diğ., (2017)
Gıda endüstrisi	Peyniraltı suyundan proteinlerin kazanımı nişasta ve maya işleme artıklarından madde kazanımı, diyet süt üretimi, yumurta beyazının konsantre edilmesi, içeceklerin sterilize edilmesi ve durulaştırılması	Conidi ve diğ., (2017); Bortolini ve diğ., (2017); Aguero ve diğ., (2017)
Kağıt endüstrisi	Atıksu arıtımı	Saha ve Das, (2017)
İlaç endüstrisi	Çözeltilerin veya suların steril – filtrasyonu, biyolojik olarak aktif maddelerin izolasyonu, safsızlaştırılması ve konsantre hale getirilmesi (enzimler, virüsler, nükleik asitler, spesifik proteinler) ve kanın fraksiyonlarına ayrılması	Garcia-Ivars ve diğ. (2017); Chamber ve diğ., (2017)
Su sektörü	NF veya TO öncesi ön arıtma, doğrudan su arıtımı için kullanım ve organik madde giderimi	Ahmed ve diğ., (2017); Sillanpaa ve diğ., (2015); Fane ve diğ. (2011); Lee ve diğ., (2005)

3.4. Nanofiltrasyon (NF) Prosesi

Nanofiltrasyon membranı, ultrafiltrasyon ve ters osmoz membranları arasında bulunan bir membran türüdür. Nanofiltrasyon terimi, FilmTec tarafından besleme akımındaki bazı iyonik maddelerin bilinen geçişine izin veren seçici bir "ters osmoz prosesi" şeklinde tanımlanmasıyla başlatılmıştır (Fane ve diğ., 2011). Nanofiltrasyon membranları, yaklaşık olarak 1-10 nm'lik bir moleküler ağırlık engelleme sınırına tekabül edecek şekilde üretilmekte olup genel olarak 200-1000 Da gibi düşük moleküler ağırlığa sahip organik çözeltilerin ayırımında kullanılmaktadır. Çok değerlikli tuzların gideriminde etkin olduklarından, kısmi demineralizasyon prosesi olarak da bilinirler. UF membranlarının tutamadığı çözülmüş tuzları, düşük molekül ağırlıklı organik maddeleri ve organik boyayı tutabilmektedirler.

Ancak, giderme verimi, ters osmoz membranlarına göre daha düşüktür. NF membranları gözeneksiz yapısı ve çözelti-difüzyon taşıma mekanizması olan ters osmoz membranlarından farklı olarak, gözenekli ve gözeneksiz membran arayüzünde hem eleme hem de difüzyon taşıma mekanizmaları ile çalışmaktadırlar (Fane ve diğ., 2011). Bu nedenle, nanofiltrasyon membranları, "gevşek" ters osmoz (gözeneksiz, difüzyon) ve "sıkı" ultrafiltrasyon (gözenekli, eleme) arası bir ara kesitte kendine yer bulmaktadır.

NF membranlarının bu "gevşek" özelliği, TO membranlarına kıyasla daha düşük basınçta daha yüksek su akıları (su geri kazanımı) ile çalıştırılmasını sağlamaktadır. Bu durum, önemli enerji tasarrufuna sebep olmaktadır. Buna ek olarak, çoğu NF membranının yüzeyi yüklüdür ve böylece elektrik etkileşimleri aynı zamanda NF membranlarının taşıma ve seçicilik özelliklerine katkıda bulunmaktadır (Fane ve diğ., 2011). Çok değerlikli iyonların gideriminde elektrostatik etkileşimler de söz konusudur. NF membranları, tek değerlikli tuzlar için yüksek geçirgenliğe sahiptir. Ancak çok değerlikli tuzları büyük ölçüde tutabilmekte ve nispeten küçük molekül ağırlıklı organik bileşikler uzaklaştırmaktadırlar. Ca, Mg gibi çift değerlikli tuzları

oldukça iyi bir performans ile tutabilirken, Na ve Cl gibi tek değerlikli tuzların gideriminde ters osmoz prosesi kadar başarılı değildirler. Sürücü kuvvet olarak basınç ihtiyaçları, UF membranından fazla iken, TO membranından düşüktür. 3-15 bar arası basınçlarda çalışmaktadırlar (Fane ve diğ., 2011).

NF membranları küçük gözenekli olmaları ve 200 Da ağırlıktaki molekülleri ve üzerini tutabilmeleri sayesinde, giderme verimleri yüksektir. NF membranlarının özellikle çift değerlikli iyonlar için daha fazla seçiciliğe, yüksek çözücü geçirgenliğine sahip olduğu ve daha düşük enerji tüketimi sağladığı önemli bir gerçektir. Ancak, su akılarının düştüğü durumlarda NF membranların yüksek basınçlarda işletilmesi enerji tüketimini artırabilmektedir. NF membranları, genellikle spiral sargılı modül şeklinde uygulanmaktadırlar (Fane ve diğ., 2011). Son dönemde geliştirilmiş içi boşluklu fiber NF membranlar da bulunmaktadır.

NF membranları, yüzeysel sulardan sertlik gideriminde, organik madde gideriminde, kuyu sularından çözülmüş katılar ve nitrat gideriminde ve ayrıca pestisit ve mikrokirletici gideriminde de kullanılmaktadır. Özellikle düşük osmotik basınca sahip yüzey sularında, düşük işletme basıncı nedeniyle ters osmoz sistemlerine nazaran daha üstün bir prosestir.

Nanofiltrasyon prosesi, ters osmoza nazaran düşük enerji ihtiyacı nedeniyle, dezenfeksiyon yan ürünlerinin oluşumuna yol açan organik maddelerin yüzeysel sulardan giderimi için bütün dünyada kabul görmektedir. Yüzey suyunun NF membranlarına uygulanması durumunda, doğal organik bileşikler nispeten gözenek boyutuna nazaran daha büyük moleküllere sahip olduğundan elek mekanizmasıyla giderilirler. Diğer taraftan, inorganik tuzlar ise membran ve iyonların yük etkisinden kaynaklanan elektrostatik etkileşimle süzüntüden ayrılırlar.

Nanofiltrasyon membranlarının elektrostatik karakteristikleri, anyonların tutulmasında önemli bir role sahiptir. Membran yüzeyindeki zeta potansiyeli, elektrolit çözeltisinin farklı pH ve konsantrasyonlarıyla değişmektedir. Madde taşınımı, filtrasyon, elektrostatik ve difüzyon ile gerçekleşirken kütle transferi kanunu Fick Yasasına göre gerçekleşmektedir. Tipik akı değerleri 20-200 lt/m².st aralığında değişmektedir.

NF membranlarının kullanımına dair çeşitli örnekler Tablo 3.4'te sunulmuştur. NF membranları endüstride, tuzlu peynir sularının arıtımında, süt endüstrisi atıksularında madde geri kazanımında, tekstil endüstrisinde renk ve organik madde gideriminde, gıda, tekstil ile eczacılıkta organik maddelerin konsantre edilmesi ve tuz giderilmesinde kullanılmaktadır. NF membranlarının değişik endüstriyel atıksuların arıtılması amacıyla (tekstil, sızıntı suyu, vb.), UF ve TO membranları ile birlikte uygulamaları mevcuttur. Kuyu suyu arıtımında nanofiltrasyon ve ters osmoz prosesleri karşılaştırıldığında, NF membranları ile içme suyu standartları ve maliyet açısından açısından daha iyi sonuçlar alınmaktadır.

3.5. Ters Osmoz (TO) Prosesi

Ters osmoz prosesi, yoğun aktif yüzeye sahip membranlar kullanılarak tuz ve küçük organik moleküllerin ayrımı için kullanılmaktadır. Taşınım mekanizması, çözünme/difüzyon olayıdır. Yüksek aktif yüzey yoğunluğundan dolayı, işletme basınçları, mikrofiltrasyon ve ultrafiltrasyon proseslerine nazaran oldukça yüksektir. Ters osmoz mekanizmasını anlamak için öncelikle doğal şartlarda yarı geçirgen bir bariyerde oluşan osmotik taşınım olayını anlamak gerekmektedir.

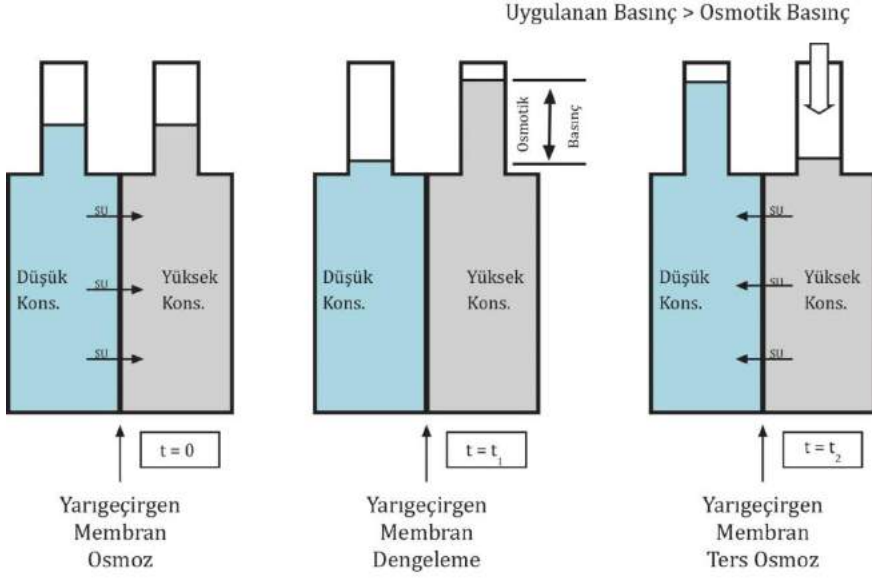
Tablo 3.4 NF membranlarının endüstriyel uygulamaları

Endüstri	Uygulama	Kaynaklar
Enerji sektörü	Kazan besleme suyu ve soğutma kulesi suyu geri kazanımı	Sukma ve Emecen, (2018); Farahani ve diğ., (2016)
	Proses suyu üretimi ve geri kazanımı	Oatley-Radcliffe ve diğ., (2017)
Kimyasal proses endüstrisi	Atıksu arıtılması ve su geri kazanımı	Urper ve diğ., (2017); Sengur ve diğ., (2016)
	Su/organic sıvı ayrımı ve organik sıvı karışımların ayrımı	Sukma ve Emecen, (2018); Perez-Manriquez ve diğ., (2017); Lim ve diğ., (2017)
Metal ve metal işleme	Madencilik atıklarının arıtımı, kaplama durulama sularının geri kazanımı ve metallerin geri kazanımı	Juholin ve diğ., (2018); Aguiar ve diğ., (2018); Andrade ve diğ., (2017)
	Süt işleme, laktoz ayrırımı, tatlandırıcı konsantre edilmesi, meyve suyu ve içecek işleme ve atıksuların arıtılması	Conidi ve diğ., (2017); Werth ve diğ., (2017); Cassano ve Conidi, (2017)
Tekstil	Boyama ve terbiye, kimyasal geri kazanımı ve su geri kazanımı	Oatley-Radcliffe ve diğ., (2017); Vander Bruggen ve diğ., (2017), Siddique ve diğ., (2017)
	Kağıt endüstrisi	Atıksu arıtımı ve su geri kazanımı
Ağır metal giderimi	Çevreyi kirleten ağır metallerin yüzey ve yeraltı sularından giderilmesi	Lam ve diğ., (2018)

Osmoz, doğal olarak oluşan bir olaydır. Şekil 3.1’de görüldüğü üzere $t=0$ anında aynı seviyede tuzlu ve düşük çözünmüş madde konsantrasyonuna sahip su yarı geçirgen bir zarla ayrılmış kaba yerleştirildiğinde su difüzyonu, çözünmüş madde konsantrasyonu düşük su çözeltisinden çözünmüş madde konsantrasyonu yüksek olan tuzlu su çözeltisine doğru gerçekleşmektedir. Her iki tarafın da su konsantrasyonu eşit olana kadar bu difüzyon olayı devam etmektedir. Bu iki sıvı faz arasındaki yarı geçirgen membran, suyun geçmesine izin verirken, çözünmüş maddelerin geçmesine izin vermediğinden nihayetinde çözünmüş madde konsantrasyonu düşük olan su tarafındaki seviye düşerken, tuzlu su tarafındaki seviyede yükselmektedir ($t=t_1$). Yarı geçirgen membranın her iki tarafındaki seviye farkı çözeltinin osmotik basıncı olarak adlandırılmaktadır. Bu durumda, temiz su hacmi azalmaktadır. Ancak, dışardan uygulanacak bir mühendislik uygulamasıyla temiz su hacminin artırılması ve kirli su hacminin azalması söz konusu olabilir. Su difüzyonunu ters yönde ilerletmek için öncelikle osmotik basıncın sıfırlanması gerekmektedir. Daha sonra uygulanan ilave ters basınçla ters difüzyon akışı sağlanabilir. Osmotik basınçtan yüksek bir basıncın uygulanmasıyla saf su, yüksek konsantrasyonlu çözeltiden düşük konsantrasyonlu çözeltiliye doğru geçmeye başlamaktadır ($t=t_2$). Böylece kabın tuzlu su tarafındaki su hacmi azalırken, tuz konsantrasyonu artış göstermektedir. Tuz konsantrasyonunun artışına bağlı olarak yarı geçirgen membranın her iki tarafındaki osmotik basınç farkı artacağından transmembran basıncında dinamik bir azalma gerçekleşecektir. Ancak, sisteme uygulanan basınç dinamik osmotik basınçtan yüksek olduğundan temiz su üretimi gerçekleşmekte ve tuzlu çözeltideki çözünmüş maddelerden arındırılmış olmaktadır. Bu durum, osmoz olayının tersi olduğundan bu proses “ters osmoz” olarak adlandırılmıştır (Şekil 3.1).

Polimerik TO membranlarında ayırma sürecinin etkin olduğu membran yüzeyinin gözeneksiz olduğu bilinmektedir. Suyun geçişi çözelti-difüzyon modeli ile açıklanmaktadır. Çözücü ve çözeltilerin membran üst tabakasında çözündüğü ve difüze olduğu çözünme-difüzyon sırasında, membran polimeri ile süzüntü akımı arasındaki moleküler

sürtünmeyi aşmak amacıyla yüksek basınçların uygulanması gerekmektedir.



Şekil 3.1 Osmoz ve ters osmoz prosesi

Membranların yüzeyleri, çözücünün içerisinde çözünebileceği polimerik bir ağ yapısından oluşmaktadır ve su molekülleri bu polimer zincirleri arasına girmektedir. Polimerik yoğun film içerisindeki polimer ağları arasındaki boşluklar “gözenek” etkisi oluşturmaktadır. TO membranları genellikle asimetrik membranlar ve ince film kompozit membranlar olarak kategorize edilmektedir.

Asimetrik TO membranı gözenekli bir alt tabaka tarafından desteklenen ince film seçici geçirgen bir tabakadan oluşmaktadır. Bu ince film seçici geçirgen tabakanın kalınlığı bir mikrometreden küçüktür ve akıyı ve seçiciliği doğrudan etkilemektedir. Alt kısımdaki gözenekli destek tabakası, ayırma işlemine önemli bir katkıda bulunmaktadır. Asimetrik membranlar, genellikle faz dönüşümü yöntemi ile üretilmektedir. İnce film kompozit membranlar ise iki veya daha fazla polimer materyali içermektedirler ve oldukça gözenekli bir destek tabakası üzerine ikinci

bir polimer ince filmin kaplanması ile oluşturulmaktadır. Son zamanlarda geliştirilen ince film membran yüzeyindeki seçici tabaka, oldukça ince olduğu için suya karşı gösterdiği direnç düşüktür ve böylece gösterdiği su akısı değerleri yüksektir.

Ters osmoz prosesi, çoğunlukla deniz suyu ve tuzlu suların tuzsuzlaştırılması için kullanılmaktadır. Ayrıca, endüstride ultra saf su eldesi için kullanımı da yaygındır. Evlerde kullanılan mutfak tipi arıtma sistemlerinde bu membranlar kullanılmaktadır. Tek değerlikli tuzlar dahi yüksek oranda giderilebilmektedir. Yukarıda da belirtildiği üzere, besleme suyunun tuzluluğuna göre osmotik basıncın değişmesinden dolayı ihtiyaç duyulan basınç değişmektedir. Membran ve besleme suyunun tuzluluğuna göre 15-60 bar arası basınçlarda işletilebilmektedir. Ters osmoz membranlarının çeşitli sektörlerde kullanım alanları Tablo 3.5'te verilmiştir.

3.6. İleri Osmoz (İO) Prosesi

Bölüm 3.5'te ifade edildiği üzere çözünmüş madde konsantrasyonu düşük bir çözeltilen çözünmüş madde konsantrasyonu yüksek olan çözeltiliye doğru yarı geçirgen bir membranda gerçekleşen osmoz olayında, yüksek konsantrasyonlu çözeltilinin (çekme çözeltisi) kontrollü bir şekilde kullanıldığı prosese ileri osmoz prosesi adı verilmektedir (Şekil 3.2). Bu prosesteki temel sürücü kuvvet osmotik basınçtır (Junyou, 2011). Osmotik basınç çekme çözeltisinin çözünmüş madde konsantrasyonu ile doğru orantılıdır.

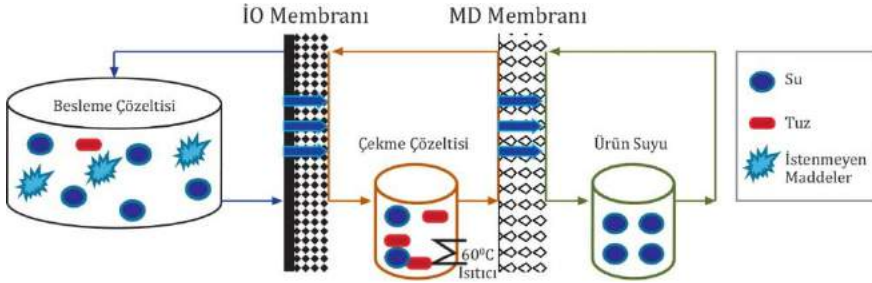
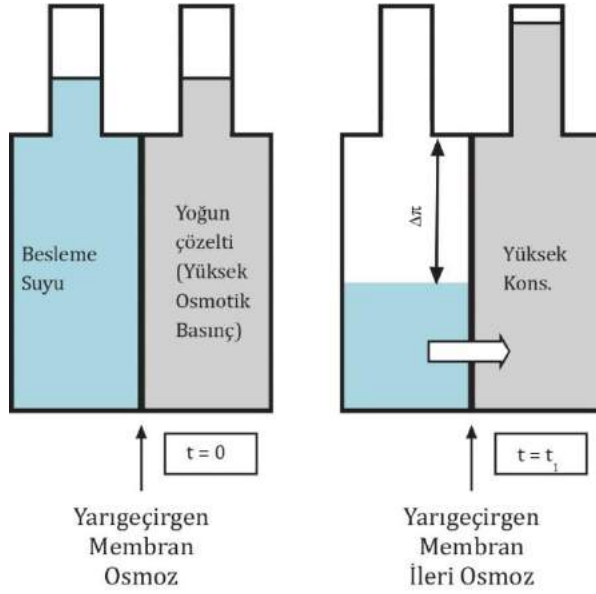
Çekme çözeltisi tarafında oluşabilecek konsantrasyon polarizasyonu ve tersinir kirlenme şartlarının önlenmesi için akış şartlarının rejimi de oldukça önem arz etmektedir. Bu nedenle, çekme çözeltisi konsantrasyonu ve yatay akış hızının optimizasyonu tasarım aşamasında detaylıca çalışılmalıdır.

Tablo 3.5 TO membranlarının endüstriyel uygulamaları

Endüstri	Uygulama	Kaynaklar
Tuzsuzlaştırma (desalinasyon)	Kullanılabilir su üretimi, deniz suyu arıtımı, tuzlu su arıtımı ve evsel atıksu geri kazanımı	Turek ve diğ., (2017); Wenten ve Khoiruddin, (2016); Shen ve diğ., (2016)
Ultra saf su	İlaç sanayi ve medikal uygulamalar	Zulkifli ve diğ., (2018); Jamil ve diğ., (2016)
Enerji sektörü	Kazan besleme suyu ve soğutma kulesi suyu geri kazanımı	Akinaga ve diğ., (2018)
Son kullanıcıya yönelik	Ev tipi ters osmoz sistemleri	Fane ve diğ., (2011)
Kimyasal proses endüstrisi	Proses suyu üretimi ve geri kazanımı, atıksu arıtılması ve su geri kazanımı, su/organik sıvı ayrımı ve organik sıvı karışımların ayrımı	Mansouri ve diğ., (2017) Ricci ve diğ., (2017)
Metal ve metal işleme	Madencilik atıklarının arıtımı, kaplama durulama sularının geri kazanımı ve metallerin geri kazanımı	Li ve diğ., (2017) Colla ve diğ., (2016)
Gıda işleme	Süt işleme, tatlandırıcı konsantre edilmesi, meyve suyu ve içecek işleme, atıkların arıtılması ve su geri kazanımı	Xiong ve diğ., (2017) Suarez ve diğ., (2015) Suarez ve diğ., (2014) Madaeni ve Zeresghi, (2008)
Tekstil	Boyama ve terbiye, kimyasal geri kazanımı ve su geri kazanımı	Yin ve diğ., (2018) Zheng ve diğ., (2015); Liu ve diğ., (2011)
Kağıt endüstrisi	Atıksu arıtımı ve su geri kazanımı	Bodalo-Santoyo ve diğ., (2013)
Ağır metal giderimi	Çevreyi kirleten ağır metallerin, radyoaktif maddelerin yüzey ve yeraltı sularından giderilmesi	Combernoux ve diğ., (2017) Fane ve diğ., (2011)

İleri osmoz prosesinde diğer proseslerde olduğu gibi ürün suyu bilinen temiz su olmayıp seyreltilmiş çekme çözeltisi olmaktadır. Sonuç olarak, seyreltilmiş çekme çözeltisinin derişik hale getirilmesi ve suyunun ürün suyu olarak alınabilmesi için ek bir prosese daha ihtiyaç duyulmaktadır. Bu ek proses, kullanılan çekme çözeltisine göre değişmektedir. Bu sebeple, etkin bir ileri osmoz prosesi için uygun çekme çözeltisinin kullanılması çok önemlidir. Çekme çözeltisinin membran distilasyonu ile konsantr edildiği bir prosese ait akım şeması Şekil 3.2’de sunulmuştur. Kullanılan çekme çözeltisi inorganik (NaCl, MgCl₂, CaCl₂, Na₂SO₄, MgSO₄), organik (monosakkaritler, organik iyonik tuzlar, polielektrolitler, çeşitli polimerler, hidrojel), gaz, uçucu bileşikler (CO₂, NH₂-CO₂, dimetiler) ve fonksiyonelleştirilmiş nanopartikül esaslı çözeltiler olabilmektedir (Johnson ve diğ., 2017). Besleme akımındaki suyun çekilebilmesi için ihtiyaç duyulan çekme çözeltisinde osmotik basıncın artırılmasıyla, enerji ihtiyacını azaltmaya yönelik uygun çekme çözelti seçimi ve çekme çözeltisinin ekonomik olarak geri kazanım metotları zamanla gelişmektedir. Ayrıca, yapılan son çalışmalarda ileri osmoz prosesinde membran tıkanma probleminin nispeten daha düşük olduğu ve daha çok tersinir tıkanmanın gözleendiği belirtilmektedir. Bu tıkanma da hidrodinamik ayarlamalar yapılarak minimize edilebilmektedir. Ayrıca birçok çeşitli kirletici, ileri osmoz prosesi ile etkili bir şekilde tutulabilmektedir (Zhao ve diğ., 2011). Bahsedilen üstünlüklerinin yanında İO prosesi, konsantrasyon polarizasyonu, membran tıkanması, ters tuz akısı, membran geliştirme ihtiyacı ve uygun çekme çözeltisi seçimi gibi kısıtlamalarda içermektedir.

Literatürde, bu kısıtlamaları azaltmaya yönelik olarak yeni membran üretimi ve/veya modifikasyonu ile farklı tür ve konsantrasyonlarda çekme çözeltilerinin denenmesi üzerine yapılan çalışmaların sayısı artmaktadır. İleri osmoz prosesinin endüstriyel veya tam ölçekli uygulamaları henüz yeterince mevcut değildir.

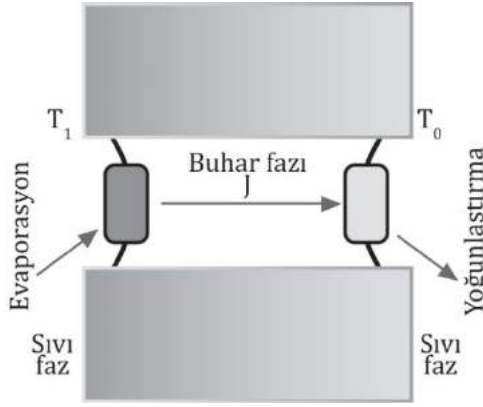


Şekil 3.2 İleri osmoz prosesinin şematik gösterimi (üstte) ve ileri osmoz prosesinin membran distilasyonu ile kombinasyonu (altta) (Zang ve diğ., 2014)

3.7. Membran Distilasyonu (MD) Prosesi

Membran distilasyonu, diğer geleneksel membran teknolojilerinin bazı kısıtlamalarını ortadan kaldıracak, kısmen yeni bir membran ayırma prosesidir. Bu proses ile özellikle tek bir adımda yüksek çözünen madde konsantrasyonuna ulaşılabilen ve daha saf bir su üretilmektedir.

Bu teknolojiye, mikro gözenekli hidrofobik bir membran, farklı sıcaklıklara sahip iki akışkanı birbirinden ayırmakta ve membran üzerinden seçici kütle transferi gerçekleştirilmektedir. Bu proses, çözeltilerin kaynama noktasından daha düşük bir sıcaklıkta ve atmosferik basınç altında gerçekleşmektedir. Membran hidrofobisitesi, sıvı fazın gözeneklerden geçişini engellemekte ve su buharı, sıcak taraftan daha soğuk tarafa geçiş yaparak soğuk yüzeyde yoğunlaşmaktadır. Burada, sürücü kuvvet, membran ara yüzeyinde oluşan buhar basıncı farkıdır. MD sistemi taşınım mekanizması, Şekil 3.3'te şematik olarak verilmiştir.

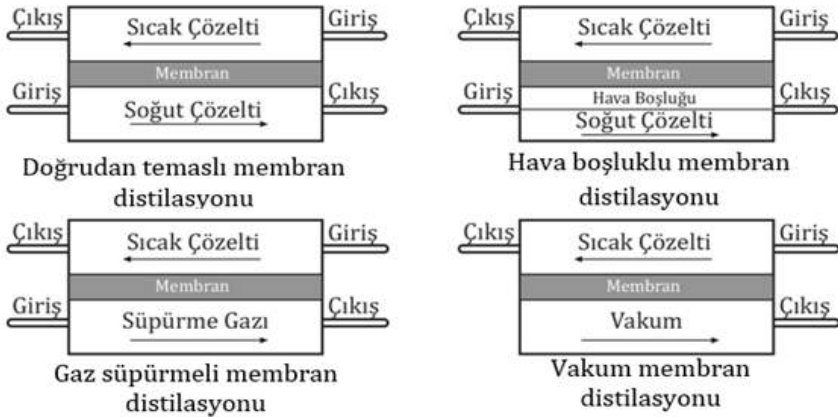


Şekil 3.3 Membran distilasyonu temel çalışma prensibi (Macedonia ve Drioli, 2017)

Membran distilasyon prosesi, normal basınç altında ve diğer termal distilasyon proseslerine göre daha düşük sıcaklıkta gerçekleşebildiğinden, yüksek osmotik basıncına sahip çözeltileri konsantre ederek birçok farklı atıksu problemlerine çözüm sunmaktadır. Güneş, dalga ve jeotermal enerjinin kullanılabilirliği veya genellikle endüstriyel tesislerde mevcut olan atık ısıların kullanılabilme olasılığı bu prosesi cazip hale getirmektedir.

Çok çeşitli membran distilasyon tertip tarzları mevcuttur. Tüm bu tertip tarzlarının şematik gösterimleri Şekil 3.4'te verilmektedir. Doğrudan temaslı membran distilasyonunda, sıcak besleme çözeltisi membran yüzeyiyle doğrudan temas etmektedir. Böylece, buharlaşma, membran

yüzeyinde gerçekleşmektedir. Buhar, basınç farkıyla membran boyunca hareket etmekte ve membranın gözeneklerinden çıktıktan sonra modül içerisinde soğuk akımla karşılaşarak yoğunlaşmaktadır. Su, membranın hidrofobik yapısından dolayı membrandan geçememektedir. Boşluklardan sadece buhar geçişi olmaktadır. Hava boşluklu membran distilasyonunda, sıcak besleme akımı yine membran ile temas ederken, membranı geçtikten sonra soğuk akımla doğrudan karşılaşmamaktadır. Soğuk yüzey ile buhar akımı arasında bir hava boşluğu mevcuttur. Bu tertip tarzında, besleme akımındaki ısı kaybı daha az olmaktadır. Buhar basınç farkıyla membran distilasyonunda sıcak besleme akımı yine membran yüzeyiyle temas etmektedir. Membranı geçen buhar, inert bir gaz tarafından yoğunlaştırıcıya alınmaktadır. Vakum membran distilasyonu tertip tarzında, membranın süzöntü tarafına vakum uygulanmaktadır. Bu durumda, yoğunlaşma modül dışında gerçekleşmektedir (Alkudhiri ve diğ., 2012). Genellikle endüstriyel uygulamalarda kendine yer bulan MD prosesinin kullanım alanları, özet olarak Tablo 3.6'da sunulmuştur.



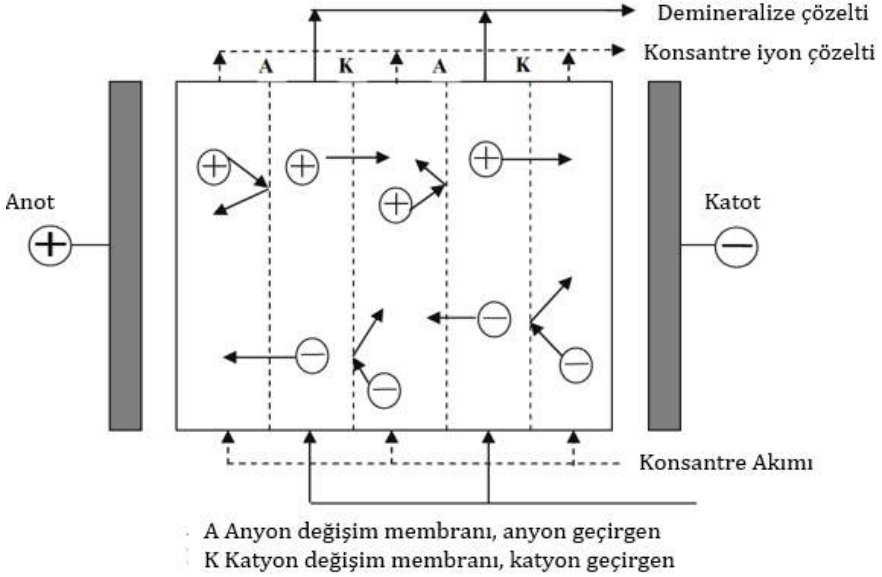
Şekil 3.4 Membran distilasyonu tertip tarzları (Alkudhiri ve diğ., 2012)

Tablo 3.6 MD membranların endüstriyel uygulamaları

Endüstri		Kaynaklar
Tuzsuzlaştırma (desalinasyon)	Kullanılabilir su üretimi ve tuz üretimi	Kochmann, (2017)
	Proses suyu üretimi ve geri kazanımı	Macedonia ve Drioli, (2017)
Kimyasal proses endüstrisi	Atıksu arıtılması ve su geri kazanımı	Ashoor ve diğ., (2016); Bruggen ve diğ., (2015); Kiai ve diğ., (2014)
	Su/organik sıvı ayrımı ve organik sıvı karışımların ayrımı	
	Solvent kazanımı (Aseton, Butanol-Etanol gibi)ve gıda konsantresi	Kochmann, (2017) Ding ve diğ.,(2010); Hausmann ve diğ., (2014)

3.8. Elektrodializ (ED) Prosesi

Elektrodializde sulu çözeltilerdeki iyonik bileşenler, iyon değiştirici membranları yardımıyla elektrik alanının sürücü kuvvet olarak kullanılmasıyla uzaklaştırılmaktadır. Membran, seçici ve yarı geçirgendir ve sadece anyonların veya katyonların geçişine izin vermektedir. Ayırma işlemi, molekül boyutundan ziyade elektrik yükü yardımıyla gerçekleşmektedir. Tuzsuzlaştırma prosesinde katyonlar ve anyonlar sırasıyla katot ve anot tarafından çekilir, iyon değiştirici membranlar ile tutulur ve daha sonra ortamdan çıkarılır (Şekil 3.5). Sonuç olarak, daha az iyonik madde taşır hale getirilmiş olmaktadır (Chen ve diğ., 2011).



Şekil 3.5 Elektrodializinin temel çalışma prensibi (Chen ve diğ., 2011)

Tipik bir elektrodializ tesisi, %90'ın üzerinde bir su geri kazanımına müsaade etmektedir. Bir ED sistemi, geniş bir sıcaklık aralığının (43°C'ye kadar) yanı sıra geniş bir pH aralığında (pH 1,0-13,0) işletilebilmektedir (Chen ve diğ., 2011). ED'in işletim ve bakım maliyeti, ters osmoza göre biraz daha yüksektir. Bu prosesin mahsuru, membran yüzeylerinin kolaylıkla tıkanabilmesidir. Bu yüzden modifiye bir ED prosesi olarak ters elektrodializ (EDR) geliştirilmiştir. Aralıklı olarak elektriksel yük tersine çevrilerek membranların yüzeyleri temizlenebilmektedir. Standart bir EDR, her elektriksel yükte 15 dakika çalışmaktadır (Chen ve diğ., 2011). Genellikle endüstriyel uygulamalarda kendine yer bulan ED prosesinin kullanım alanları, özet olarak Tablo 3.7'de sunulmuştur.

ED prosesinde üretilen suyun kalitesi aşağıdaki faktörlere bağlıdır (Chen ve diğ., 2011):

- Su sıcaklığı
- Geçen elektrik akımı miktarı

- İyonların tipi ve miktarı
- Membranların seçici geçirgenliği (su kalitesine bağlı kirlenme ve tıkanma potansiyeli)
- Su akış hızı
- Kademelerin sayısı ve tertip tarzı

Tablo 3.7 ED membranların endüstriyel uygulamaları

Endüstri	Uygulama	Kaynaklar
Tuzsuzlaştırma (desalinasyon)	Kullanılabilir su üretimi ve tuz üretimi	Mei ve Tang, (2018) Shestakov ve diğ., (2017)
Ultra saf su	İyonik bileşik giderimi, ilaç sanayi ve tıbbi uygulamalar	Mei ve Tang, (2018)
Enerji sektörü	Soğutma kulesi suyu arıtımı	Mei ve Tang, (2018)
Kimyasal proses endüstrisi	Proses suyu üretimi ve geri kazanımı, atıksu arıtılması ve su geri kazanımı, su/organik sıvı ayrımı ve organik sıvı karışımların ayrımı	Mei ve Tang, (2018); Luiz ve diğ., (2018)
Metal ve metal işleme	Çinko geri kazanımı, gümüş geri kazanımı, nikel ve altın geri kazanımı ve metallerin geri kazanımı	Scarazzato ve diğ., (2017); Bittencourt ve diğ., (2017); Malik ve diğ., (2017); Carolin ve diğ., (2017)
Gıda işleme	Deminerale su eldesi, meyve sularından sitrik asit ayrımı ve tanik asit kazanımı	Aguero ve diğ., (2017) Mei ve Yang, (2018)

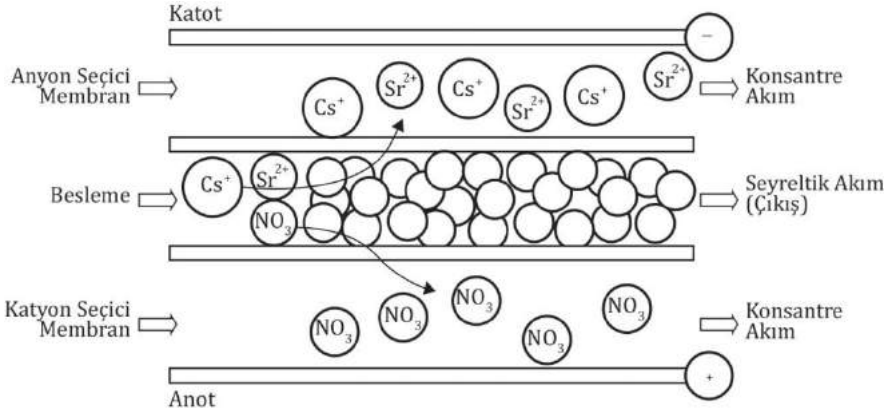
3.9. Elektrodeiyonizasyon (EDI) Prosesi

Elektrodeiyonizasyon (EDI) prosesi, çok yüksek bir su geri kazanımına sahip sürekli bir prosestir. TO/EDI sistemleri toplam su geri kazanım oranı, %90'dan yüksek olabilmektedir. Elektrik gereksinimleri de ekonomiktir. 1 kWh elektrik, yaklaşık 3,8 m³ ham suyun deiyonize edilmesi için kullanıldığında, besleme suyundaki iletkenlik 50 mS/cm'den çıkış suyunda 0.1 mS/cm'ye indirilebilmektedir (Chen ve diğ., 2011). EDI konsantre akımı, besleme suyuna göre 5-20 kat daha yüksek konsantrasyonda olabilmektedir. Bu proses özellikle ultra saf su üretimi için iyi bir seçenek olarak öne çıkmaktadır (Chen ve diğ., 2011).

EDI'nun işletme mekanizması Şekil 3.6'da gösterilmektedir. Bu proses ön arıtma uygulanmış sudan iyonları uzaklaştırmak için iyon seçici membran ve iki elektrot (anot [+] ve katot [-]) arasına yerleştirilmiş iyon değiştirici reçinelerin kombinasyonu ile doğru akım potansiyeli ile birlikte kullanılmaktadır. Bölmelere, hücre çiftleri adı verilmektedir ve bir modüldeki temel öğeyi oluşturmaktadır. İyon seçici membranlar, iyon değiştirici reçineleri ile aynı prensip ve materyalleri kullanarak işletilmektedir. Anyon seçici membranlar, sadece anyonlara, katyon değiştirici membranlar ise sadece katyonlara geçirgendir (Chen ve diğ., 2011).

Anyon seçici ve katyon seçici membranların alternatif katmanlarının bir düz plaka modülde boşluk oluşturucu ile aralıklı şekilde dizilmesiyle birbirine paralel arındırıcı ve yoğunlaştırıcı bölmelerden oluşan bir membran ünitesi oluşturulmaktadır. Çiftli hücrelerden oluşan bu ünite, modüle doğru akım potansiyeli sağlayan iki elektrot arasına yerleştirilmektedir. Uygulanan doğru akım voltaj potansiyelinin etkisi altında ilgili membranlardaki bazı iyonların bir kısmı iyon değiştirici reçineleri tarafından yakalanmaktadır. Kalan iyonlar, membran boyunca taşınmakta ve konsantre kısmında toplanmaktadır. Sonuç olarak, seyreltilmiş bölmelerdeki tuz içeriği çok düşmektedir (çoğu işlemde iyon içermez). Cihazlardaki reçineler, elektrik akımı ile sürekli olarak yenilenirler ve bu nedenle tükenmezler. Bu durumda, kimyasal

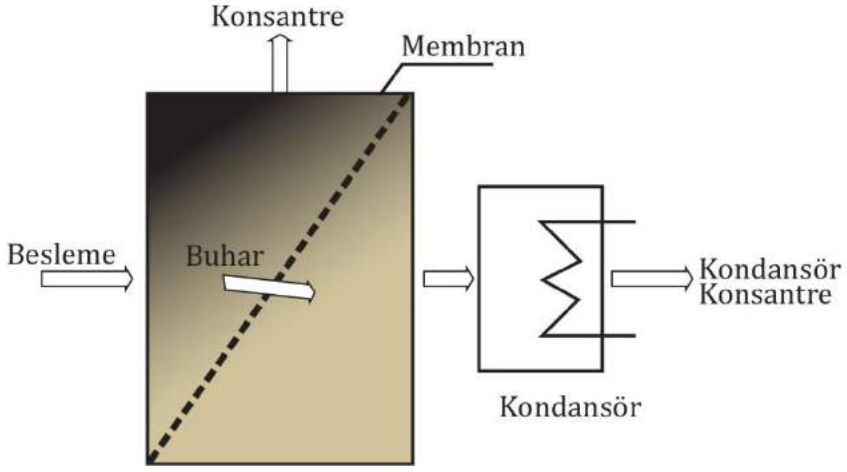
yenilenmeye gerek duymadan saf su üretmesini sağlamaktadır (Chen ve diğ., 2011).



Şekil 3.6 Elektrodeiyonizasyonun temel çalışma prensibi (Zahakifar ve diğ., 2017)

3.10. Pervaporasyon (PV) Prosesi

Pervaporasyon (PV), sıvı karışımlarının ayrılmasında yeni olan bir membran prosesidir. PV prosesinde sıvı karışımı membranın bir tarafıyla temas ettirilirken ayrılmak istenen madde membranın diğer tarafından düşük buhar basıncıyla alınmaktadır. Membran içerisinden taşınım, süzüntü ve besleme çözeltisi arasındaki buhar basıncı farkıyla sağlanmaktadır (Şekil 3.7). Ayrırma işlemi beslenen bileşiklerin sorpsiyon ve difüzyon farklılıklarına dayalı olarak sağlanmaktadır. Burada, besleme bileşikleri, membran materyali ve süzüntü arasında kompleks etkileşimler, ayırma işlemi etkilemektedir. PV prosesi, ters osmoz ve gaz ayırma prosesi ile ortak özelliklere sahiptir. Ancak, PV prosesinde elde edilen ürün buhar fazındadır. Ayrıca PV prosesinin sürücü kuvveti, süzüntü akımının kimyasal potansiyelinin düşürülmesi ile sağlanmaktadır (Fane ve diğ., 2011).



Şekil 3.7 Pervaporasyonun temel çalışma prensibi (Fane ve diğ., 2011)

Pervaporasyonun en önemli uygulama alanı, alkol ve diğer solventlerin susuzlaştırılmasıdır. Diğer önemli uygulama alanı, kirlenmiş sulardan düşük miktarda organik içeriklerin giderilmesidir. Pervaporasyonun bu iki ana uygulamasında suyun ve organik solventlerin farklı yüklerinin üstünlükleri kolay ve ekonomik ayırma işlemi için kullanılmaktadır. Bu teknolojinin geliştirilmesinden bu yana, kirlilik kontrolü, solvent geri kazanımı ve organik-organik ayrımı gibi çeşitli alanlarda kullanılmaya başlanmıştır (Fane ve diğ., 2011). Pervaporasyon prosesi, ayırma karakteristiğini sıvı-buhar dengesinin belirlediği klasik distilasyon prosesine göre karışım çözeltilerin ayrılması için daha etkin bir yaklaşım sunmaktadır. Pervaporasyon sistemlerinde enerji, ağırlıklı olarak süzüntü akımının buhar fazına getirilmesi için harcanmaktadır. Bu sebeple, süzüntü konsantrasyonu düşük olduğu zaman bu proses cazip bir prosestir (Fane ve diğ., 2011). Pervaporasyon sistemlerinde genel olarak camı, kauçuk ve iyonik polimerlerden üretilmiş düz levha membranlarla oluşturulmuş plaka ve çerçeve modüller ile spiral sargılı modüller kullanılmaktadır. Pervaporasyon membranları, genellikle gözenekli bir destek tabakası üzerinde çözelti kaplama yöntemiyle aktif tabaka oluşturulmasıyla elde edilen kompozit yapıdadır. Organik çözeltilerin susuzlaştırılması için kitosan, nafyon ile mikrogözenekli poliakrilonitril destek tabakası üzerine çapraz bağlı polivinil alkol

kaplanması gibi çok çeşitli membran malzemeleri mevcuttur. Uçucu organik karbonları sudan ayırmak için bulunan en son teknoloji, silikon lastik kompozit membranlardır (Fane ve diğ., 2011).

3.11. Membran Kontaktör (MK) Prosesi

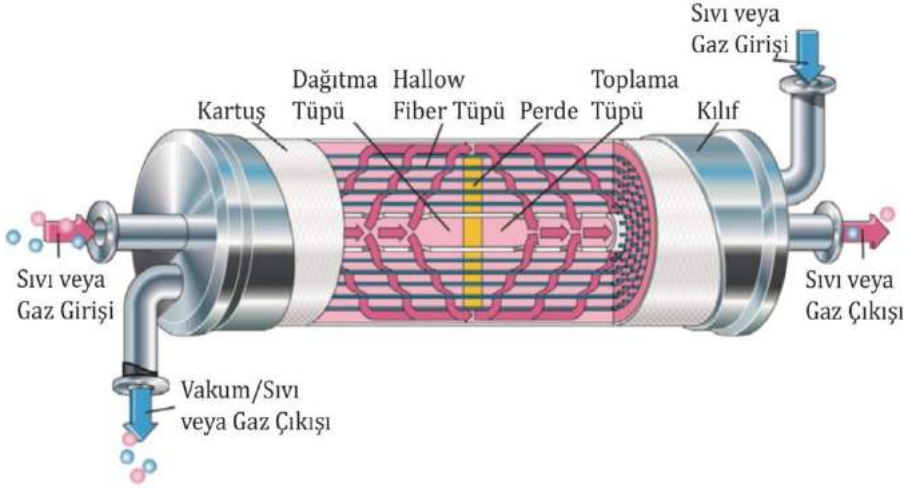
Membran kontaktörler gaz adsorpsiyonu ve sıvı-sıvı ekstraksiyonu gibi ayırma işlemlerini gerçekleştirmenin yeni bir metodudur (Şekil 3.8). Membran kontaktörü, bir fazdan diğerine spesifik bir sürücü kuvvet etkisiyle bileşiklerin bir fazdan diğerine geçerek ayrılmasının gerçekleştirildiği bir işlemdir. Bu proses ile gaz/sıvı veya sıvı/sıvı kütle transferi, bir fazın diğer bir fazın içinde dağılması olmadan gerçekleştirilmektedir. Bu prosesdeki ortak özellik, ayırma performansının bir bileşenin iki fazdaki dağılım katsayısı tarafından belirlenmesidir (Stanojevic ve diğ., 2003).

Tüm geleneksel sıyırma, yıkama, absorpsiyon ve sıvı-sıvı ekstraksiyonları yanında emülsifikasyon, kristalizasyon ve faz transfer katalizi membran kontaktörün tertip tarzına göre sağlanabilmektedir (Drioli ve diğ., 2005). Tablo 3.8'de çeşitli membran kontaktör tertip tarzları ve uygulama alanları verilmiştir. Tablo 3.9'da ise membran kontaktörlerin endüstriyel uygulama alanları sunulmuştur. Membran yalnızca bir ara yüzü temsil etmekte ve iki homojen faz arasında homojen seçici bariyer olarak tanımlanabilmektedir. Membran belirli bir ayırmayı gerçekleştirmek ve bir bileşeni daha kolaylıkla taşımak için kullanılmaktadır. Çünkü, membran ve süzülen bileşenler arasında fiziksel ve/veya kimyasal özelliklerinde farklılıklar bulunmaktadır (Stanojevic ve diğ., 2003). Membran kontaktörlerin performansı yüksek oranda membran özelliklerine bağlıdır. Genel olarak ıslanmayı ve fazlar arasında karışmayı engellemek için yüksek hidrofobisite arzu edilmektedir. Porozitenin yüksek olması akış oranını yükseltmektedir. Ancak sıvı-gaz tertip tarzında baloncuk birleşmesi ile büyük baloncuk oluşumuna sebebiyet verebilmektedir. Akış oranları, gözenek çapı ile de büyümektedir (Drioli ve diğ., 2005). Membran kontaktörlerin mahsuru,

zamanla tıkanmaya maruz kalmalarıdır. Ancak, basınç sürücülü membranlara göre membran kontaktörler tıkanma açısından daha üstündür. Membranlar belirli bir ömüre sahiptir. Böylece periyodik membran değişiminin maliyeti çalışmalarda hesaba katılmalıdır (Gabelman ve Hwang, 1999).

Tablo 3.8 Membran kontaktör sistemleri ve çeşitli uygulama örnekleri (Drioli ve diğ., 2005)

Temas Sistemi	Proses	Uygulamalar
Gaz - Gaz	Gaz ayırma	Nem giderme, uçucu organik maddeler (VOCs)-hava ayrımı
		H ₂ S, NH ₃ , NO _x , asit gazları, kokular, aminler ve benzerlerinin absorpsiyon /desorpsiyonu
Gaz - Sıvı	Gaz giderme ve gazlaştırma, gaz sıyırma, gaz absorpsiyonu, gaz akımının nemlendirilmesi	Sıvıların gazsızlaştırılması veya gazlaştırılması (O ₂ , CO ₂), havanın steril biçimde nemlendirilmesi veya neminin alınması
		Sudan fenol giderimi
		Mürekkep gazsızlaştırılması, baloncuk giderimi
Sıvı - Sıvı	Membran distilasyonu, osmotik distilasyon, membran kristalizasyonu, katalitik membran reaktörleri, sıvı destekli membranlar	Kimyasal, farmasötik veya biyoteknoloji gibi endüstrilerde ekstraksiyon işlemi
		Metalurji ve çevre proseslerine ekstraksiyon
		Azeotropik distilasyon
		Süt ürünlerinden geri kazanım, meyve suyu konsantrasyonu gibi gıda endüstrisinde kullanım



Şekil 3.8 Membran kontaktör modülü şematik gösterimi (Applied Membrans, 2017)

Tablo 3.9 Membran kontaktörlerin endüstriyel uygulamaları

Endüstri	Uygulama	Kaynaklar
Kimya/ilâç endüstrisi	Ağır metallerin kazanımı, doymuş/doymamış ürün eldesi (Etan/Etilen), sudan O ₂ uzaklaştırılması ve CO ₂ transferi	Aguero ve diğ., (2017); Emma ve diğ., (2017); Stanojevic ve diğ.,(2003); Minier-Matar ve diğ., (2017)
Gıda işleme	Uçucu biyolojik ürünlerin eldesi (alkoller, aromalı bileşikler)	Fang ve diğ., (2017)
Gıda işleme	Fermantasyon ürünleri (Sitrik asit, laktik asit) ve fenolik maddelerin giderimi	Stanojevic ve diğ., (2003)

KAYNAKLAR

- Aguiar, A., Andrade, L., Grossi, L., Pires, W., Amaral, M., (2018). Acid mine drainage treatment by nanofiltration: A study of membrane fouling, chemical cleaning, and membrane ageing. *Separation and Purification Technology*, 192, 185-195.
- Aguero, R., Bringas, E., San Roman, M.F., Ortiz, I., Ibanez, R., (2017). Membrane Processes for Whey Proteins Separation and Purification. A Review. *Current Organic Chemistry*, 21, 1740-1752(13).
- Ahmed, I., Balkhair, S.K., Albeiruttye, M.H., Shaiban, A.J., (2017). Importance and Significance of UF/MF Membrane Systems in Desalination Water Treatment. *Desalination kitabı*.
- Akinaga, T., Generalis, S.C., Paton, C., Igobo, O.N., Davies, P.A., (2018). Brine utilisation for cooling and salt production in wind-driven seawater greenhouses: Design and modelling. *Desalination*, 426, 135-154.
- Andrade, L.H., Ricci, B.C., Grossi, L.B., Pires,, W.L., Aguiar, A.O., Amaral, M.C.S., (2017). Nanofiltration applied in gold mining effluent treatment: Evaluation of chemical cleaning and membrane stability. *Chemical Engineering Journal*, 323,545-556.
- Alkudhiri, A., Darwish, N. Hilal, N., (2012), Membrane distillation: A comprehensive review, *Desalination* 287 (2012) 2–18
- Ashoor, B.B., Manosur, s., Giwa, A., Dufour, V., Hasan, S.W., (2016). Principles and applications of direct contact membrane distillation (DCMD): A comprehensive review. *Desalination*, 398, 222-246.
- Baker, R.W., (2004), *Microfiltration In: Membrane technology and applications*, 2nd edt. Wiley, England, 275–300.
- Ben-Sasson, M., Zidon, Y., Calvo, R., Adin, A., (2013). Enhanced removal of natural organic matter by hybrid process of electrocoagulation and dead-end microfiltration. *Chemical Engineering Journal*, 232, 338-345.

- Bittencourt, S.D., Marder, L., Benvenuti, T., Ferrreira, J.Z., Bernardes, A.M., (2017). Analysis of different current density conditions in the electro dialysis of zinc electroplating process solution. *Separation Science and Technology*, 52.
- Bodalo-Santoyo, A., Gomez-Carrasco, J.L., Gomez-Gomez, E., Maximo-Martín, F., Hidalgo-Montesinos, A.M. (2013). Application of reverse osmosis to reduce pollutants present in industrial wastewater, *Desalination*, 155, issue 2, 101-108.
- Bortolini, M., Gamberi, M., Pilati, F., Regattieri, A., Accorsi, R. (2017). Design of an Innovative Plant for the Wastewater Recovery and Purification in the Food & Beverage Industry. In: Campana G., Howlett R., Setchi R., Cimatti B. (eds) *Sustainable Design and Manufacturing 2017. SDM 2017. Smart Innovation, Systems and Technologies*, 68.
- Cassano, A., ve Conidi, C., (2017). Integration of membrane technologies into conventional existing systems in the food industry. *Bioenergy Systems for the Future, Prospects for Biofuels and Biohydrogen*, 451-479.
- Combernoux, N., Schrive, L., Labed, V., Wyart, Y., Carretier, E., Moulin, P., (2017). Treatment of radioactive liquid effluents by reverse osmosis membranes: From lab-scale to pilot-scale. *Water Research*, 123, 311-320.
- Carolin, C.F., Kumar, P.S., Saravanan, A., Joshiba, G.J., Naushad, M., (2017). Efficient techniques for the removal of toxic heavy metals from aquatic environment: A review. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 5, 2782-2799.
- Chamber, J., Lessard, M., Doyen, A., Labrie, S., Pouliot, Y., (2017). Biofouling of ultrafiltration membrane by dairy fluids: Characterization of pioneer colonizer bacteria using a DNA metabarcoding approach. *Journal of Dairy Science*, 100, issue 2, 981-990.
- Chen, J. P., Wang, L. K., Yang, L. Zheng Y.-M, (2011). Desalination of Seawater by Thermal Distillation and Electrodialysis Technologies, *Handbook of Environmental Engineering*, Volume

- 13, Membrane and Desalination Technologies kitabı içerisinde, Editör: L. K. Wang.
- Conidi, C., Cassano, A., Caiazzo, F., Drioli, E., (2017). Separation and purification of phenolic compounds from pomegranate juice by ultrafiltration and nanofiltration membranes. *Journal of Food Engineering*, 195, 1-13.
 - Colla, V., Branca, T.A., Rosito, F., Lucca, C., Vivas, B.P., Delmiro, V.M., (2016). Sustainable Reverse Osmosis application for wastewater treatment in the steel industry. *Journal of Cleaner Production*, 130, 103-115.
 - Ding, Z., Liu, L., Liu, Z., Ma, R., (2010). Fouling resistance in concentrating TCM extract by direct contact membrane distillation. *J. Membr. Sci.*, 362, 317-325.
 - Drioli, E., Curcio, E., Di Profio, G., (2005). State Of The Art And Recent Progresses In Membrane Contactors, *Chemical Engineering Research and Design*, 83(A3): 223-233.
 - Emma, P., Rosalinda, M., Lidietta, G., (2017). Membrane Bioreactors for Pharmaceutical Applications: Optically Pure Enantiomers Production. *Current Pharmaceutical Design*, 23, Number 2, 250-262(13).
 - Fane, A.G., Wang, R., Jia, Y., (2011). Membrane Technology: Past, Present and Future, *Handbook of Environmental Engineering*, Volume 13, Membrane and Desalination Technologies kitabı içerisinde, Editör: L. K. Wang.
 - Fang, Z., Yu, X., Tang, W., Yu, X., Zhao, S., Tu, S.T., (2017). Denitration by oxidation-absorption with polypropylene hollow fiber membrane contactor. *Applied Energy*, 206, 858-868.
 - Farahani, M.H.D.A., Borghei, S.M., Vatanpouri V., (2016). Recovery of cooling tower blowdown water for reuse: The investigation of different types of pretreatment prior nanofiltration and reverse osmosis. *Journal of Water Process Engineering*, 10, 188-199.
 - Gabelman, A., Hwang, S.-T., (1999). Hollow fiber membrane contactors, *Journal of Membrane Science*, 159, 61-106.

- Galanakis, C.M., (2017). Membrane Technologies for the Separation of Compounds Recovered From Grape Processing By-Products. *Handbook of Grape Processing By-Products, Sustainable Solutions*, 137-154.
- Ganju, S., Gogate, P.R., (2017). A review on approaches for efficient recovery of whey proteins from dairy industry effluents. *Journal of Food Engineering*, 215, 84-96.
- Garcia-Ivars, J., Dura-Maria, J., Moscardo-Carreno, C., Carbonell-Alcania, C., Alcania-Miranda, M.I., Iborra-Clar, M.I., (2017). Rejection of trace pharmaceutically active compounds present in municipal wastewaters using ceramic fine ultrafiltration membranes: Effect of feed solution pH and fouling phenomena. *Separation and Purification Technology*, 175, 58-71.
- Hausmann, A., Sancio, P., Vasiljevic, T., Kulozik, u., Duke, M., (2014). Performance assessment of membrane distillation for skim milk and whey processing. *Journal of Dairy Science*, 97, 56-71.
- Hilal, N., Al-Abri, M., Al-Hinai, H., (2006). Enhanced membrane pre-treatment processes using macromolecular adsorption and coagulation in desalination plants: a review. *Sep. Sci. Technol.* 41, 403-453.
- Huang, J., Yuan, F., Zeng G., Li, X., Gu, Y., (2017). Influence of pH on heavy metal speciation and removal from wastewater using micellar-enhanced ultrafiltration. *Chemosphere*, 173, 199-206.
- Jamil, S., Jeong, S., Vigneswaran, S., (2016). Application of pressure assisted forward osmosis for water purification and reuse of reverse osmosis concentrate from a water reclamation plant. *Separation and Purification Technology*, 171, 182-190.
- Johnson, D. J., Suwaileh, W. A., Mohammed, A. W., Hilal, N., (2017). Osmotic's potential: An overview of draw solutes for forward osmosis, *Desalination*, in Press.
- Josipa, L., Thomas, S., Stephan, B., (2017). Turning Industrial Baker's Yeast Manufacture into a Powerful Zero Discharge Multipurpose Bioprocess, *Industrial Biotechnology*, 13, issue 4.

- Juholin, P., Kaariainen, M.L., Riihimäki, M., Sliz, R., Aguirre, J.L., Pirila, M., Fabritus, T., Cameron, D., Keiski, R.L., (2018). Comparison of ALD coated nanofiltration membranes to unmodified commercial membranes in mine wastewater treatment. *Separation and Purification Technology*, 192, 69-77.
- Junyou, Z., (2011). Forward Osmosis Membrane Bioreactor for Water Reuse, M.Sc, Department of Civil and Environmental Engineering, National University of Singapore.
- Karakulski, K., Gryta, M., (2017). The application of ultrafiltration for treatment of ships generated oily wastewater. *Chemical Papers*, 71, 1165-1173.
- Kiai, H., Garcia-Payo, M.C., Hafidi, A., Khayet, M., (2014). Application of membrane distillation technology in the treatment of table olive wastewaters for phenolic compounds concentration and high quality water production. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 86, 153-161.
- Kochmann, N., (2017). History of Distillation. Reference Module in Chemistry, Molecular Sciences and Chemical Engineering.
- Lam, B., Deon, S., Morin-Crini, N., Crini, G., Fievet, P., (2018). Polymer-enhanced ultrafiltration for heavy metal removal: Influence of chitosan and carboxymethyl cellulose on filtration performances. *Journal of Cleaner Production*, 171, 927-933.
- Lee, S., Kwon, B., Sun, M., Cho, J., (2005). Characterizations of NOM included in NF and UF membrane permeates. *Desalination*, 173, 131-142.
- Li, Y., Xu, Z., Liu, S., Zhng, J., Yang, X., (2017). Molecular simulation of reverse osmosis for heavy metal ions using functionalized nanoporous graphenes. *Computational Materials Science*, 139, 65-74.
- Liu, M., Lu, 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, 371-378.

- Luiz, A., Spencer, E., McClure, D.D., Coster, H.G.L., Barton, G.W., Kavanagh, J.M., (2018). Membrane selection for the desalination of bio-refinery effluents using electrodialysis. *Desalination*, 428, 1-11.
- Lim, S.K., Goh, K., Bae, T.H., Wang, R., (2017). Polymer-based membranes for solvent-resistant nanofiltration: A review. *Chinese Journal of Chemical Engineering*.
- Macedonio, F., Drioli, A.E., (2017). Membrane Distillation and Osmotic Distillation. *Comprehensive Membrane Science and Engineering*, 3, 282-296.
- Madaeni, S.S., Zeresghi, S., (2008). Reverse osmosis alternative: Energy implication for sugar industry. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 47, 7, 1075-1080.
- Malik, D.S., Jain, C.K., Yadav, A.K., (2017). Removal of heavy metals from emerging cellulosic low-cost adsorbents: a review. *Applied Water Science*, 7, 2113-2136.
- Mansouri, S.S., Udugamaü I.A., Mitic, A., Rubin, A., Rudolfssonü L., Gernaey, K.V., (2017). Reverse osmosis for water purification and reuse in the biotechnological industry: Process design, operation and economic guidelines. *Computer Aided Chemical engineering*, 40, 391-396.
- Mei, Y., Tang, C.Y., (2018). Recent developments and future perspectives of reverse electrodialysis technology: A review. *Desalination*, 425, 156-174.
- Minier-Matar, J., Janson, A., Hussain, A., Adham, S., (2017). Application of membrane contactors to remove hydrogen sulfide from sour water. *Journal of Membrane Science*, 541, 378-385.
- Oatley-Radcliffe, D., Walters, M., Ainscough, T.J., Williams, P.M., Mohammad, A.W., Hilal, N., (2017). Nanofiltration membranes and processes: A review of research trends over the past decade. *Journal of Water Process Engineering*, 19, 164-171.
- Perez-Manriquez, L., Neelakanda, P., Peinemann, K.V., (2017). Tannin-based thin-film composite membranes for solvent nanofiltration. *Journal of Membrane Science*, 541, 137-142.

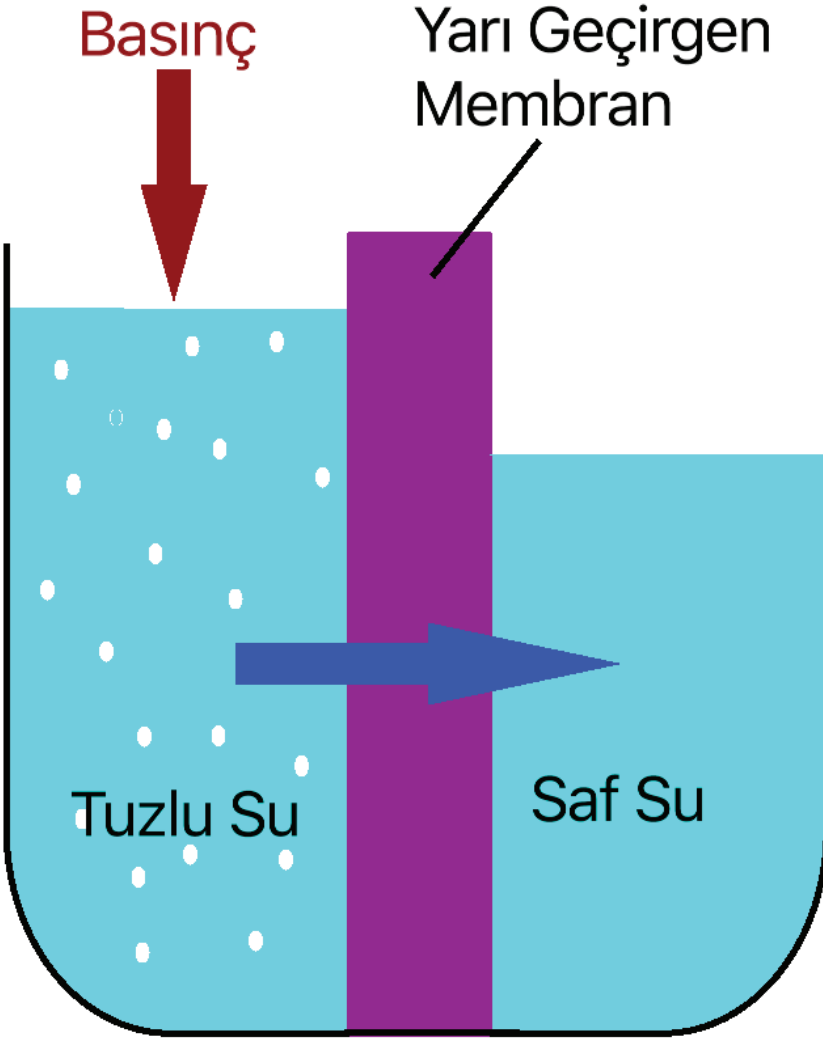
- Racar, M., Dolar, D., Spehar, A., Kosutic, K., (2017). Application of UF/NF/RO membranes for treatment and reuse of rendering plant wastewater. *Process Safety and Environmental Protection*, 105, 386-392.
- Ricci, B.C., Ferreira, C.D., Marques, L.S., Martins, S.S., Reis, B.G., Amaral, M.C.S., (2017). Assessment of the chemical stability of nanofiltration and reverse osmosis membranes employed in treatment of acid gold mining effluent. *Separation and Purification Technology*, 174, 301-311.
- Saha, S., Das, C., (2017). Spinning basket membrane ultrafiltration of paper industry waste effluent: Experimental and theoretical aspects. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 5, 4583-4593.
- Scarazzato, T., Panossian, Z., Tenorio, J.A.S., Perez-Herranz, V., Espinosa, D.C.R., (2017). A review of cleaner production in electroplating industries using electrodialysis. *Journal of Cleaner Production*, 168, 1590-1602.
- Sengur-Tasdemir, R., Aydın, S., Turken, T., Genceli, E.A., Koyuncu, I., (2016). Biomimetic Approaches for Membrane Technologies. *Separation and Purification Reviews*, 45(2), 122-140.
- Shahidul Islam, Md., McCutcheon, J.R., Rahaman, Md., S., (2017). A high flux polyvinyl acetate-coated electrospun nylon 6/SiO₂ composite microfiltration membrane for the separation of oil-in-water emulsion with improved antifouling performance. *Journal of Membrane Science*, 537, 237-309.
- Shen, M., Keten, S., Lueptow, R.M., (2016). Rejection mechanisms for contaminants in polyamide reverse osmosis membranes. *Journal of Membrane Science*, 509, 36-47.
- Siddique, K., Rizwan, M., Shadid, J., Ali, S., Ahmad, R., Rizvi, H., (2017). Textile Wastewater Treatment Options: A Critical Review. *Enhancing Cleanup of Environmental Pollutants*, 183-207.
- Sillanpaa, M., Metsamuuronen, S., Manttari, M., (2015). Natural Organic Matter in Water, Chapter 5, membranes, 113-157.

- Subtil, E.L., Rodrigues, R., Hespanhol, I., Mierzwa, J.C., (2017). Water reuse potential at heavy-duty vehicles washing facilities – The mass balance approach for conservative contaminants. *Journal of Cleaner Production*, 166, 1226-1234.
- Sukma, F.M., Emecen, P.Z., (2018). Cellulose membranes for organic solvent nanofiltration. *Journal of Membrane Science*, 545, 329-336.
- Stanojevic, M., Lazarevic, B., Radic, D., (2003). Review of membrane contactors designs and applications of different modules in industry. *FME Transactions*, 31, 91-98.
- Turek, M., Mitko, K., Piotrowski, K., Dydo, P., Laskowska, E., Jakobik-Kolon, A., (2017). Prospects for high water recovery membrane desalination. *Desalination*, 401, 180-189.
- <URL>: Applied Membranes, (2017). <https://www.appliedmembranes.com/degasifier-systems-membrane-contactors.html>, 26.12.2017.
- Urper, G.M., Sengur-Tasdemir, R.S., Turken, T., Genceli, A.E., Tarabara, V.V., Koyuncu, I., (2017). Hollow fiber nanofiltration membranes: A comparative review of interfacial polymerization and phase inversion fabrication methods. *Separation Science and Technology*, 1-17.
- Werth, K., Kaupenjohann, P., Skiborowski, M., (2017). The potential of organic solvent nanofiltration processes for oleochemical industry. *Separation and Purification Technology*, 182, 185-196.
- Wenten, I.G. ve Khoiruddin, (2016). Reverse Osmosis Applications: Prospect and Challenges *Desalination*, 391, 112-125.
- Van der Bruggen B., Canbolat Ç.B., Lin J., Luis P. (2017). The Potential of Membrane Technology for Treatment of Textile Wastewater. In: Figoli A., Criscuoli A. (eds) *Sustainable Membrane Technology for Water and Wastewater Treatment. Green Chemistry and Sustainable Technology*. Springer, Singapore.

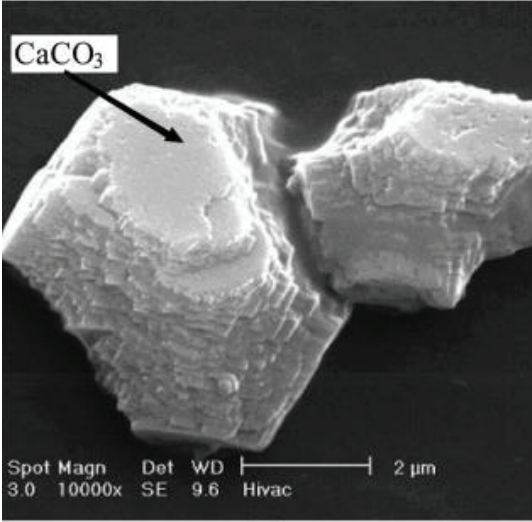
- Van der Bruggen, B., Pinoy, L., De Sitter, K., Eykens, L., Dotremont, C., (2015). Integrated systems involving membrane distillation and applications. Principles and Applications, A volume in Woodhead Publishing Series in Energy, 361-383.
- Xiong, R., Chen, Q., Liu, J., Wei, C., (2017). Experimental study on seeded precipitation assisted reverse osmosis for industrial wastewater reuse. *Journal of Water Process Engineering*, 20, 78-83.
- Yin, Z., Yang, C., Long, C., Li, A., (2018). Effect of integrated pretreatment technologies on RO membrane fouling for treating textile secondary effluent: Laboratory and pilot-scale experiments. *Chemical engineering Journal*, 332, 109-117.
- Zaf, R.D., Oruc, B.K., Erkanlı, M., Yetis, U., Culfaz-Emecan, Z., (2017). Fouling Analysis for Different UF Membranes in Reactive Dyeing Wastewater Treatment, *Frontiers International Conference on Wastewater Treatment and Modelling*, 4, 650-655.
- Zahakifar, F., Kesthar, A., Zaheri, A., (2017). Optimization of operational conditions in continuous electrodeionization method for maximizing Strontium and Cesium removal from aqueous solutions using artificial neural network. *Radiochimica Acta*, 105, 7.
- Zhang, S., Wang, P., Fu, X., Chung, T.-S., (2014). Sustainable water recovery from oily wastewater via forward osmosis-membrane distillation (FO-MD), *Water Research*, 52.
- 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.
- Zheng, L., Wang, X., Wang, X., (2015). Reuse of reverse osmosis concentrate in textile and dyeing industry by combined process of persulfate oxidation and lime-soda softening. *Journal of Cleaner Production*, 108, 525-533.
- Zsigmondy, R. and Bachmann, W. (1918) Über neue Filter. *Z. Anorg. Chem.*, 103, 119.

- Zulkifli, S.N., Rahim, A.R., Lau, W.J., (2018). Detection of contaminants in water supply: A review on state-of-the-art monitoring technologies and their applications. *Sensors and actuators B: Chemical*, 255, 2657-2689.

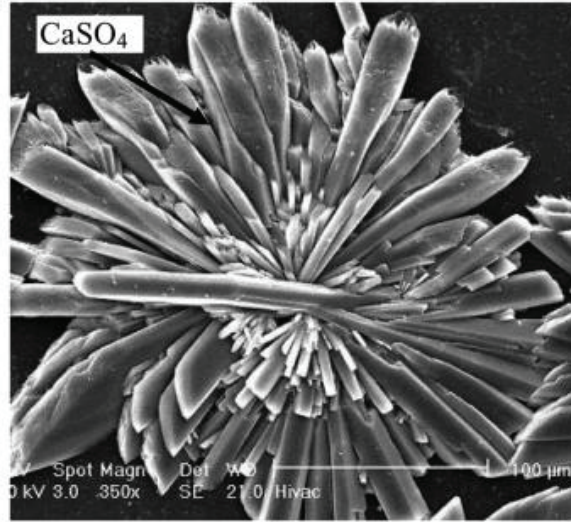
Ters Osmoz Şematik Gösterimi



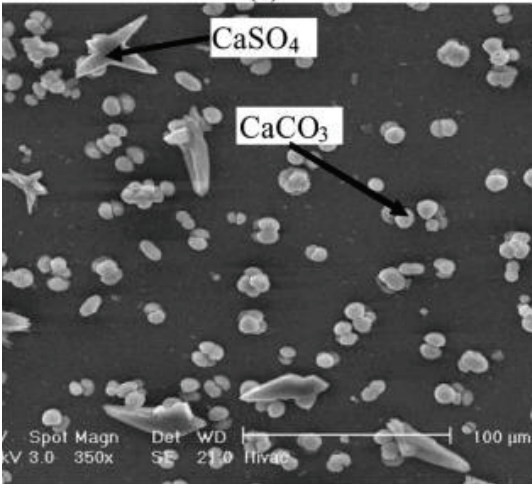
Membran Yüzeyinde Biriken CaCO_3 ve CaSO_4 Çöktürleri



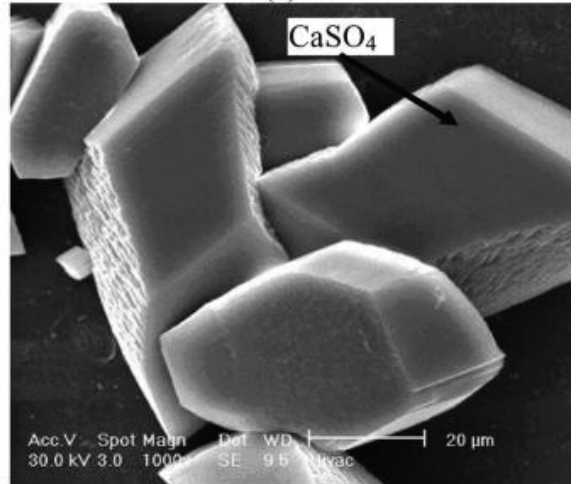
(a)



(b)



(c)



(d)

BÖLÜM 4

MEMBRAN PROSESLERDE KÜTLE TRANSFERİ

İsmail Koyuncu^{1,2} ve Reyhan Şengür-Taşdemir^{2,3}

Membran proseslerin geliştirilmesi bir çok tarihsel aşamadan geçmiştir (Bölüm 1). Teknolojide meydana gelen değişimlerden membran malzemeleri de etkilenmiştir (Bölüm 2). Zamanla değişik polimer malzemelerin geliştirilmesiyle, yeni membran türleri üretilmiştir. Bu gelişmelerle birlikte membran malzeme türünün artması, membranların çeşitli transfer parametreleri ile karakterize edilmelerini zorunlu hale getirmiştir. Böylelikle, değişik membran transfer modelleri ortaya konmuştur. Bu temel modeller, termodinamik model, çözünme-difüzyon modeli, içi boşluklu model ve modifikasyonları şeklindedir. Böylelikle, sentetik membranların birbirleri ile karşılaştırılması daha kolay olmaktadır. Bu bölümde, membran proseslerdeki sürücü kuvvetler ve kütle transferini açıklayan mevcut modeller detaylı bir şekilde incelenmiştir.

4.1. Sürücü Kuvvetler

Membranlarda bir taraftan diğer bir tarafa transfer, her iki taraftaki fiziksel, kimyasal ve elektriksel şartlardaki değişiklikler ile meydana gelmektedir. Termodinamik açıdan bakıldığında, her iki taraftaki mevcut enerji arasındaki farklılıklar dolayısıyla bir taraftan diğer bir tarafa taşınım meydana gelmektedir. Diğer bir deyişle, taşınım sırasında sistemin toplam enerjisinde bir azalma meydana geliyorsa, taşınım gerçekleşmektedir. Borularda suyun akışına sebep olan enerji bileşenleri, her iki kot arasındaki seviye farkı ve suyun hızıdır. Enerji

¹ İnşaat Fakültesi, Çevre Mühendisliği Bölümü, İTÜ

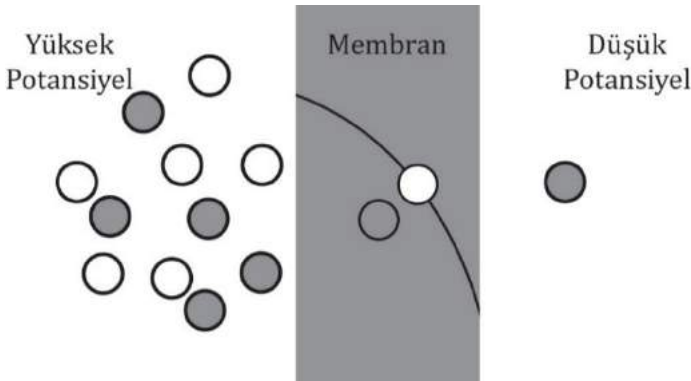
² Prof. Dr. Dincer Topacık Ulusal Membran Teknolojileri Uyg-Ar Merkezi, İTÜ

³ Fen Bilimleri Enstitüsü, Nanobilim Nanomühendislik Programı, İTÜ

gradyanı (E), sürücü kuvvet olarak düşünülebilmektedir. Uygulanan kuvvet, enerjinin azaldığı yöndedir. Bu düşünce tarzı membran sistemine uygulanırsa, membranlardaki transferden dolayı sistemin toplam enerjisinde bir azalma meydana geliyorsa, bu sürücü kuvvet olarak adlandırılabilir. Membranlar, iki homojen bölge arasındaki yarı geçirgen bir bariyer olarak tanımlanmaktadır (Şekil 4.1).

Membranlardan molekül veya partikül transferi, homojen bölgelerden birine sürücü kuvvet uygulanarak gerçekleştirilmektedir. Bu kuvvet, membranın iki yüzü arasında oluşan potansiyel farklılığın (ΔY), membran kalınlığına (ΔX) olan oranı ile formüle edilmektedir. Buna göre membran kalınlığının bir birim kalınlığındaki sürücü kuvvet (Mulder, 1996),

$$\text{Sürücü kuvvet } (\Delta F) = \frac{\Delta Y}{\Delta X} \quad (4.1)$$



Şekil 4.1 Yüksek potansiyelli bölgeden düşük potansiyelli bölgeye doğru membranlarda taşınım (Mulder, 1996)

ile ifade edilmiştir. Sürücü kuvvet, membran kalınlığının her bir birim kalınlığındaki farkıdır. Ortalaması ise her iki taraftaki potansiyel farklılığının membran kalınlığına bölünmesi ile bulunmaktadır.

$$\text{Ortalama sürücü kuvvet } (F_{ort}) = \frac{\Delta Y}{X} \quad (4.2)$$

Sisteme dışarıdan sabit bir kuvvet uygulandığında, kararlı hale ulaşıldıktan sonra membrandan sabit bir akım geçmeye başlamaktadır. Uygulanan kuvvet ile oluşan akım arasında bir doğru orantı vardır.

$$\text{Akı } (J) = \text{Sürücü kuvvet } (Y) \times \text{Orantı faktörü } (A)$$

Bu tür bir lineer ilişki, konsantrasyon farklılığı sonucu meydana gelen kütleli akıyı ifade eden Fick kanunu ile ifade edilebilmektedir. Yukarıdaki akı denklemini belirten denklemler, genellikle kara kutu denklemleri olarak adlandırılmakta olup, membranda meydana gelen transferin membranın fiziksel veya kimyasal yapısı ile ilişkisi ve membran yapısı ile ne derece ilişkili olduğu hakkında bir bilgi vermemektedir. Sadece, giriş ve çıkış şartlarına göre karar vermektedir. Orantılılık faktörü (A), membrandan bir bileşenin hangi hız ile transfer edildiği veya diğer bir deyişle, içine difüze olduğu membran malzemesi tarafından meydana getirilen direncin bir ölçümüdür.

Membrandan taşınımında tek bir bileşen söz konusu ise bu bileşenin taşınımını ifade etmek kolaydır. Fakat birden fazla bileşen olduğu durumlarda, taşınım basit denklemler ile ifade edilemez. Çünkü her bir bileşenin akısı ve sürücü kuvvetler, birbirleri ile ilişkilidir. Yani, her bir bileşen birbirinden bağımsız olarak hareket edemez. Örneğin, membrandaki basınç farklılığı sadece su akısının oluşmasına değil, ayrıca kütleli akı ve buna bağlı olarak konsantrasyon gradyanının oluşmasına sebep olmaktadır. Diğer tarafta, konsantrasyon gradyanının oluşması, sadece difüzyon kütle transferini değil, ayrıca hidrostatik basınç birikmesine de sebep olmaktadır.

Osmoz, konsantrasyon farklılığı ve hidrostatik basıncın birleşmesi ile oluşan bir olaydır. Birleşme durumu, diğer kuvvetlerde de görülmektedir. Mesela, elektriksel potansiyel farklılığı ile hidrostatik basıncın birleşmesi sonucu elektro-osmoz meydana gelmektedir. Bu tür

birleşme olayları, tersinir olmayan termodinamik ile açıklanabilmektedir.

Tek bir enerji gradyanının geçerli olduğu sistemlere örnek olarak ultrafiltrasyon (UF) ve mikrofiltrasyon (MF) sistemleri verilebilir. UF ve MF'de, çözülmüş maddeler membran tarafından tutulmadığı için membranın her iki tarafında kimyasal potansiyel farkı oluşmamaktadır. Ayrıca, elektriksel alan da uygulanmadığından elektriksel potansiyel oluşmamaktadır. Bundan dolayı basınç gradyanı, su ve çözülmüş maddelerin membrandan geçişini sağlayan tek bir gradyan olarak karşımıza çıkmaktadır. İki veya daha fazla enerji toplam enerji gradyanına katkıda bulunduğu duruma örnek olarak nanofiltrasyon (NF) ve ters osmoz (TO) prosesleri verilebilir. NF ve TO sistemlerinde basınç uygulanmaktadır. Basınç uygulandıktan sonra, birçok çözülmüş madde membran tarafından tutulmaktadır. Bu durumda, membranın her iki tarafı arasında kimyasal potansiyel farklılığı oluşmaktadır. Böylelikle toplam enerji farklılığına, hem basınç farklılığı hem de kimyasal potansiyel farklılığı etki etmektedir (Mulder, 1996). Benzer durum elektrodializ için de geçerlidir. Fakat elektrodializde elektriksel potansiyel ve kimyasal potansiyel farklılıkları rol oynamaktadır.

Membran sistemlerinde etkin olan enerji denklemleri, Tablo 4.1'de verilmiştir.

Tablo 4.1 Enerji Denklemleri

Enerji türü	Matematiksel ifadesi, enerji/ i mol
Mekanik (basınç)	$\bar{E}_{P,i} = V_i P$
Kimyasal (konsantrasyon)	$\bar{E}_{kim,i} = \bar{G}_i = \bar{G}_i^o + RT \ln a_i$
Elektriksel alan	$\bar{E}_{elek,i} = z_i F \Psi$
Toplam enerji	$\bar{E}_i = \bar{E}_{P,i} + \bar{E}_{kim,i} + \bar{E}_{elek,i}$

Burada, V_i molar hacmi, \bar{G}_i ve \bar{G}_i^o , Gibbs serbest enerjisini, a_i kimyasal aktiviteyi, R ve T , evrensel gaz sabitini ve sıcaklığını, z_i , i 'nin yükünü, F , Faraday katsayısını ve Ψ elektriksel potansiyeli ifade etmektedir.

Kimyasal ve elektriksel potansiyellerin toplamı, elektro-kimyasal potansiyel olarak adlandırılmaktadır ($\bar{E}_{kim,i} + \bar{E}_{elek,i}$). Buna göre toplam enerji,

$$\Delta\bar{E}_i = V_i\Delta P + \Delta(\bar{G}_i^o + RT \ln a_i) + z_i F \Delta\Psi = V_i\Delta P + RT\Delta \ln a_i + z_i F \Delta\Psi \quad (4.3)$$

ile elde edilmektedir. Enerjinin uzaysal gradyanı, kuvvet olarak adlandırılmaktadır. Bundan dolayı, ΔP , $\Delta \ln a_i$, ve $\Delta\Psi$ 'yi membran kalınlığı boyunca değişen parametreler olarak tariflersek, i 'nin bir molünün transferi için gerekli sürücü kuvvet,

$$F_i = \frac{\Delta\bar{E}_i}{\delta_m} = V_i \frac{\Delta P}{\delta_m} + RT \frac{\Delta \ln a_i}{\delta_m} + z_i F \frac{\Delta\Psi}{\delta_m} \quad (4.4)$$

ile elde edilmektedir. Sadece kimyasal potansiyel söz konusu ise ($\Delta\Psi = \Delta P = 0$), transferin gerçekleşmesi için her bir molekül için gerekli kuvvet, Avogadro sayısına bölünerek bulunmaktadır (N_A). Transfer için gerekli kuvvet ile difüzyon hızı arasında bir doğru orantı vardır. Bunu,

$$F_{res} = v_{dif} \cdot f \quad (4.5)$$

şeklinde ifade edebiliriz. Bu denklemi, kimyasal potansiyeli ifade eden denklem ile birleştirdiğimizde,

$$F_{dir} = v_{dif} f = F_{tot,1} = \frac{kT}{\delta_m} \frac{\Delta c_1}{\delta_m} \quad (4.6)$$

denklemi elde edilmektedir. Burada, k Boltzman sabitidir ve R/N_A ' ya eşittir. f ise doğru oran katsayısıdır. Difüzyon akısı, ortalama difüzyon hızı ve difüze olan bileşiğin konsantrasyonu ile ilişkilidir. Bundan dolayı, bir önceki denklem düzenlenirse difüzyon akısı için,

$$J_1 = v_{dif} c_1 = \frac{kT}{f \delta_m} \frac{\Delta c_1}{\delta_m} \quad (4.7)$$

ifadesi elde edilmektedir. Bu denklem Fick kanununu ifade etmektedir. Buna göre konsantrasyon gradyanı, membranın her iki tarafındaki konsantrasyon gradyanının membran kalınlığına bölünmesi ile bulunmaktadır. Burada difüzyon katsayısı, kT/f ile ifade edilmektedir. Benzer şekilde, kimyasal ve elektriksel potansiyellerin sıfır olmadığı durumlarda, iyon akısı ile elektro-kimyasal gradyan arasında ilişki kurulmaktadır. Bu durumda, Nernst-Planck denklemleri bulunmaktadır. Ohm kanunu ise ortamda sadece elektriksel potansiyelin olması, Darcy kanunu ise sadece ortamda hidrolik yükten ileri gelen bir enerji farklılığının olması durumunda elde edilmektedir. Bu ifadelerin her birinde akı, sürücü kuvvet ile doğru orantılıdır. Değişik enerji gradyanları ile elde edilen değişik kanunlara ait bilgiler Tablo 4.2’de verilmiştir.

Tablo 4.2 Değişik enerji gradyanları ile elde edilen değişik kanunlara ait bilgiler (Hendriks, 2010)

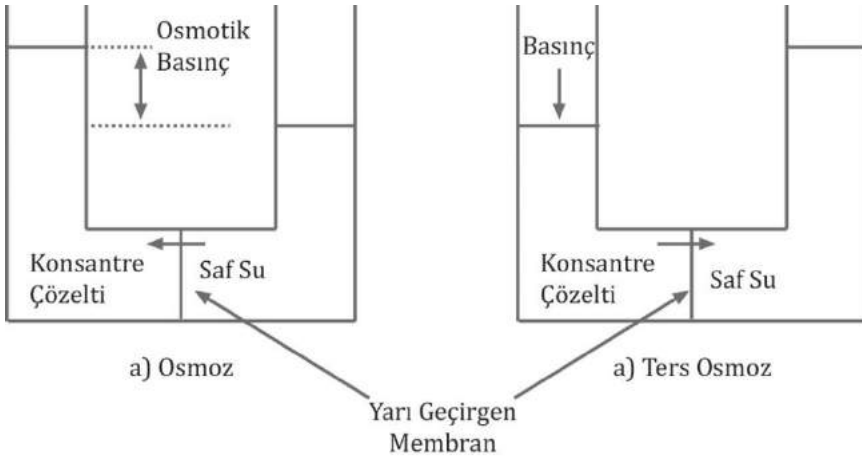
Kanunlar	Değişim türü	Gradyan türü	Orantılılık katsayısı
Fick	Kimyasal difüzyon	Kimyasal potansiyel	Moleküler difüzyon katsayısı
Darcy	Su akımı	Hidrolik yük	Permeabilite katsayısı
Ohm	Elektrik akım	Elektriksel potansiyel (voltaj)	Elektriksel iletkenlik

4.2. Osmoz Olayı

İki çözelti arasına (biri konsantre, diğeri ise seyreltik), yarı geçirgen bir membran yerleştirildiğinde seyreltik çözülden konsantre çözüleğe doğru bir akış vardır. Belli bir süre sonra sistem dengeye gelmekte ve denge halinde iken, konsantre çözüleğin yüksekliği, daha fazla olabilmektedir (Şekil 4.2).

Denge haline ancak, suyun her bir molekülündeki toplam enerjinin membranın her iki tarafında eşit olması halinde ulaşılır ($\Delta \bar{E}_s = 0$). Su tamamen yüksüz ise ($z_s = 0$) (1, seyreltik tarafı ve 2, konsantre tarafı ifade etmek üzere), toplam enerji ifadesi suyun denge hali için düzenlenirse,

$$0 = V_s \Delta P + RT \Delta \ln a_s \rightarrow V_s (P_2 - P_1) = -RT \Delta \ln \frac{a_{s,2}}{a_{s,1}} = RT \Delta \ln \frac{a_{s,1}}{a_{s,2}} \quad (4.8)$$



Şekil 4.2 Osmoz ve ters osmoz sistemlerinin şematik şekli

denklemini bulunur. Denklem 4.8'i daha da basitleştirmek üzere, seyreltik çözelti saf su olarak düşünülürse ($a_{s,2} = 1.0$),

$$P_{saf su} - P_1 = \frac{RT}{V_s} \ln a_{s,1} \quad (4.9)$$

elde edilmektedir. a_s değeri, suyun mol fraksiyonu yardımı ile bulunabilmektedir.

$$\left(a_s = \frac{c_s}{c_s + \sum c_c} \right).$$

Burada, c_s ve c_c , suyun ve çözünmüş maddenin konsantrasyonlarını ifade etmektedir. Ayrıca, 1 çözeltisi biraz seyreltik ise $a_{s,1}$ değeri 1' yakındır ve

$$\ln a_s \approx 1 - a_s \quad (4.10)$$

şeklinde ifade edilebilmektedir. Buna göre bu yaklaşımlar, denklem 4.10'da yerine konursa,

$$P_{saf\ su} - P_1 = \frac{RT}{V_s} \left(1 - \frac{c_s}{c_s + \sum c_\zeta} \right) = \frac{RT}{V_s} \frac{\sum c_\zeta}{c_s + \sum c_\zeta} \quad (4.11)$$

elde edilir. Burada, $c_s + \sum c_\zeta$ ifadesi, su ve çözünmüş maddeler olmak üzere tüm türlerin konsantrasyonları toplamını ifade etmektedir. Denklemde, çözünmüş maddelerin yüzdesi çok az olduğu için ihmal edilirse ve suyun konsantrasyonunu $c_{saf\ su}$ ile ve suyun molar hacmini $V_s = V_{saf\ su}$ ile ifade edersek, denklemin paydasında sadece $c_{saf\ su}$ $V_{saf\ su}$ kalır ki, bu ifade de 1'e eşittir. Buna göre denklem 4.11 yeniden düzenlenirse,

$$P_{saf\ su} - P_1 \approx RT \sum c_\zeta \quad (4.12)$$

ifadesi elde edilmektedir. Basınç gradyanı $P_{saf\ su} - P_1$ "osmotik basınç" olarak bilinmektedir (π). Buna göre tekrar yazılırsa,

$$\pi = \frac{RT}{V_s} \ln a_{s,1} \quad (4.13)$$

$$\pi = \frac{RT}{V_s} \sum c_\zeta \quad (4.14)$$

denklemini bulunmakta ve bu denklem van't Hoff denklemi olarak bilinmektedir. π , çözelti içerisindeki toplam molar konsantrasyon ile orantılıdır. Sonuç olarak, her bir bileşiğin osmotik basınca katkısı, moleküler ağırlığı (M_w) ile ters orantılıdır. Yüksek moleküler ağırlığa sahip olanlar, daha düşük osmotik basınç etkisi oluşturmaktadır.

4.3. Kütle Transfer Modelleri

4.3.1. Tersinir Olmayan Termodinamik ve Birleşmeli Taşınım

Termodinamiğin birinci kanunu enerjinin korunumunu ifade etmektedir. Fakat, enerjinin kullanım şeklini açıklamamaktadır. Diğer taraftan, enerjinin gerek fiziksel bir işlem gerekse kimyasal bir reaksiyonda kullanım şekli büyük önem taşımaktadır. Enerjinin akış şekli bilinmeden fiziksel bir olayın hangi yönde gerçekleşeceği veya kimyasal bir reaksiyonun hangi tarafa doğru oluşacağı söylenemez. Termodinamiğin ikinci kanunu bu belirlemeyi yapmak üzere geliştirilmiş ve ifade edilmiştir (Mulder, 1996). Termodinamik tanımlar yapılırken denge durumu bir sistemin özelliklerinin kendiliğinden değişmediği, ancak çevreden sonsuz küçük bir etki ile bu etkiye ters yönde bir değişim göstereceği ve dış etki kalktığında sistemin eski haline döneceği bir durum olarak tanımlanmıştır. Bu çerçevede, tersinir bir proses, sistemin çevredeki etkiler doğrultusunda sonsuz küçük bir değişim geçirip tekrar eski haline gelmesi olayı olarak ifade edilmektedir.

Tersinir olmayan prosesler, kendiliğinden olan proseslerdir. Bütün doğal olaylar, kendiliğinden gelişen olaylardır. Termodinamiğin ikinci kanununa göre enerjinin akış yönü belirlenmektedir ve bu, "entropi" olarak ifade edilmektedir. Entropi, bir sistemin düzensizliğinin veya enerjisindeki dağılımın bir ölçüsüdür. Bir sistem ne kadar düzensiz ve enerjisi dağılmış ise o sistemin entropisi o kadar yüksektir. Hacmi eşit iki kapta bulunan iki ideal gazın kaplar arası geçişi sağlandığında, toplam hacim ve basınçları değişmemektedir. Ancak, gazlar difüzyon ile birbirlerine tamamen karışarak ayrı haldeyken bulunduğu düzenli halden karışık bulunduğu düzensiz hale geçmektedir. Yani, sistemin entropisi artmaktadır.

Tersinir bir sistemde, denge hali söz konusudur ve sürücü kuvvet yoktur. Buna karşın tersinir olmayan sistemde sürücü kuvvet vardır. Örneğin, bir barajdaki su potansiyel enerjinin sürücü gücü ile aşağı

düşmektedir. Sıcak bir cisimden soğuk bir cisime ısı, sıcaklık farkı ile akmaktadır. İki cismin sıcaklığı eşit hale geldikçe, sürücü kuvvet azalmakta ve sıcaklık eşit olunca dengeye ulaşmaktadır. Doğal olaylar, dengeye ulaşmak üzere kendiliğinden cereyan eden proseslerdir. Bütün tersinir olmayan prosesler, entropiyi artırmak üzere cereyan etmektedir.

Membran proseslerde kütle transferi, tersinir olmayan proseslerin termodinamiği kullanılarak açıklanabilmektedir. Tersinir olmayan proseslerde (sabit sürücü kuvvet uygulandığı sürece), devamlı suretle serbest enerji kaybolmakta ve entropi oluşmaktadır (örneğin sürücü kuvvetin etkisiyle, membrandan devamlı suretle akım geçmesi gibi). Entropi oluşumu, çoğu kere tersinir olmayan enerji kaybı olarak karşımıza çıkmaktadır. Entropideki artış, tersinir olmayan proseslerde kaybolma faktörü (ϕ) ile ifade edilmektedir. Kaybolma faktörü (ϕ), bütün tersinir olmayan proseslerin toplamı olarak verilmektedir (Birleşmiş akımlar (J) ve kuvvetler (F)). Buna göre kaybolma faktörü (Mulder, 1996),

$$\phi = \sum_{i=1}^n J_i F_i \quad (4.15)$$

ile ifade edilmiştir. Dengeye yakın bir durumda, her bir akı, kuvvet ile lineer ilişkide olmaktadır. Bu ilişki ise,

$$J_i = \sum_{j=1}^n L_{ij} F_j \quad (4.16)$$

denklemleri ile gösterilmiştir. Denklem 4.16, tek bir bileşenin transferi için yazılırsa ve sürücü kuvvet kimyasal potansiyel olarak düşünülürse,

$$J_1 = L_1 F_1 = -L_1 \frac{d\mu_1}{dx} \quad (4.17)$$

elde edilmektedir. İki elemanın transferi söz konusu ise iki akı denklemi ve dört katsayı ortaya çıkmaktadır (L_{11} , L_{22} , L_{12} ve L_{21}) (üç elemanın transferi için üç akı denklemi ve dokuz katsayı). Elektriksel potansiyel farkının olmadığı ve sadece kimyasal potansiyel gradyanının sürücü kuvvet olduğu bir durumda akı denklemleri,

$$J_1 = -L_{11} \frac{d\mu_1}{dx} - L_{12} \frac{d\mu_2}{dx} \quad (4.18)$$

$$J_2 = -L_{21} \frac{d\mu_1}{dx} - L_{22} \frac{d\mu_2}{dx} \quad (4.19)$$

şeklinde yazılabilmektedir. Denklem 4.18'in sağ tarafındaki birinci terim, 1 elemanın kendi kuvvet gradyanı ile oluşturduğu akıyı ve ikinci terim ise 2 elemanın kuvvet gradyanının 1 elemanı üzerindeki etkisini vermektedir. L_{12} , birleşim katsayısı ve birleşim etkisini temsil etmektedir. L_{11} , temel katsayı olmaktadır. Birleşim katsayıları, karşılıklı olarak eşittir ($L_{12} = L_{21}$). Bu durumda, ortada üç katsayı kalmaktadır.

$$L_{11} \text{ (ve } L_{22}) \geq 0 \text{ ve } L_{11} \cdot L_{22} \geq L_{12}^2 \quad (4.20)$$

Tersinir olmayan proseslerin termodinamik modeli, solvent (su) ve çözünen bir madde içeren bir çözeltiye uygulanabilmektedir (Spiegler ve Kedem, 1966). Bu durumda, mekanizma, üç tane katsayı ile ifade edilmektedir. Bunlar, solvent geçirirliliği (L), çözünen madde geçirirliliği (ω) ve geri dönüşüm katsayısı (σ) şeklindedir. Suyun, solvent (indeks, s) ve çözünen bir maddenin (indeks, ç) kullanıldığı çözeltinin entropi üretimi, birleştirilmiş sürücü kuvvetleri ile çarpılarak, su ve çözünen madde akımlarının toplamı ile belirlenebilmektedir.

$$\phi = J_s \Delta \bar{E}_s + J_\chi \Delta \bar{E}_\chi \quad (4.21)$$

Burada, suyun kimyasal potansiyel farklılığı için,

$$\Delta \bar{E}_s = V_s \Delta P + RT \Delta \ln a_s + z_s F \Delta \Psi = V_s \Delta P - V_s \Delta \pi = V_s (\Delta P - \Delta \pi) \quad (4.22)$$

ifadesi ve çözünmüş maddenin kimyasal potansiyel farklılığı için ise,

$$\Delta \bar{E}_\zeta = V_s \Delta P + RT \Delta \ln a_\zeta + z_\zeta F \Delta \Psi \quad (4.23)$$

$$\Delta \pi \approx RT \Delta c_\zeta, \text{ ve } \frac{\Delta \pi}{RT \Delta c_\zeta} = 1 \quad (4.24)$$

$$\Delta \bar{E}_\zeta = V_s \Delta P + \frac{\Delta \pi}{RT \Delta c_\zeta} RT \Delta \ln c_\zeta = V_s \Delta P + \frac{\Delta \ln c_\zeta}{\Delta c_\zeta} \Delta \pi \quad (4.25)$$

ifadesi yazılabilir. $\frac{\Delta x}{\Delta \ln x}$, x 'in logaritmik ortalaması olarak bilinmektedir.

Bundan dolayı, $\frac{\Delta \ln c_\zeta}{\Delta c_\zeta}$, $c_{s,lm}$, olarak yazılabilmektedir ($\bar{c} = \frac{c_b - c_p}{\ln c_b / c_p}$).

$$\Delta \bar{E}_\zeta = V_\zeta \Delta P + \frac{1}{\Delta c_{\zeta,lm}} \Delta \pi \quad (4.26)$$

Buna göre, toplam entropideki artış için,

$$\phi = J_s \Delta \bar{E}_s + J_\zeta \Delta \bar{E}_\zeta = J_s V_s (\Delta P - \Delta \pi) + J_\zeta (V_\zeta \Delta P + \frac{1}{\Delta c_{\zeta,lm}} \Delta \pi) \quad (4.27)$$

$$\phi = (J_s V_s + J_\zeta V_\zeta) \cdot \Delta P + \left(\frac{J_\zeta}{c_\zeta} - J_s V_s \right) \cdot \Delta \pi \quad (4.28)$$

denklemleri elde edilmiştir. Bu denklemde, sağ taraftaki ilk ifade toplam akıyı (J_t) ve ikinci ifade ise difüzyon ile oluşan akıyı (J_d) temsil etmektedir.

$$J_t = J_s V_s + J_\zeta V_\zeta \quad (4.29)$$

$$J_d = \frac{J_\zeta}{c_\zeta} - J_s V_s \quad (4.30)$$

Böylece, kaybolma faktörü (ϕ),

$$\phi = J_t \Delta P + J_d \Delta \pi \quad (4.31)$$

ile ifade edilmiştir. Uygulanan kuvvet ve osmotik basınca dayalı toplam ve difüzyon akı değerleri,

$$J_t = L_{11}\Delta P + L_{12} \Delta\pi \quad (4.32)$$

$$J_d = L_{21}\Delta P + L_{22} \Delta\pi \quad (4.33)$$

şeklinde bulunmuştur. Ortamda sadece saf su ($\Delta\pi=0$) olduğu durumda akı değeri ise

$$J_{t(\Delta\pi=0)} = L_{11}\Delta P \quad (4.34)$$

veya

$$L_{11} = \left(\frac{J_t}{\Delta P}\right)_{(\Delta\pi=0)} \quad (4.35)$$

ile ifade edilebilir. Burada, L_{11} , membranın su geçirimsizlik katsayısını göstermektedir. Genellikle, L_p ile sembolize edilmektedir. Herhangi bir basınç uygulanmadığı halde ($\Delta P=0$) ise

$$J_{d(\Delta P=0)} = L_{22} \Delta\pi \quad (4.36)$$

veya

$$L_{22} = \left(\frac{J_d}{\Delta\pi}\right)_{(\Delta P=0)} \quad (4.37)$$

elde edilmektedir. Burada, L_{22} , osmotik geçirimsizlik katsayısı veya çözünen madde geçirimsizlik katsayısı (ω) olarak adlandırılmaktadır. Üçüncü parametre σ ise geri dönüşüm katsayısını ifade etmektedir. Kararlı durumda, toplam akı ($J_t=0$) oluşmuyor ise Denklem 4.32,

$$L_{11}.\Delta P + L_{12}.\Delta\pi = 0 \quad (4.38)$$

veya

$$\Delta P_{J_t=0} = - \frac{L_{12}}{L_{11}} \Delta \pi \quad (4.39)$$

halini almaktadır (Mulder, 1996). Denklem 4.38'de hidrodinamik basınç farklılığı, osmotik basınç farklılığına eşit ise, $L_{11}=L_{12}$ olmakta ve bu durum, çözünen bütün maddelerin membrandan geri çevrildiği, membranın tamamen yarı geçirgen olduğu anlamına gelmektedir. Fakat, membranlar tamamen yarı geçirgen değildir ve L_{12} / L_{11} , geri dönüşüm katsayısı (σ) olarak tanımlanmaktadır. σ , membranın seçiciliğinin bir ölçüsü olup, 0 ile 1 arasında değişmektedir.

$$\sigma = - \frac{L_{12}}{L_{11}} \quad (4.40)$$

$\sigma=1$ ise ideal membran ve çözünen madde transferi yoktur.

$\sigma<1$ ise tamamen yarı geçirgen değil, bir miktar çözünen madde geçişi söz konusudur.

$\sigma=0$ ise membran tamamen geçirgendir.

Denklem 4.40, denklem 4.34 ve 4.35'te yerine yazılırsa, toplam akı, J_t ve çözünen madde akısı, J_ζ ,

$$J_t = L_p \cdot (\Delta P - \sigma \Delta \pi) \quad (4.41)$$

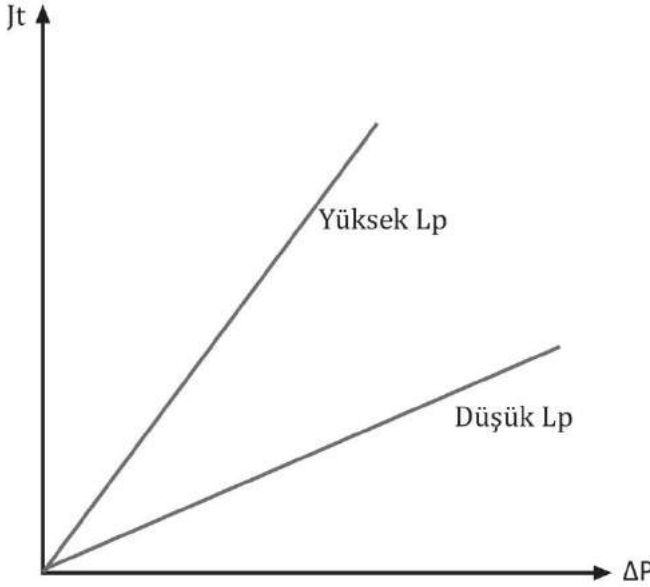
$$J_\zeta = \bar{c}_\zeta \cdot (1 - \sigma) J_t + \omega \Delta \pi \quad (4.42)$$

şeklinde elde edilmektedir (Mulder, 1996). Denklem 4.41 ve 4.42'den de görüleceği üzere membranda kütle transferi, solvent geçirimsizliği (L_p), çözünen madde geçirimsizliği (ω) ve geri dönüşüm katsayısı (σ) ile ifade edilmektedir. Bütün bu katsayılar, deneysel olarak bulunabilmektedir (Mulder, 1996). Membran, çözeltiye tamamen geçirimli durumda ise,

($\sigma=0$), osmotik basınç farkı sifira yaklaşmaktadır. Bu durumda hacimsel akı,

$$J_t = L_p \cdot \Delta P \quad (4.43)$$

olmaktadır. Su geçirirlik katsayısı, L_p , saf su kullanarak tespit edilebilmektedir. Saf suyun osmotik basıncının sıfır ve basınç ile su akışı arasında lineer bir ilişki olduğu belirtilmiştir. Basınç-akı grafiğinin eğiminden, su geçirirlik katsayısı (L_p), belirlenebilmektedir (Şekil 4.3).



Şekil 4.3 L_p 'nin belirlenmesi (Mulder, 1996)

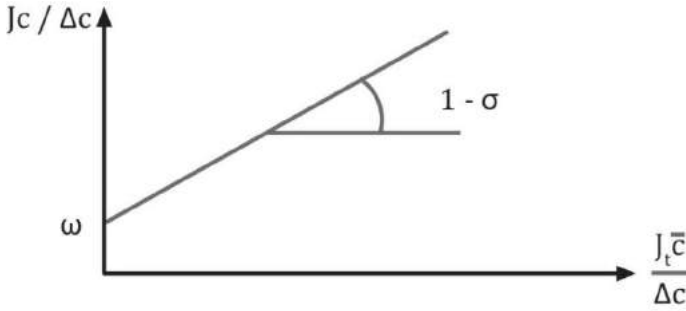
Çözünmüş madde geçirirliliği (ω) ve geri dönüşüm katsayısı (σ), denklem 4.42 yardımı ile şu şekilde hesaplanmaktadır. (Denklemin her iki tarafı Δc ile bölünürse),

$$\frac{J_c}{\Delta c} = \frac{\bar{c}_c}{\Delta c} \cdot (1 - \sigma)J_t + \omega \quad (4.44)$$

Şeklinde elde edilen formülden hesaplanabilmektedir. Burada, Δc , süzüntü ve besleme akımı konsantrasyon farkını, \bar{c} ise, $\bar{c} = \frac{c_b - c_p}{\ln c_b / c_p}$ şeklinde tanımlanmaktadır. Burada, $J_c / \Delta c$ ile $(J_t \bar{c}) / \Delta c$ arasındaki lineer ilişki, ω ve σ katsayıları hesaplanabilmektedir (Şekil 4.4) (Mulder, 1996).

Marinas ve Selleck (1992), giderme verimi (R) ile J_t arasındaki ilişki,

$$\frac{c_p}{c_b - c_p} = \frac{1 - \sigma}{2\sigma} + \frac{B}{\sigma} \left(\frac{1}{J_t} \right) \quad (4.45)$$



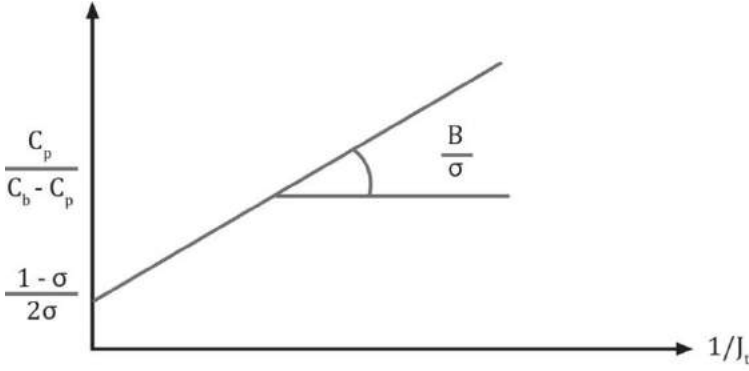
Şekil 4.4 ω ve σ katsayılarının hesaplanması (Mulder, 1996)

şeklinde tanımlanmıştır. Burada $\frac{c_p}{c_b - c_p}$ ile $1/J_t$ arasında lineer bir ilişki kurularak, σ değeri elde edilebilmektedir (Şekil 4.5).

Pusch (1986) çalışmasında, $(1/R)$ ile $(1/J_t)$ arasındaki lineer bağıntı,

$$\frac{1}{R} = \frac{1}{\sigma} + \left[\left(\frac{l_\pi}{l_p} - \sigma^2 \right) l_p \pi / \sigma \right] \cdot \frac{1}{J_t} \quad (4.46)$$

şeklinde tanımlanmıştır (Mulder, 1996).



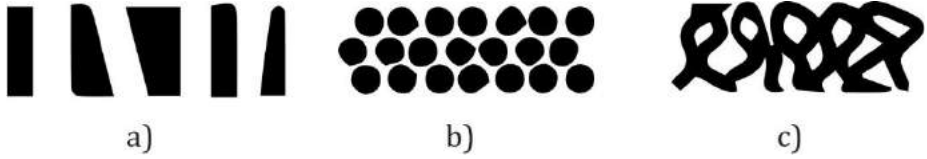
Şekil 4.5 σ ve B değerinin hesaplanması (Mulder, 1996)

4.3.2. Gözenekli Membranlarda Taşınım

Gözenekli membranlar, mikrofiltrasyon ve ultrafiltrasyon proseslerinde kullanılmaktadır. Bu tür membranlarda gözenek çapları 2 nm ile 10 μm arasında değişmektedir. Farklı türlerde gözenek geometrisi bulunmaktadır (Şekil 4.6). Bu tarz gözenek yapıları mikrofiltrasyon membranlarının kalınlığı boyunca görülmektedir ve membran direnci toplam membran kalınlığına bağlı olmaktadır. Ultrafiltrasyon membranlarında ise genellikle asimetrik yapıya sahiptir ve genel olarak direnci oluşturan kısım üst katmandır (Mulder, 1996; Baker, 2004).

Farklı gözenek yapılarının olmasından kaynaklı olarak, membranlardaki taşınımı düzgün bir şekilde tanımlayabilmek için farklı modeller geliştirilmiştir. Bütün gözeneklerin aynı çapta olduğu durum varsayıldığında, gözenekler boyunca elde edilen akı Hagen-Poiseuille denklemiyle tanımlanabilir.

$$J = \frac{\varepsilon r^2 \Delta P}{8\eta\tau \Delta X} \quad (4.47)$$



Şekil 4.6 Gözenekli membranlarda rastlanan gözenek türleri (Mulder, 1996)

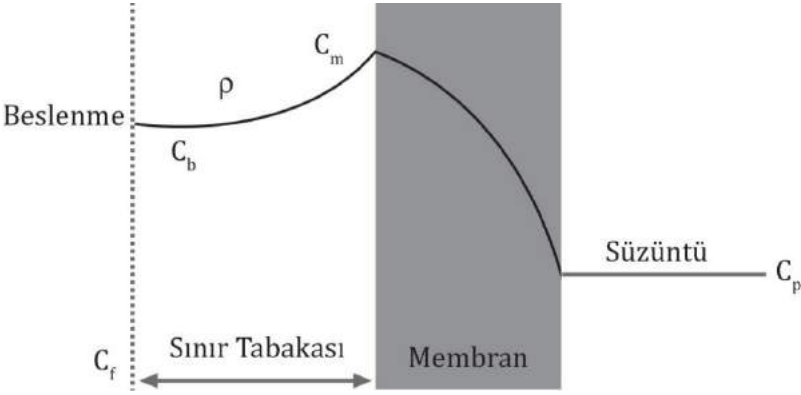
Akım, sürücü kuvvetle doğru orantılı olup, ΔP basınç farkını, ΔX membran kalınlığını, η viskoziteyi, ε yüzey gözenekliliğini, τ gözenek şekil yapısını göstermektedir. Organik ve inorganik sinterlenmiş membranlar ve modüler üst katmanlı yapıdaki faz dönüşümü ile üretilen membranların, gözenek yapısındaki akışı belirlemek için Kozeny-Carman bağıntısı kullanılmaktadır.

$$J = \frac{\varepsilon^3}{K\eta S^2(1-\varepsilon)^2} \frac{\Delta P}{\Delta X} \quad (4.48)$$

Burada, ε , gözeneklerdeki hacim oranı, S , iç yüzey alanı ve K , Kozeny-Carman sabitidir. Süngerimsi yapıya sahip faz dönüşümü membranları Şekil 4.6'c'deki yapıya sahip olup, bu membranlardaki akı genellikle Hagen-Poiseuille veya Kozeny-Carman denklemlerinden biriyle açıklanmaktadır.

4.3.3. Spiegler ve Kedem Modeli

Ortamda yalnız tuz bulunması halindeki tuz giderme veriminin modellenmesi için birçok model ortaya konmuştur. Bunlardan en çok kullanılanı ise Spiegler ve Kedem (1966) tarafından ortaya konulan modeldir. Spiegler ve Kedem (1966), Kedem ve Katchalsky (1954) teorisinden yola çıkarak, denklem 4.41 ve 4.42'de verilen madde akışı ifadesini, toplam membran kalınlığının bir ΔX dilimi için yazarak, denklem 4.49 ve 4.50 eşitliklerini elde etmişlerdir (Şekil 4.7).



Şekil 4.7 Konsantrasyon polarizasyonu ve membran içindeki konsantrasyon değişimi

$$J_t = -\bar{P}_s \cdot \left[\left(\frac{dP}{dx} \right) - \sigma \left(\frac{d\pi}{dx} \right) \right] \quad (4.49)$$

$$J_\zeta = -\bar{P}_\zeta \cdot \left(\frac{dc_\zeta}{dx} \right) + (1 - \sigma) J_t c_\zeta \quad (4.50)$$

Burada, \bar{P}_s , suyun geçirimsizlik katsayısını ve \bar{P}_ζ ise çözünen maddenin geçirimsizlik katsayısını göstermektedir. Diğer bir ifade ile X birim kalınlığındaki membranın her bir ΔX dilimindeki, su ve çözünmüş maddenin geçirimsizlik katsayıları, \bar{P}_s ve \bar{P}_ζ ile ifade edilmiştir. Spiegler ve Kedem (1966) bu katsayıları, membran boyunca sabit olduğunu kabul etmiş ve bu katsayıların yerine, X boyutundan bağımsız olan, P_s , P_ζ ve σ katsayılarını tanımlamıştır. Burada, $P_s = \bar{P}_s / \Delta x$ ve $P_\zeta = \bar{P}_\zeta / \Delta x$ olarak

tanımlanmaktadır. σ ise ideal olmayan bir membrandaki geri dönüşüm katsayısı olup, giderme veriminin alabileceği maksimum değeri ifade etmektedir. Membrandan geçen madde akısı ise

$$J_\zeta = J_t c_p \quad (4.51)$$

ile ifade edilmiştir. Bu değer, Spiegler ve Kedem (1966) tarafından denklem 4.50'de yerine yazılmış ve tekrar düzenlenerek,

$$\frac{dc_c}{c_p - (1-\sigma)c_c} = -\frac{J_t}{\bar{P}_c} \cdot dx \quad (4.52)$$

denklemini elde edilmiştir. Bu denklemin her iki tarafının membran kalınlığı boyunca integrasyonu sonucu ($x=0, c=c_m, x=\Delta X, c=c_p$, sınır şartları altında),

$$\int_{c_m}^{c_p} \frac{dc_c}{c_p - (1-\sigma)c_c} = -\frac{J_t}{\bar{P}_c} \cdot \int_0^{\Delta X} dx \quad (4.53)$$

$$-\frac{1}{(1-\sigma)} \cdot \ln \left(\frac{c_p - (1-\sigma)c_p}{c_p - (1-\sigma)c_m} \right) = -\frac{J_t}{\bar{P}_c} \cdot \Delta X \quad (4.54)$$

$$\frac{J_t \cdot (1-\sigma) \Delta X}{\bar{P}_c} = \ln \frac{c_p \sigma}{c_p - c_m (1-\sigma)} \quad (4.55)$$

denklemini bulunmuştur. Bu denklemin gerçek giderme verimi, $R_o = 1 - \frac{c_p}{c_m}$ 'e göre tekrar düzenlenmesi sonucu, gerçek tuz giderme verimi (R_o) için,

$$R_o = \frac{(1-F)\sigma}{1-\sigma F} \quad (4.56)$$

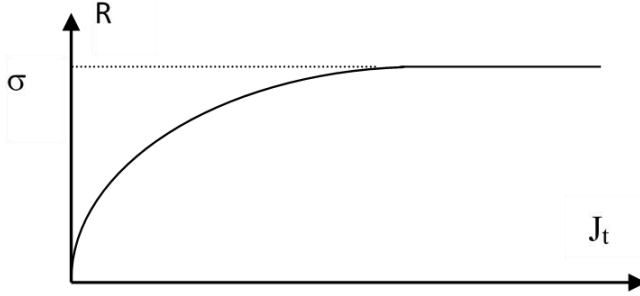
ifadesi elde edilmiştir. Burada,

$$F = \exp(-J_t A) \text{ ve } A = \frac{(1-\sigma)}{\bar{P}_c} \quad (4.57)$$

olarak tanımlanmıştır. R_o açık olarak tekrar yazılarak,

$$R = 1 - \frac{1-\sigma}{1-\sigma F} = \frac{1-\sigma}{1-\sigma \cdot \exp\left(\frac{J_t \cdot (1-\sigma)}{\bar{P}_c}\right)} \quad (4.58)$$

denklemleri bulunmuştur. Bu model, Spiegler ve Kedem modeli olarak bilinmektedir. Bu eşitlikte, akı (J_t) değeri sonsuza yaklaştıkça, R_o değeri geri dönüşüm katsayısı (σ)'na yaklaşmaktadır ($R_o \rightarrow \sigma$) (Şekil 4.8).



Şekil 4.8 İdeal olmayan bir membranda akı- giderme verimi ilişkisi

4.3.4. Çözünme ve Difüzyon Modeli

Çözünme ve difüzyon modelinin uygulandığı membran proseslere, ters osmoz ve pervaporasyon örnek olarak verilebilir. Çözünme ve difüzyon modeli, tersinir olmayan proseslerin termodinamiğinden yola çıkılarak Lonsdale ve diğerleri tarafından geliştirilmiştir (Lonsdale ve diğ., 1965). Moleküller, membran ve çözelti arasındaki dengeye bağlı olarak membran içerisinde çözünmekte, konsantrasyon ve basınç farklılıklarına bağlı olarak difüzyon ile membran içerisinde taşınmaktadır.

Bu model, boşluksuz ve yüksek giderme verimi olan ters osmoz membranları için geliştirilmiştir. Bu modelde, solvent ile çözünen madde arasında herhangi bir birleşme etkisinin olmadığı düşünülmüştür. Bu modele göre akı değeri,

$$J_s = \frac{D_s C_s}{RT} \frac{d\mu_s}{dz} \approx \frac{D_s C_s}{RT} \frac{\Delta\mu_s}{\Delta X} \quad (4.59)$$

ifadesi ile verilmiştir (Bitter, 1991). Burada, D_s , membranda suyun difüzyon katsayısı, C_s , suyun membrandaki konsantrasyonu, $d\mu_s/dz$,

suyun kimyasal potansiyel gradyanı, R, gaz sabiti, T, sıcaklık (Kelvin) ve ΔX , membran kalınlığını göstermektedir. İzotermal şartlar altında (sabit sıcaklıkta), suyun kimyasal potansiyel farklılığı ($\Delta\mu_s$), basınç ve konsantrasyon farklılığına bağlı olarak,

$$\Delta\mu_s = RT \ln a_s + V_s \Delta P \quad (4.60)$$

şeklinde ifade edilmiştir. a_s , aktiviteyi ve V_s , suyun molar hacmini göstermektedir. Denklem 4.55 ve osmotik basıncın Levis denklemi ile ifade edilmesi sonucu,

$$V_s \Delta \pi_s = -RT \Delta \ln a_s \quad (4.61)$$

denklemi elde edilmiştir. Bu denklemin düzenlenmesi sonucu,

$$J_s = \frac{P_s}{\Delta X} (\Delta P - \Delta \pi_s) \quad (4.62)$$

denklemi ortaya çıkmıştır. Burada, $P_s = D_s C_s V_s / RT$, solvent geçirimsizlik katsayısını göstermektedir. Bu denklem, denklem 4.41 ile karşılaştırıldığında, her iki yaklaşımda benzer sonuçlar verdiği görülmüştür.

Termodinamik modelde, solvent ile çözünen madde arasında bir birleşme etkisinin olmadığı varsayıldığında, çözünme-difüzyon modeline indirgenmektedir ($\sigma=1$). Buna göre çözünmüş maddelerin akısı (J_c),

$$J_s = D_c K_d \frac{c_y - c_p}{\Delta X} = \frac{P_s}{\Delta X} (c_y - c_p) \quad (4.63)$$

şeklinde ifade edilebilmektedir. Burada, K_d , dağılım katsayısını, c_y ve c_p , sırasıyla, membran yüzeyindeki ve süzüntü akımındaki konsantrasyon değerlerini ifade etmektedir. Denklem 4.63'e göre, çözünmüş madde akısı, uygulanan basınçtan bağımsız olmakta, su akısı ise basınç ile

doğru orantılı olarak değişmektedir (Wiesner ve Buckley, 1996). Ayrıca, denklem 4.60 ve 4.61'in birleştirilmesi sonucu,

$$R = \left(1 + \frac{P_c/\Delta X}{J_s} \right)^{-1} = \left[1 + \left(\frac{P_c}{P_s} \right) \left(\frac{1}{\Delta P - \Delta \pi} \right) \right]^{-1} \quad (4.64)$$

denklemini elde edilmiştir (Bhattacharyya ve Williams, 1992).

4.3.4.1 Çözünme ve Difüzyon Membranlarında Yapı-Geçirgenlik İlişkileri

Çözünme-difüzyon modeli ve Fick kanunu kullanılarak konsantrasyon ve basınç sürücü kuvvetlerinin membran geçirgenliğine etkisi tanımlanabilir. Membran malzemesinin yapısal özelliklerinin süzüntü difüzyonu ve sorpsiyon katsayısına etkisinin membran geçirgenliğine etkisi olmaktadır. Membran geçirgenliği,

$$P=D.K \quad (4.65)$$

şeklinde tanımlanabilir. Bu denklemde K, (sorpsiyon katsayısı) membranın polimer fazındaki konsantrasyonu ile sıvı fazdaki bileşiklerin konsantrasyonunu birbirine bağlayan terimdir. K, denge durumunu gösteren bir terim olduğu için klasik termodinamik kullanılabilir. Öte yandan, difüzyon katsayısı süzüntüye geçen bileşiklerin moleküler hareketinden etkilendiği için kinetik bir terimdir. Difüzyon katsayısının gazlarda ve sıvılarda hesaplanması kolay iken, polimer için hesaplanması daha zordur. Genel olarak, membran malzemesindeki değişikliklerin süzülecek malzemenin difüzyon katsayısına olan etkisi sorpsiyon katsayısına olan etkisinden daha fazladır (Baker, 2004).

Çözünen maddenin Fick kanununa göre difüzyon katsayısı moleköl hareketlerinin sıklığı ve her hareketin boyutununun bir ölçüsüdür. Bu sebeple de difüzyon katsayısının değerı difüze olan türlerin uygulanan

ortamdaki kısıtlayıcı kuvvetleri tarafından belirlenmektedir. Tablo 4.3'te bazı ortamlar için genel difüzyon katsayıları verilmektedir.

Tablo 4.3 Bazı ortamlar için genel difüzyon katsayıları (25°C) (Baker, 2004)

Çözünen madde/malzeme	Difüzyon katsayısı, D (cm ² /sn)
Havadaki oksijen	1x10 ⁻¹
Sudaki tuz	1.5x10 ⁻⁵
Suda çözülmüş albumin (Mw 60000)	6x10 ⁻⁷
Silikon kauçuk içinde oksijen	1x10 ⁻⁵
Polisülfon içindeki oksijen	4x10 ⁻⁸
Sodyum klorür kristali içindeki sodyum atomları	1x10 ⁻²⁰
Metalik bakır içindeki alüminyum atomları	1x10 ⁻³⁰

Sıvılar basit ve iyi tanımlanmış sistemlerdir ve modern difüzyon teorilerinin başlangıç noktasını oluşturmaktadır. Einstein, basit makroskopik hidrodinamik uygulayarak moleküler seviyede difüzyonu açıklayan denklemi geliştirmiştir. Difüze olan çözünen maddenin küresel olduğunu varsayıp çözücü içinde süregelen bir şekilde hareket ettiğini varsayarak Stokes-Einstein denklemini geliştirmiştir (Baker, 2004).

$$D = \frac{kT}{6\pi a\eta} \quad (4.66)$$

Burada k, boltzman sabiti, a çözünen maddenin yarıçapı ve η de çözelti viskozitesidir. Stokes-Einstein denkleminin uygulanması için çözünen maddenin yarıçapı bilinmelidir. Stokes-Einstein denkleminde çıkarılabilecek bir sonuç sıvıda çözülmüş maddenin difüzyon katsayısının çözünen maddenin moleküler ağırlığına bağlı olarak yavaş olarak değişmesidir. Çünkü, difüzyon katsayısı yarıçap ile ters orantılıken, moleküler ağırlığı küpüyle doğru orantılıdır. Stokes-

Einstein denklemi basit sıvılar içinde çözünmüş olan moleküller için etkili sonuç vermekteyken, daha karmaşık sıvılar için (örneğin yüksek moleküler ağırlıklı polimer içeren çözeltilerde) sonuç vermemektedir.

Polimerlerdeki difüzyon incelendiğinde çözünen maddelerin polimer içindeki serbest boşluklardan difüze olması önem kazanmaktadır. Polimerler kabaca kauçuk ve camı yapıya sahip olarak sınıflandırılabilir. Kauçuk sınıfındaki polimerlerin yapısı kendi etrafında serbestçe hareket etmesine izin verecek şekildedir ve bu sebeple bu polimerler yumuşak ve elastiktir. Ayrıca, termal hareket kabiliyeti yüksektir ve bu sebeple difüzyon katsayıları yüksektir. Öte yandan camı özellik gösteren polimerler sterik engelleme sonucu çok esnek hareket kabiliyetine sahip değildir. Bu sebeple de kırılgen yapıdadır. Termal hareketleri sınırlıdır ve difüzyon katsayıları düşüktür. Polimerlerin yapısı ve geçirgenlik özellikleri arasındaki bağ henüz çözülememiş olsa da, bazı yarı ampirik kurallar çerçevesinde geçirgenlik özellikleri açıklanmaya çalışılmıştır. Polimerlerin fraksiyonel serbest hacmi bunun için geliştirilmiş bir eşitliktir. Buna göre (Baker, 2004),

$$v_f = \frac{v-v_o}{v} \quad (4.67)$$

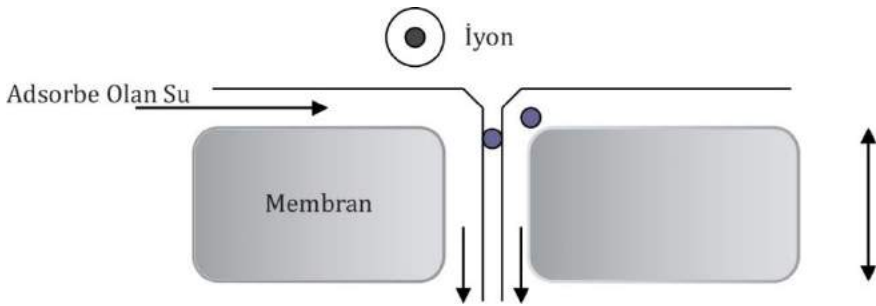
v , polimerin spesifik hacmi (cm^3/g) ve polimer yoğunluğuyla ters orantılıdır. v_o , moleküller tarafından kullanılan hacim (cm^3/g)'dir. Serbest hacim ise polimer zincirleri arasındaki birçok küçük boşluğun birleşimiyle elde edilmektedir.

4.3.5. Adsorpsiyon ve Kapiler Akım Modeli

Bu modelde, membran üzerine bir su tabakasının adsorbe olduğu varsayılmıştır. Bu varsayımın sebebi, düşük dielektrik sabitine sahip membranların iyonları itmesiyle membran yüzeyinde sadece su moleküllerinin kalmasıdır. İyonlar, hidratasyon alanından kurtularak membrandan geçebilmeleri için fazladan enerjiye ihtiyaç duymaktadır.

Uygulanan basınç altında membran yüzeyine adsorbe olan su, membrandan drene edilmektedir.

Bu modelde, çözünen maddenin membrana doğru hareketi difüzyon, adveksiyon veya her ikisi ile birlikte açıklanmaktadır (Sourirajan, 1970). Membran, mikro boşluklu malzeme olarak görülmektedir. Ayırma, membranın yüzey yapısının bir fonksiyonu olarak tarif edilmektedir. Büyük hidrasyon yarıçapına sahip olan iyonlar, adsorbe olan suyun içine difüze olmaktadır. Küçük hidrasyon yarıçapına sahip olanlar ise hem adsorbe olan suya hem de membran boşluklarına doğru difüze edilmektedir (Şekil 4.9).



Şekil 4.9 Tercihli Adsorbsiyon - Kapiler Akım Modeli iyon transferi

Adsorbe olan su tabakasının kalınlığı, membran boşluk çapları ile eşit veya daha büyüktür. Bunun yanında, iyonların adsorbe olan su tabakasına doğru difüzyonunun mekanizması tam olarak anlaşılammıştır (Wiesner ve Buckley, 1996). Matematik olarak bu modelde su akısı,

$$J_s = B. (\Delta P - \Delta \pi) \quad (4.68)$$

ile ifade edilmiştir. Çözünmüş madde akısı ise

$$J_\zeta = \frac{C_m K_d D_{i,m}}{\Delta X} (x_{i,m} - x_{i,p}) \quad (4.69)$$

şeklinde elde edilmiştir. Burada, C_m , membran yüzeyindeki konsantrasyonu, D_i , difüzyon katsayısını, K_d , dağılım katsayısını, ΔX , membran kalınlığını ve x_i , mol fraksiyonu göstermektedir. Bu denklemlere göre, süzüntü akısı ve giderme verimi, artan besleme akımı konsantrasyonu ile birlikte azalmaktadır. Besleme akımı konsantrasyonunun artmasıyla, osmotik basınç artmakta, artan osmotik basıncı yenmek için daha fazla basınç uygulanması gerekmektedir. Denklem 4.69'un, denklem 4.68'e bölünmesi sonucu, giderme veriminin artan basınç ile arttığı,

$$R = \frac{z_1 \cdot \Delta p}{(z_2 \cdot \Delta p + 1)} \quad (4.70)$$

denklemini elde edilmiştir (Sourirajan, 1970). Bu denklemin açılması sonucu,

$$\frac{\Delta P}{R} = \frac{z_2}{z_1} \cdot \Delta P + \frac{1}{z_1} \quad (4.71)$$

denklemini ortaya çıkmıştır. Bu denklemden de görüleceği üzere, ΔP ile, $\Delta P/R$ arasında lineer bir ilişki meydana gelmiştir. Ayrıca bu denklem, adsorbsiyon izotermelerinden olan Langmuir izotermi ile benzer özellikler taşımaktadır (Wiesner ve Buckley, 1996).

4.3.6. Donnan Denge Modeli ve Elektronötrallite

Bir çözeltiye yüklü bir membran yerleştirildiğinde dinamik bir denge oluşmaktadır. Bu dengeye göre, membran yüzeyinde membran yükü ile ters yükte olan iyonların konsantrasyonu, membran yükü ile aynı yükte olan iyonların konsantrasyonundan daha fazla olmaktadır. Bu konsantrasyon fazlalığı, membran yüzeyinde donnan potansiyeli adı verilen bir potansiyel oluşturmaktadır (Donnan, 1995). Bu potansiyel, membran ile aynı yükteki iyonların membran yüzeyine yaklaşmasını ve

membran yükü ile zıt yükteki iyonlarında membran yüzeyinden uzaklaşmasını önlemektedir. Aynı potansiyel, sürücü kuvvet olarak basınç uygulandığında da rol oynamaktadır. Uygulanan basınç ile su membrandan geçmektedir. Fakat membran ile aynı yükteki iyonlar membrana yaklaşmamakta ve dolayısıyla membrandan geçememektedir. Aynı zamanda, membran ile zıt yükteki iyonlar da çözeltideki elektronötralityi korumak için membrandan geçememektedir (Bhattacharyya ve Williams, 1992).

Membranın yükünün etkisini (çözelti konsantrasyonu ve tuz giderim verimindeki) araştırmak için dağılım katsayısı geliştirilmiştir. Dağılım katsayısı, membran ve çözelti arasındaki denge koşulları ve elektronötralitye dengesi de düşünülerek (Schaep ve diğ., 1998),

$$K = \frac{c_B^m}{c_B} = \left(\frac{|z_B| \cdot c_B}{|z_B| \cdot c_B^m + c_X^m} \right)^{|z_B|/|z_A|} \quad (4.72)$$

şeklinde ortaya konmuştur. Burada, K, membran ile aynı yükteki iyonların dağılım katsayısını, c_B^m , membran fazındaki aynı yüklü iyon konsantrasyonunu (mol/lit), c_B , çözeltideki membran ile aynı yüklü konsantrasyonunu (mol/lit), c_X^m , membran yükünü (mol/lit), z_A , membran ile zıt yüklü iyonun yükünü, z_B , membran ile aynı yüklü iyonun yükünü göstermektedir.

Ayrıca, membran ile aynı yüklü iyonun giderilme verimi, $R = 1 - K$ ile ifade edilmiştir (Schaep ve diğ., 1998). Bu modelde, iyonların giderilme verimleri hakkında bilgi verilirken, çözünen maddelerin membrandan geçiş akıları hakkında bilgi verilmemektedir. Bu model yorumlanarak yapılmış birçok çalışma vardır. Pontalier ve diğ. (1997) çalışmasında, NaCl, MgSO₄, MgCl₂ ve Na₂SO₄ çözeltilerinin NF membranları ile giderilme mekanizması, Donnan denge modeli ile açıklamıştır. Benzer bir çalışma, Alami-Younssi ve diğ. (1995) tarafından da yapılmıştır.

4.3.7. Geliştirilmiş Nerst-Planck Modeli

Yüklü membranlara doğru çözülmüş madde akısı, geliştirilmiş Nerst-Planck denklemleri kullanılarak ilk defa, Lakshminarayanaiah (1969) ve Dresner (1972) tarafından tanımlanmıştır. Bu akı değeri,

$$J_i = J_s c_{j(m)} + z_j c_{j(m)} \frac{FE}{R_g T} - D_{j(m)} \frac{dc_{j(m)}}{dx} - c_{j(m)} \frac{d(\ln \gamma_{j(m)})}{dx} \quad (4.73)$$

ifadesi ile verilmiştir. Bu denkleme göre, J_i , çözülmüş madde akısını, $c_{j(m)}$, j iyonunun membrandaki konsantrasyonunu, $D_{j(m)}$, j iyonunun membrandaki difüzyon katsayısını, z_j , j iyonunun yükünü, $\gamma_{j(m)}$, j iyonunun membrandaki aktivite katsayısını, E, Donnan potansiyelini ve F, Faraday sabitini göstermektedir.

Bu denkleme ilk terim ile konveksiyon, ikinci terim ile Donnan potansiyeli ve son iki terim ile de difüzyon dolayısıyla meydana gelen çözülmüş madde akısı hesaplanmaktadır. Donnan denge modelinde olduğu gibi bu modelde de çözülmüş madde giderimi, konsantrasyona ve iyonun yüküne bağlı olarak değişmektedir. Bununla beraber Nerst-Planck denklemleri, konvektif ve difüzyon ile olan akıları da içermektedir (Bhattacharyya ve Williams, 1992).

Bu model yorumlanarak yapılmış birçok çalışma vardır. Afonso ve Pinho (2000), Donnan denge modeli ve Nerst-Planck denklemlerini birleştirerek, $MgSO_4$, $MgCl_2$ ve Na_2SO_4 çözeltilerinin, NF membranları ile giderilme verimleri modellenmiştir. Hagemeyer ve Gimbel (1998 ve 1999), $NaCl/Na_2SO_4$ ve $NaCl/CaCl_2$ karışımı çözeltilerdeki herbir iyonun, NF membranları ile giderilme verimini, Nerst-Planck denklemleri ile yapmış ve sonuçları değişik pH aralıkları için yorumlamıştır. En düşük giderme verimi pH=4 olarak elde edilmiştir. Benzer sonuçlar, Bowen ve Mukhtar (1996) çalışmasında da elde edilmiştir. Tsuru ve diğ. (1991a, 1991b ve 1991c), çeşitli iyonların TO membranları ile giderilme verimlerini, Nerst-Planck denklemlerini kullanarak modellemiştir. Birinci çalışmada ayrıca, Spiegler ve Kedem (1966) modelindeki, σ ve P

katsayılarının hesaplanması için yeni bağıntılar geliştirilmiştir. İkinci ve üçüncü çalışmalarda ise karışım halindeki çözeltilerden, TO membranları ile iyon giderimi modellenmiştir. Wang ve diğ. (1995 ve 1997), NF membranlarının Nernst-Planck denklemleri ile giderme verimini incelemiş ve σ ile P için, sterik-engel gözenek (SEG) (sterik-hindrance pore) ve TMS (Teorell-Meyer-Sievers) modellerinden yola çıkarak yeni bağıntılar yazmışlardır. Timmer ve diğ. (1993), $(1/R)$ ile $(1/J_v)$ arasındaki ilişkiyi, Nernst - Planck denklemlerini kullanarak,

$$\frac{1}{R} = \frac{1}{R_{s,1}} + \frac{B_{s,1}}{R_{s,1}} \cdot \frac{1}{J_t} \quad (4.74)$$

ifadesi ile belirtmiştir. Burada, $R_{s,1}$, giderme parametresi, $B_{s,1}$ ise kütle transfer parametresi olarak tanımlanmıştır.

Bowen ve Mohammad (1998), boya ve tuz giderme verimlerini Nerst-Planck denklemleri ile ifade etmiştir. Garba ve diğ. (2000), Nerst-Planck denklemlerinden yola çıkarak giderme verimi ifadesi,

$$R_i = 1 - \phi_i \cdot \exp\left(-\frac{1}{K_{eff}} J_t\right) \quad (4.75)$$

şeklinde elde edilmiştir. Burada, $\frac{1}{K_{eff}}$, etkili transfer katsayısının tersi ve ϕ_i , iyon geçiş katsayısı olarak ifade edilmiştir.

Elde edilen bu yeni denklem kullanılarak, NF membranları ile $CdCl_2$ ve $Cd(NO_3)_2$ çözeltilerinde Cd iyonu giderme verimleri modellenmiştir.

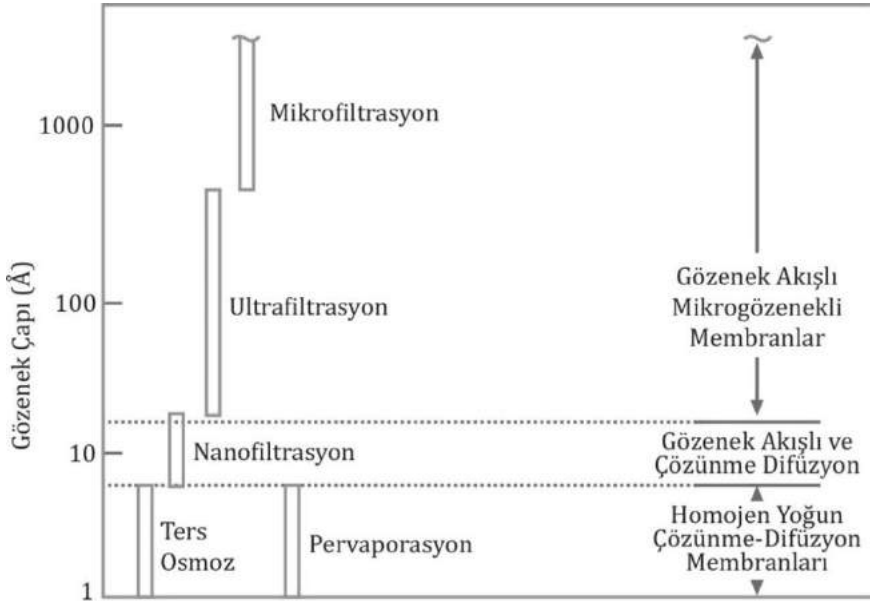
4.3.8. Bazı Membran Proseslerde Taşınım

Bu başlık altında ters osmoz, pervaporasyon ve diyaliz membranlarındaki kütle transferi denklemleri verilecektir. Şekil 4.10'da nominal gözenek çapı ve belli başlı membran ayırım proseslerine uygun olan teorik modeller verilmiştir.

4.3.8.1. Ters Osmoz

Ters osmoz genelde düşük moleküler ağırlıklı çözünen madde içeren sulu çözeltiler (tuzlu su gibi) olduğu durumlarda kullanılmaktadır. Çok düşük organik madde içeren sulu çözeltilerde de bazen kullanılabilir. TO prosesinde besleme çözeltisine basınç uygulanmakta ve toplam akı (J_t), su akısı ile çözünen madde akısının (J_c) toplamına eşit olmaktadır. Yüksek seçiciliğe sahip membranlarda çözünen madde akısı ihmal edilebilir.

$$J_t = J_s + J_c \approx J_s \quad (4.76)$$



Şekil 4.10 Bazı membran proseslerine ait gözenek çapları ve uygun olan teorik model (Baker, 2004)

$\Delta\pi = \frac{RT}{V_i} x \left(\ln \frac{c_{s,2}^s}{c_{s,1}^s} \right)$ ve $\alpha_i = 1$, su akısı denklem 4.77'deki gibi yazılabilir.

$$J_s = \frac{D_s K_s c_{s,1}^s}{\Delta X} \left(1 - \exp \left[\frac{-V_i (P_1 - P_2 - \Delta\pi)}{RT} \right] \right) \quad (4.77)$$

veya

$$J_s = \frac{P_s c_{s,1}^s}{\Delta X} \left(1 - \exp \left[\frac{-V_i (P_1 - P_2 - \Delta\pi)}{RT} \right] \right) \quad (4.78)$$

$1 - \exp(x) \rightarrow x$ ve $x \rightarrow 0$ olduğu varsayılırsa denklem 4.77,

$$J_s = \frac{D_s c_{s,1}^s}{\Delta X} \left(\left[\frac{-V_s (\Delta P - \Delta\pi)}{RT} \right] \right) \quad (4.79)$$

halini almaktadır. Bu denklem membran boyunca su akısını basınç farkına göre hesaplamakta kullanılmaktadır. Daha basit haliyle ifade etmek gerekirse;

$$J_s = A_s x (\Delta P - \Delta\pi) \quad (4.80)$$

$$A_s = \frac{D_s c_{s,1}^m V_i}{RT \Delta X}$$

elde edilmektedir. Burada, A_s su geçirgenliği katsayısıdır ve genellikle L_p olarak kısaltılır. Denklem 4.80 ters osmoz ve nanofiltrasyon membranları için kullanılmaktadır. Ters osmoz membranları genellikle tamamen yarı geçirgen özellikte değildir ve çözünen madde akısı için basit bir denklik yazılabilir.

$$J_\zeta = \frac{D_\zeta K_\zeta}{\Delta X} (c_{\zeta,1}^s - c_{\zeta,2}^s x \exp \left[\frac{-V_s (P_1 - P_2 - \Delta\pi)}{RT} \right]) \quad (4.81)$$

$$J_\zeta = \frac{D_\zeta K_\zeta \Delta c}{\Delta X} \quad (4.82)$$

veya

$$J_\zeta = B \cdot \Delta c \quad (4.83)$$

$B = D_c K_c / \Delta x$ olarak gösterilir ve çözünen madde geçirgenlik katsayısının

vermektedir. Denklem 4.83, ters osmoz membranlarında çözünen madde akısının konsantrasyon farkıyla doğru orantılı olduğunu göstermektedir. Öte yandan su akısı ise uygulanan basınç veya etkin basınç farkıyla doğru orantılıdır (Mulder, 1996; Baker, 2004).

4.3.8.2. Diyaliz

Diyalizde, membranın her iki tarafında aynı çözücü madde bulunmaktadır. Basınç farkı yoktur. Bu sebeple, basınç ile alakalı terimler yok sayılır ve akı, denklem 4.84 veya 4.85'deki gibi ifade edilir:

$$J_i = \frac{P_i}{\Delta x} (c_{i,1}^s - c_{i,2}^s) \quad (4.84)$$

veya

$$J_i = \frac{P_i \Delta c}{\Delta x} \quad (4.85)$$

Bu denklemler, diyaliz prosesinde çözünen madde akısının konsantrasyon farkıyla doğru orantılı olduğunu göstermektedir. Ayırım, geçirgenlik katsayılarının farkından kaynaklanmaktadır (makromoleküllerin, düşük moleküler ağırlıklı bileşiklere göre düşük difüzyon ve dağılım katsayılarında sahip olması) (Mulder, 1996; Baker, 2004).

4.3.8.3. Pervaporasyon

Pervaporasyon prosesinde besleme kısmı sıvı iken, süzüntü kısmı buhardır. Bu sebeple de süzüntü kısmında basınç düşüktür. Süzüntüde $P_2 \rightarrow 0$ ve denklem 4.85'deki exponansiyel terim birdir ve yok sayılabilir. Kısmî basıncın aktiviteye eşit olduğu varsayılırsa,

$$\gamma_i^S c_i^S = P_i \quad (4.86)$$

olur ve akı, denklem 4.87'deki gibi ifade edilebilir:

$$J_i = \frac{P_i c_{i,1}^S}{\Delta X} \left(1 - \frac{p_{i,2}^S}{p_{i,1}^S}\right) \quad (4.87)$$

Denklem 4.87'de görüldüğü üzere süzüntü basıncı, $p_{i,2}^S$, akı bileşeni i azaldıkça artış göstermektedir. $p_{i,2}^S$ besleme basıncı $p_{i,1}^S$ 'ye, akı bileşeni i sıfır olduğu durumda eşit olmaktadır (Mulder, 1996; Baker, 2004).

KAYNAKLAR

- Afonso, M.D., ve DePinho, M.N., (2000). Transport of $MgSO_4$, $MgCl_2$, and Na_2SO_4 across an amphoteric nanofiltration membrane, *Journal of Membrane Science*, 179, 137-154.
- Alami-Younssi, S., Larbot, A., Persin, M., Sarrazin, J., Cot, L., (1995). Rejection of mineral salts on a gamma alumina nanofiltration membrane: application to environmental proses, *Journal of Membrane Science*, 102, 123-129.
- Baker, R.W., (2004). *Membrane Technology And Applications*, 2nd edition, John Wiley & Sonc, Ltd. ABD.
- Bhattacharyya, D. ve Williamsi M.E., (1992). Reverse Osmosis, In Chapter 22, Editör: Winston Ho, W.S. ve Sirkar, K.K. *Membrane Handbook*.
- Bitter, J.G.A., (1991). *Transport Mechanisms in Membrane Separation Processes*, Plenum Press, New York.
- Bowen, W. R., Mukhtar, H., (1996). Characterisation and prediction of separation performance of nanofiltration membrane, *J. Membrane Sci.*, 112, 263.
- Bowen, W. R., ve Mohammad, A. W., (1998). Diafiltration by nanofiltration: Prediction and optimization, *AIChE journal*, 44:8, 1799-1812.

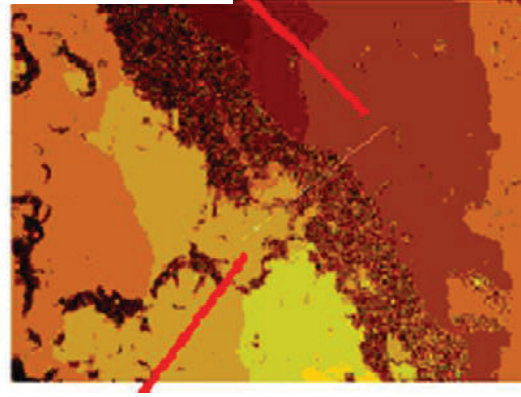
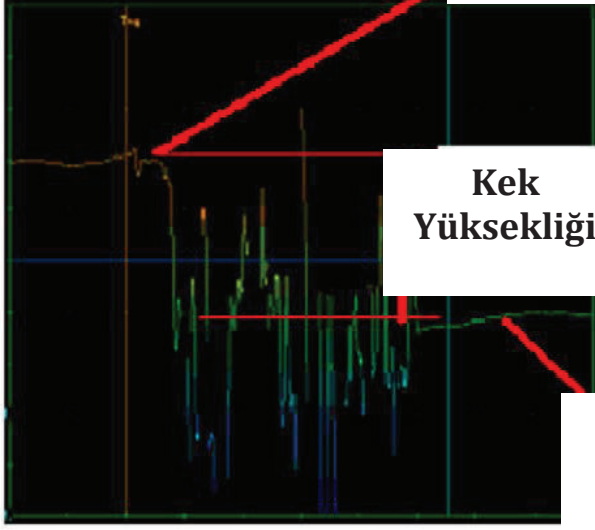
- Donnan, F.G., (1995). Theory of membrane equilibria and membrane potentials in the presence of non-dialysing electrolytes. A contribution to physical-chemical physiology, *Journal of Membrane Science*, 100; 1, 45-55.
- Dresner, L., (1972). Some remarks on the integration of the extended Nernst-Planck equations in the hyperfiltration of multicomponent solutions, *Desalination*, 10; 1, 27-46.
- Garba, Y., Taha, S., Gondrexon, N., Cabon, J., and Dorange, G., (2000). Mechanisms Involved in Cadmium Salts Transport Through a Nanofiltration Membrane: Characterization and Distribution, *Journal of Membrane Science*, 168, 135.
- Hagemeyer, G. ve Gimbel, R., (1998). Modelling the salt rejection of nanofiltration membranes for ternary ion mixtures and for single salts at different pH values, *Desalination*, 117; 1-3, 247-256.
- Hagemeyer, G. ve Gimbel, R., (1999). Modelling the rejection of nanofiltration membranes using zeta potential measurements, *Separation and Purification Technology*, 15; 1, 19-30.
- Lakshminarayanaiah, N., (1969). *Transport Phenomena in Membranes*, Academic Press.
- Lonsdale, H.K., Merten, U., Riley, R.L., (1965). Transport properties of cellulose acetate osmotic membranes, *Journal of Applied Polymer Science*, 9, 4, 1341-1362.
- Mulder, M., (1996). *Basic Principle of Membrane Technology*, 2nd edition, Kluwer Academic Publishers, ABD.
- Schaep, J., Van der Bruggen, B., Vandecasteele, C., Wilms, D., (1998). Influence of ion size and charge in nanofiltration, *Separation and Purification Technology*, 14; 1-3, 155-162.
- Sourirajan, S., (1970). *Reverse Osmosis*, Academic Press, New York.
- Spiegler, K.S. ve Kedem, O., (1966). Thermodynamics of hyperfiltration (reverse osmosis): criteria for efficient membranes, *Desalination*, 1, 311-326.

- Pontalier, P.-Y., Ismail, A., and Ghoul, M., (1997). Mechanisms for the selective rejection of solutes in nanofiltration membranes, *Separation and Purification Technology*, 12; 175-181.
- Timmer, J.M.K., Van der Horst, H.C., and Robbertsen, T., (1993). Transport of Lactic Acid Through Reverse Osmosis and Nanofiltration Membranes, *Journal of Membrane Science*, 85, 205.
- Tsuru, T., Nakao, S., Kimura, S., (1991a). Calculation of ion rejection by extended Nernst-Planck equation with charged reverse osmosis membranes for single and mixed electrolyte solutions, *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 24, 511.
- Tsuru, T., Urairi, M., Nakao, S. and Kimura, S., (1991b). Reverse osmosis of single and mixed electrolytes with charged membranes: experiment and analysis, *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 24, 518.
- Tsuru, T., Urairi, M., Yabe, T., Nakao, S., Kimura, S., (1991c). Ion separation by reverse osmosis with mono - and bipolar membranes, *Proceeding of the International Conference on Ion Exchange*, Tokyo, 2-4 October.
- Pusch, W., (1986). Measurement techniques of transport through membranes, *Desalination*, 59, 105.
- Wang, X.L., Tsuru, T., Nakao, S.I., Kimura, S., (1995). Electrolyte transport through nanofiltration membranes by the space-charge model and the comparison with Teorell-Meyer-Sievers model, *Journal of Membrane Science*, 103; 1-2, 117-133.
- Wang, X.L., Tsuru, T., Nakao, S.I., Kimura, S., (1997). The electrostatic and steric-hindrance model for the transport of charged solutes through nanofiltration membranes, *Journal of Membrane Science*, 135; 1, 19-32.
- Wiesner, M.R. ve Buckley, C.A., (1996). Principles of rejection in pressure driven membrane processes, In: J. Mallevalle, P.E. Odendaal, and M.R. Wiesner, Eds., *Water Treatment Membrane Processes*, New York: McGraw Hill

**Kirlenmiş Bir Spiral
Sargılı Membran Modülü**



Kirletici Kek Tabakası



Kek Yüksekliği

Kirletici Kek Tabakası

Membranın Temiz Yüzeyi

**809
micron**

0.0 612 micron

0.0

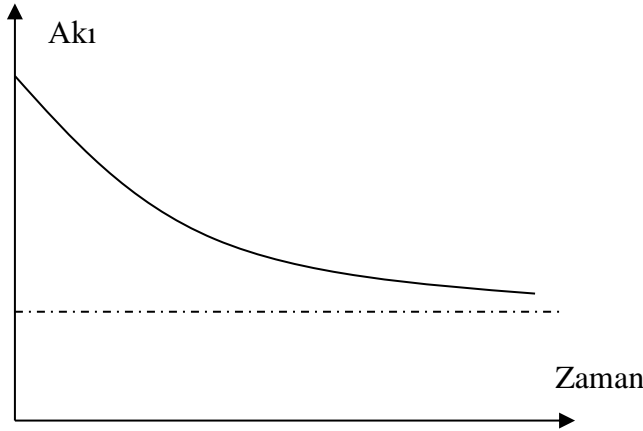
**Optik Profilometri ile
Çekilmiş Bir Kek Tabakası**

BÖLÜM 5

KONSANTRASYON POLARİZASYONU VE TIKANMA

İsmail Koyuncu^{1,2} ve Reyhan Şengür-Taşdemir^{2,3}

Konsantrasyon polarizasyonu ve tıkanma kavramları, membran sisteminin ideal durumunda bir düşüş meydana getiren olaylardır. Bu durumlarda, sistem ekonomisini etkileyen en önemli faktörlerden birisi olan akı, zamanla azalmaktadır (Şekil 5.1). Özellikle makromoleküller ve partiküler maddeler, konsantrasyon polarizasyonu ve membran tıkanmasına sebep olmaktadır. Akıda düşüş meydana getiren konsantrasyon polarizasyonu ve membran tıkanması, membran yüzeyinde ilave bir bariyer oluşturarak membranın direncini artırmaktadır (Mulder, 1996). Bu bölümde, membranlar ile ilgili temel kavramlar açıklanacak, ardından konsantrasyon polarizasyonu ve membran tıkanması detaylıca ele alınacaktır.



Şekil 5.1 Zamana bağlı olarak akıda meydana gelen tipik değişim

¹ İnşaat Fakültesi, Çevre Mühendisliği Bölümü, İTÜ

² Prof. Dr. Dincer Topacık Ulusal Membran Teknolojileri Uyg-Ar Merkezi, İTÜ

³ Fen Bilimleri Enstitüsü, Nanobilim Nanomühendislik Programı, İTÜ

5.1. Membranlar ile İlgili Temel Kavramlar

5.1.1. Akı

Akı, birim zamanda membranın birim alanından geçen akım miktarıdır. Akı, $m^3/m^2.sn$ veya $lt/m^2.st$ gibi birimlerle ifade edilmektedir. Membran filtrasyonunda, membrandan geçen akım, membrana uygulanan basınç (ΔP) ile doğru orantılıdır. Membrandan geçen akımın miktarı, Darcy kanununa göre,

$$J = \frac{\Delta P}{\mu \cdot R_m} \quad (5.1)$$

ile tanımlanmaktadır (Wiesner ve Aptel, 1996). Burada,

J	:	Akı
ΔP	:	Membrandaki basınç farkı
μ	:	Akışkanın viskozitesi
R_m	:	Membranın hidrolik direnci

olarak tanımlanmaktadır. Tersinir olmayan proseslerin termodinamiğinin kullanıldığı, Kedem-Katchalsky denkleminde akı,

$$J_v \propto L_v \cdot (\Delta P - \sigma \cdot \Delta \pi) \quad (5.2)$$

ile ifade edilmektedir. Burada, L_v suyun geçirimsizlik katsayısı ve $(\Delta P - \sigma \Delta \pi)$ terimi ise net basınç farkını ifade etmektedir. $\Delta \pi$, osmotik basınç farklılığını ve σ ise giderme veriminin alabileceği maksimum değeri tanımlamaktadır. σ değeri ayrıca birleşim etkisi olarak da tanımlanmaktadır. Dolayısıyla, denklem 5.2'de elde edilen ifade ile Darcy kanunundan yola çıkılarak yazılan denklem 5.1 ifadesi benzerlik göstermektedir. Buna göre denklem 5.1 ifadesi, denklem 5.2'ye göre tekrar düzenlenirse,

$$J_v = \frac{(\Delta P - \sigma \cdot \Delta \pi)}{\mu \cdot R_m} \quad (5.3)$$

ifadesi elde edilmektedir (Wiesner ve Aptel, 1996). Büyük moleküllerin ve kolloidlerin osmotik basıncı çok küçük olmaktadır. Dolayısıyla, büyük moleküllerin ve kolloidlerin tutulduğu mikrofiltrasyon ve ultrafiltrasyon membranlarında, osmotik basınç ihmal edilebilmektedir. Tablo 5.1'de ters osmoz (TO), nanofiltrasyon (NF), ultrafiltrasyon (UF) ve mikrofiltrasyon (MF) membranları için, membran direnç ve basınç farklılığı için literatürden alınan tahmini değerler verilmiştir.

Eğer, her bir membran boşluğu, kapiler akım olarak modellenirse akı, Poiseuille akımı ile ifade edilebilmektedir. Hagen-Poiseuille denklemi bu duruma uygulanırsa, her bir boşluğun çapı $r_{gözenek}$ olmak üzere akı,

$$J_{w,vol} = \frac{A_{gözenek} r_{gözenek}^2 \Delta P}{A_m 8 \mu \theta \delta_m} \quad (5.4)$$

Tablo 5.1 Basınç kuvveti altında çalışan membranlara ait, membran direnci ve basınç farklılığı değerleri (Wiesner ve Aptel, 1996)

Membran türü	Membran Direnci (m ⁻¹)	Basınç farkı (ΔP) (bar)
TO	10 ¹⁰	8-80
NF	10 ⁸	3,5-10
UF	10 ⁷	0,5-77
MF	10 ⁶	0,3-3

ile ifade edilmektedir. Burada, $A_{gözenek}/A_m$ açık boşluk alanının tüm membran alanına oranı, θ gözenek şekil yapısı faktörü, ve δ_m membran kalınlığını göstermektedir. Denklem 5.4'ün sağ tarafı düzenlenir ve Darcy kanunu formunda yazılırsa,

$$J_{w,vol} = \frac{A_{gözenek} r_{gözenek}^2}{A_m 8 \mu \theta} \frac{\Delta P}{\mu \delta_m} = k \frac{\Delta P}{\mu \delta_m} \quad (5.5)$$

elde edilmektedir. Burada $k \left(= \frac{A_{gözenek} r_{gözenek}^2}{A \delta_m \theta} \right)$, membranın geçirgenliğini göstermektedir. Buradan, membran direnci,

$$R_m = \frac{A_m \delta_m \theta}{A_{gözenek} r_{gözenek}^2} \quad (5.6)$$

ile hesaplanabilir (Wiesner ve Aptel, 1996).

5.1.2. Giderme Verimi

Membranlarda giderme verimi, membran tarafından tutulan, ya az çözünürlüğe sahip ya da membran boyunca daha yavaş difüze olan çözünen madde miktarının bir göstergesidir. Membranın giderme verimi (R) ile ifade edilmektedir. R boyutsuz bir büyüklüktür. 0 ile 1 arasında değişmektedir. “0” bütün çözünmüş maddelerin tamamen membrandan geçtiğini, “1” ise membranın hiçbir madde geçişine izin vermediğini göstermektedir.

Membran sisteminde iki çeşit giderme verimi söz konusudur. Bunlar, gözlenen giderme verimi ($R_{gözlenen}$ veya R_o) ve gerçek giderme verimi ($R_{gerçek}$ veya R_g)’dir. Gözlenen giderme verimi, elde edilen süzüntü akımı konsantrasyonu ile besleme akımı konsantrasyonu arasındaki giderme verimini ifade etmektedir (Denklem 5.7). Gerçek giderme verimi ise membran yüzeyindeki konsantrasyonla ilgilidir. Membran yüzeyinde oluşan konsantrasyon polarizasyonu, membran yüzeyinde konsantrasyon artışına sebep olmaktadır (Şekil 5.2). Membran yüzeyindeki konsantrasyon değeri c_m ile gösterilmektedir. Bu durumda gerçek giderme verimi, elde edilen süzüntü akımı konsantrasyonu ile çözeltinin membran yüzeyindeki konsantrasyonundan yola çıkılarak hesaplanan giderme verimini ifade etmektedir (Denklem 5.8).

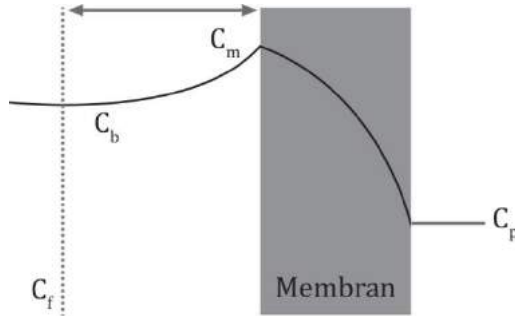
$$R_o (\%) = \frac{C_f - C_p}{C_f} = 1 - \frac{C_p}{C_f} \quad (5.7)$$

$$R_g (\%) = \frac{C_m - C_p}{C_m} = 1 - \frac{C_p}{C_m} \quad (5.8)$$

Burada,

- C_p : Süzüntü akımı konsantrasyonunu
- C_f : Besleme akımı konsantrasyonunu
- C_m : Membran yüzeyindeki konsantrasyonu

ifade etmektedir.

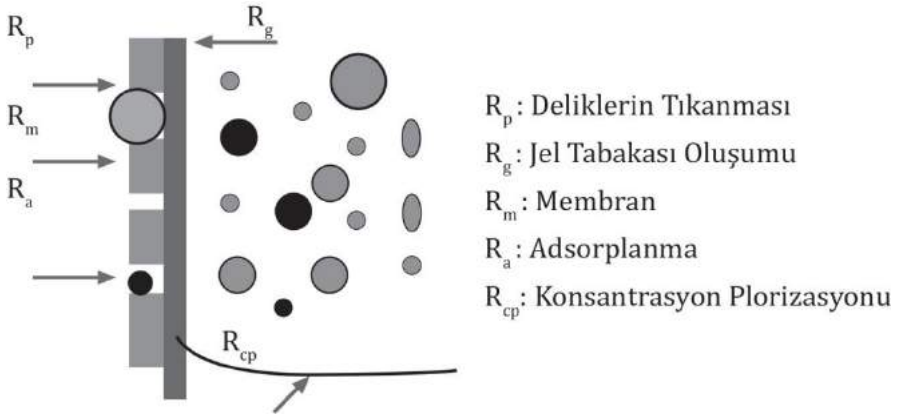


Şekil 5.2 Gerçek ve gözlenen giderme verimlerinin hesaplandığı konsantrasyon değerlerinin değişimi

5.2. Konsantrasyon Polarizasyonu

İdeal bir durumda akışkana karşı oluşan tek direnç, membranın direncidir (R_m). Membran, çözelti içindeki çözülmüş maddeleri geri çevirmektedir. Bunun sonucunda membran üzerinde çözülmüş madde konsantrasyonunda artış meydana gelmektedir. Bu da ilave bir direnç oluşturmaktadır. Meydana gelen bu direnç, konsantrasyon polarizasyonu direnci (R_{cp}) olarak adlandırılmaktadır. Zamanla membran kenarında meydana gelen konsantrasyon artışı daha da artmaktadır. Bunun sonucu, jel polarizasyonu (R_g) veya kek tabakası direnci olarak adlandırılan bir direnç tabakası daha oluşmaktadır. Diğer bir direnç türü, özellikle boşluklu membranlarda, membran

gözeneklerinin tıkanması ile oluşan gözenek direnci (R_p)'dir. Son olarak oluşan direnç, membran gözenekleri üzerinde kirleticilerin adsorplanması ile oluşmaktadır (R_a). Membran gözenekleri üzerinde, kirleticilerin adsorplanması, aynı zamanda boşluk çapının daralmasına da sebep olmaktadır. Adsorpsiyon, ayrıca membran yüzeyinde de meydana gelebilmektedir (Şekil 5.3) (Mulder, 1996).

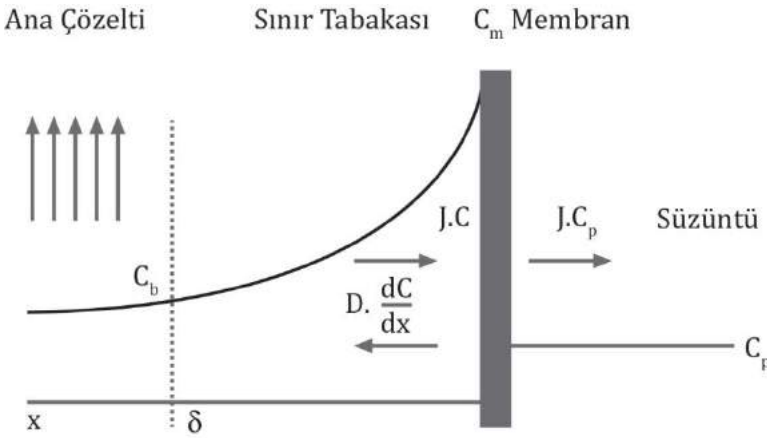


Şekil 5.3 Membran yüzeyinde meydana gelen direnç türleri (Mulder, 1996)

Membran, besleme çözeltisi içindeki maddeleri tutarak diğer tarafa temiz suyun geçmesini sağlamaktadır. Membrana yeterli basınç uygulandığında, temiz su membrandan geçerken membrandan geçemeyen çözülmüş maddeler membran yüzeyinde birikmektedir ve konsantrasyonu artmaktadır. Bu konsantrasyon artışı, membran yüzeyinden geriye doğru bir difüzyon akınının oluşmasına sebep olmaktadır.

Yatay akışlı bir membran prosesinde, membrana yakın kısımlarda akışkanın hızı azalmaktadır. Membran yüzeyindeki hız azalmasının sebebi, viskozite artışına bağlı olarak kayma gerilmesinden kaynaklanmaktadır. Yüzeyde akışkan hızı sıfır olmaktadır. Akış hızının değişim gösterdiği ve azaldığı bölgede, sınır tabakası teşekkül etmektedir. Bu sınır tabakasındaki konsantrasyon artışı, konsantrasyon polarizasyonu olarak adlandırılmaktadır.

Membrandan δ kadar mesafede konsantrasyon, tam karışımli olarak aktığı konsantrasyon değerinden (C_b), membran yüzeyinde maksimum (C_m) değerine çıkmaktadır (Şekil 5.4). Bu tabaka içindeki akışkanın kirlilik yükü, $J.C$ ile belirtilmektedir. Çözelti içindeki maddelerin hepsi membran tarafından tutulamamaktadır. Bu durumda membrandan geçen akışkanın yükü $J.C_p$ ile belirtilmektedir. Aynı zamanda membran yüzeyinde meydana gelen birikme, geriye doğru difüzyon akımının oluşmasını sağlamaktadır. Kararlı durumda, membrandaki kütle denklemi



Şekil 5.4 Membranlarda konsantrasyon polarizasyonu (Mulder, 1996)

$$J.C + D.\frac{dC}{dx} = J.C_p \quad (5.9)$$

ile belirtilmektedir. Sınır tabakası başında ve sonunda konsantrasyon değerleri,

$$x=0 \dots\dots\dots C=C_m$$

$$x=\delta \dots\dots\dots C=C_b$$

ile ifade edilmektedir. Denklem 5.9'un integrali sonucunda,

$$J(C_p - C) = D \frac{dC}{dx} \quad (5.10)$$

$$\int_0^{\delta} J \cdot dx = D \int_{C_m}^{C_b} \frac{dC}{C_p - C} \quad (5.11)$$

$$\frac{C_m - C_p}{C_b - C_p} = e^{\frac{J\delta}{D}} \quad (5.12)$$

bağıntısı elde edilmektedir. Burada, difüzyon katsayısı (D) ile sınır tabakası kalınlığı (δ) arasındaki oran, kütle transfer katsayısını (k) vermektedir. Kütle transfer katsayısı (k),

$$k = \frac{D}{\delta} \quad (5.13)$$

ile ifade edilmektedir. Gerçek giderme verimi (R_g),

$$R_g = 1 - \frac{C_p}{C_m} \quad (5.14)$$

ile gösterilirse ve denklem 5.12 tekrar düzenlenirse,

$$\frac{C_m}{C_b} = \frac{\exp\left(\frac{J}{k}\right)}{R_g + (1 - R_g) \cdot \exp\left(\frac{J}{k}\right)} \quad (5.15)$$

formülü ortaya çıkmaktadır. C_m ve C_b sırasıyla, membran yüzeyindeki ve sınır tabakasındaki konsantrasyonları ifade etmektedir. C_m/C_b oranı, konsantrasyon polarizasyonu modülü olarak adlandırılmaktadır (Mulder, 1996).

Çözelti içindeki bütün maddeler membran tarafından tutulduğu durumda (ideal durum, $R_g=1$ ve $C_p=0$) denklem 5.15,

$$\frac{C_m}{C_b} = \exp\left(\frac{J}{k}\right) \quad (5.16)$$

halini almaktadır. C_m/C_b oranı, sınır tabakası kalınlığı ve akı ile birlikte üstel olarak artmakta ve artan çözünmüş madde difüzyonu ile birlikte azalmaktadır. Konsantrasyon polarizasyonunun etkisini azaltmak için uygulanabilecek en basit metot, membran yatay hızının artırılmasıdır.

Konsantrasyon polarizasyonunun oluşturduğu en büyük sorun, membranda tıkanmaya neden olmasıdır. Membran proses tipine bağlı olarak konsantrasyon polarizasyonunun etkisi değişmektedir.

Tablo 5.2'de, basınç sürücü kuvvetli membran proseslerdeki konsantrasyon polarizasyonunun etkisi görülmektedir. Konsantrasyon polarizasyonunu azaltmak ve kütle transferini artırmak için çeşitli metodlar denenmiştir. Tablo 5.3'te, membran yüzeyinde konsantrasyon polarizasyonunu azaltmak için uygulanan metotlar verilmiştir.

Kütle transfer katsayısı (k) değeri, hidrodinamik etkilere bağlı olarak değişmektedir. Kütle transfer katsayısı (k), Sherwood sayısına (Sh) bağlı olarak yazılırsa (Mulder, 1996),

$$Sh = \frac{k.d_h}{D} = a.Re^b .Sc^c \left(\frac{d_h}{L}\right)^d \quad (5.17)$$

ifadesi elde edilmektedir. Burada, Re Reynolds sayısı, Sc , Schmidt sayısı ve a , b , c ve d katsayıları göstermektedir. Reynolds sayısı ve Schmidt sayısı (Mulder, 1996),

$$\text{Reynold sayısı: } Re = \frac{\rho.d_h.v}{\mu} \quad (5.18)$$

$$\text{Schmidt sayısı: } Sc = \frac{\mu}{\rho \cdot D} \quad (5.19)$$

ile ifade edilmektedir. Burada, ρ , özgül ağırlığı, d_h , hidrolik yarıçapı, μ , dinamik viskoziteyi, v , yatay akış hızını ve D , difüzyon katsayısını ifade etmektedir. Dairesel boru tipinde akış olan membran tertip tarzlarında (içi boşluklu fiber, kapiler veya tübüler membran tertip tarzları) hidrolik yarıçap (Mulder, 1996).

Tablo 5.2 Membran proseslerde konsantrasyon polarizasyonunun etkisi (Scott, 1995)

Membran Ayrımı	Etki	Faktörler
MF ve UF	Kuvvetli	Düşük k ve yüksek J değerleri (C_m 'nin büyük olduğunu göstermektedir)
NF ve TO	Orta	Yüksek k ve düşük J değerleri (Orta büyüklükte C_m değerleri vermektedir)

$$d_h = 4 \cdot \frac{A}{\zeta} = 4 \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4} = D \quad (5.20)$$

ve dikdörtgen şeklinde akışı olan membran tertip tarzları (düz levha) için hidrolik yarıçap (h , yükseklik ve w , genişlik),

$$d_h = 4 \cdot \frac{w \cdot h}{2 \cdot (w + h)} = \frac{2 \cdot w \cdot h}{(w + h)} \quad (5.21)$$

Tablo 5.3 Membran yüzeyinde konsantrasyon polarizasyonunu azaltmak için uygulanan metotlar (Scott, 1995)

Metod	Etki
İyi bir ön arıtma	Su kalitesi iyileştiği için konsantrasyon polarizasyonu etkisi azalır
Yatay hızın artırılması	Konsantrasyon polarizasyonu etkisi azalır
Türbülans oluşturuvcu etkenler yerleştirmek	Basınç azalması yüksek olabilir
Akım kararsızlıkları	Şaşırtıcılar ile akım değiştirmek, vorteks oluşturmak
Aşırı ses dalgaları	Aşırı ses dalgaları membran yüzeyinde kavitasyona sebep olur. Kompleks modül tasarımı meydana getirir
Elektriksel yük	Elektrik alanları, makro moleküllerin yüklerini etkiler
Kimyasal metodlar	Membran yüzeyinde yük değişiklikleri meydana getirir

ile hesaplanmaktadır. Denklemlerden görüleceği üzere, kütle transfer katsayısı k , yatay akış hızına, difüzyon katsayısına, akışkan özelliklerine ve modül özelliklerine bağlı olarak değişmektedir (Mulder, 1996).

$$k = f(v, D, \rho, kanal \text{ özellikleri}) \quad (5.22)$$

Kütle transfer katsayısı (k) için değişik amprik ifadeler geliştirilmiştir. Bu amprik ifadeler, Tablo 5.4'te verilmiştir.

Flemmer ve diğ. (1982), kütle transfer katsayısını hesaplayabilmek için,

$$J = k \cdot \ln\left(\frac{C_m}{C_b}\right) = \alpha \cdot C_b^\beta \cdot Q^\gamma \cdot \ln\left(\frac{C_m}{C_b}\right) \quad (5.23)$$

şeklinde bir amprık ifade geliştirmişlerdir. Burada, C_m membran yüzeyindeki konsantrasyonu, C_b , çözeltideki konsantrasyonu, Q , debiyi, J , akıyı ve α , β ve γ deneysel olarak elde edilen neticeleri belirtmektedir. Ayrıca ilave olarak, tüp ve kanal şeklindeki akışlar için geliştirilmiş k değerleri Tablo 5.5'te verilmiştir.

5.2.1. Konsantrasyon Polarizasyonunu Etkileyen Parametreler

Konsantrasyon polarizasyonunu etkileyen en önemli parametreler, sınır tabakası kalınlığı, yüzeydeki yapısal özellikler, akı ve çözünmüş maddelerin difüzyon katsayısıdır (Şekil 5.5). Dört parametreden en kolay değişim gösteren, sınır tabakası kalınlığıdır. Sınır tabakası kalınlığı düştükçe konsantrasyon polarizasyonu modülde üssel olarak düşmektedir. Konsantrasyon polarizasyonunu azaltmanın bir diğer en bilinen yöntemi membran yüzeyindeki türbülansı arttırmaktır. Türbülansı arttırmak için akış hızı artırılabilir. Ayrıca, membran yüzeyinde boşluk oluşturular koyarak yüzeydeki akış düzeni bozulup türbülans artırılabilir (Baker, 2004).

Kütle transfer katsayısı, k , sistemin hidrodinamik performansı ile karakterize edilmektedir. Kütle transfer katsayısı, akım şartları (hız, viskozite, yoğunluk ve difüzyon katsayısı) ve modül geometrisi ile çok ilişkilidir. Birçok membran tertip tarzında, türbülans artırıcılar mevcuttur. Buna en güzel örnek, spiral sargılı membranlarda görülen ve iki membranı ayırmak için kullanılan boşluk oluşturuculardır. Boşluk oluşturucuların, konsantrasyon polarizasyonunu azaltmaları gibi faydaları yanında, basınç azaltmaları ve buna bağlı olarak enerji ihtiyacını arttırmaları gibi zararları da vardır. Tipik bir boşluk oluşturucuya ait şematik şekiller Şekil 5.6'da verilmiştir (Mulder, 1996).

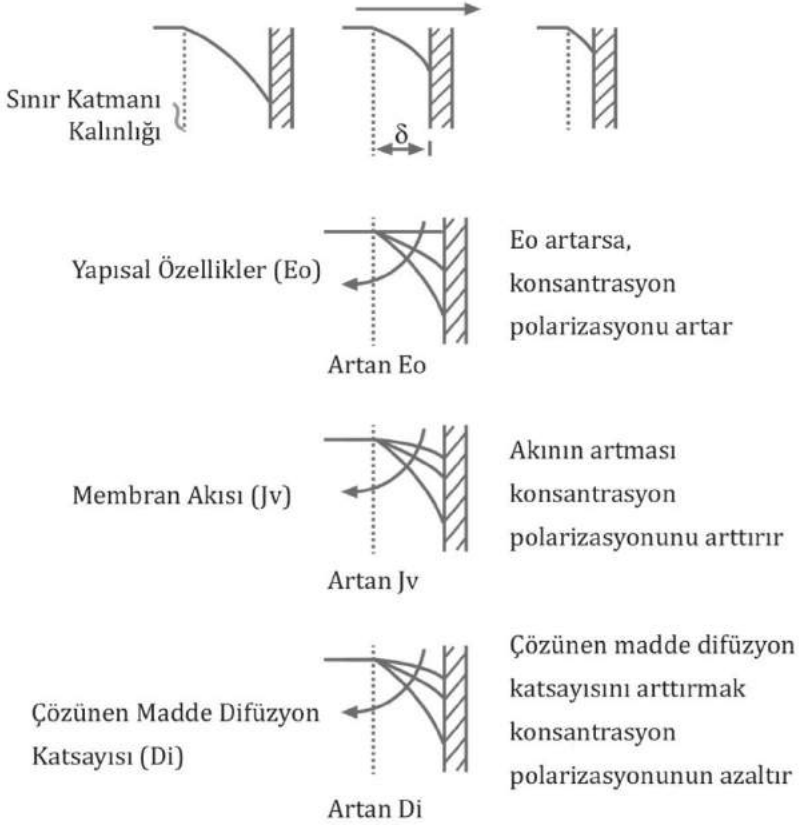
Tablo 5.4 Kütle transfer katsayısı (k) için geliştirilmiş amprik ifadeler (Gekas ve Hallström, 1987)

Denklem	Geçerlilik Şartı
$Sh = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Sc^{0,33}$	$Re > 10^5$
$Sh = 0,34 \cdot Re^{0,75} \cdot Sc^{0,33}$	$10^4 < Re < 10^5$
$Sh = 0,021 \cdot Re^{0,80} \cdot Sc^{0,60}$	$0,5 < Sc < 5$
$Sh = 0,082 \cdot Re^{0,69} \cdot Sc^{0,33}$	-
$Sh = 0,023 \cdot Re^{0,875} \cdot Sc^{0,25}$	$300 < Sc < 700$
$Sh = 0,0149 \cdot Re^{0,88} \cdot Sc^{0,33}$	$Sc > 100$
$Sh = \frac{9}{14,5 \cdot (2 \cdot \sqrt{3}) \cdot \pi} Re \sqrt{f} \cdot Sc^{0,33}$	Yüksek Sc sayıları
$Sh = 0,107 \cdot Re^{0,90} \cdot Sc^{0,50}$	$0,5 < Sc < 10$
$Sh = 0,102 \cdot Re^{0,90} \cdot Sc^{0,33}$	$Sc > 1000$
$Sh = 0,0177 \cdot Re^{0,875} \cdot Sc^{0,296}$	$Re > 2300$ ve $Sc > 2000$
$Sh = 0,0177 \cdot Re^{0,875} \cdot Sc^{0,296} \left(\frac{Re - 1000}{Re} \right)$	$2300 < Re < 10^4$ ve $Sc < 2000$
$Sh = 0,023 \cdot Re^{0,83} \cdot Sc^{0,44}$	$0,6 < Sc < 2,5$
$Sh = 0,0096 \cdot Re^{0,931} \cdot Sc^{0,346}$	$10000 < Re < 100000$ $430 < Sc < 100000$

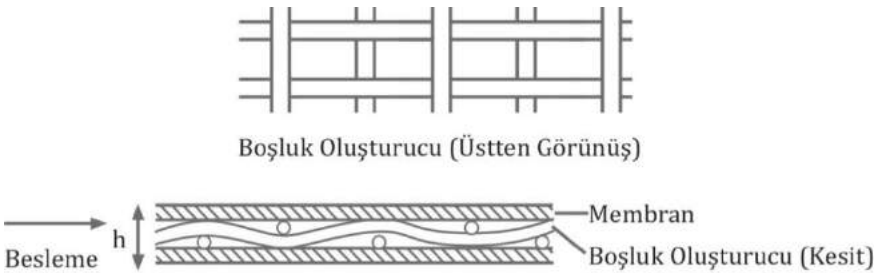
Tablo 5.5 Değişik akım şartlarındaki k değerleri

Akım tipi	Laminer	Türbülanslı
Tüp	$Sh = \frac{k \cdot d_h}{D} = 1,62 \cdot (Re \cdot Sc \cdot d_h / L)^{0,33}$	$Sh = \frac{k \cdot d_h}{D} = 0,04 \cdot Re^{0,75} \cdot Sc^{0,33}$
Kanal	$Sh = \frac{k \cdot d_h}{D} = 1,85 \cdot (Re \cdot Sc \cdot d_h / L)^{0,33}$	$Sh = \frac{k \cdot d_h}{D} = 0,04 \cdot Re^{0,75} \cdot Sc^{0,33}$

Türbülansı arttırmak konsantrasyon polirzasyonu oluşmasını azaltır ve önler



Şekil 5.5 Konsantrasyon polarizasyonunu etkileyen parametreler (Baker, 2004)

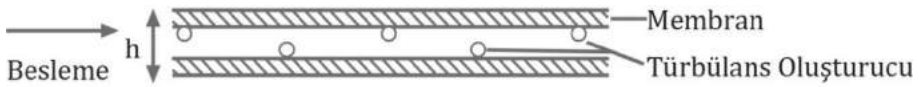


Şekil 5.6 Boşluk oluşturucu şematik şekli (Mulder, 1996)

Düz levha şeklinde membran tertip tarzlarında kullanılan boşluk oluşturucu için kütle transfer katsayısının belirlenmesi için, Şekil 5.7'de verilen şartlar geçerli olmak üzere,

$$Sh = \frac{k.d_h}{D} = 1,9 . Re^{0,50} . Sc^{0,33} \left(\frac{h}{\Delta l} \right)^{0,5} \quad (5.24)$$

ifadesi geliştirilmiştir. Bu türbülans oluşturucular, özellikle laminar akım şartlarında etkilidirler ($Re < 2000$).



Şekil 5.7 Türbülans oluşturucular için şematik şekil (Mulder, 1996)

Membranın yapısal özellikleri (E_0) de konsantrasyon polarizasyonunu etkileyen parametrelerdendir. Eğer bir membran seçici değilse $E_0=1$ 'dir. Membrandan geçen birleşiklerin konsantrasyonu değişmediği için sınır tabakasında konsantrasyon polarizasyonu oluşmamaktadır. Geçirgenlik değerleri arasındaki fark arttıkça konsantrasyon gradyanı büyümektedir.

Membran boyunca geçen toplam akım hacminin artması da konsantrasyon polarizasyonunu arttırmaktadır. Bu sebeple, spiral sargılı ters osmoz membran modülleri düşük akılarda çalıştırılmaktadır. Yüksek akılarda çalıştırıldığında bu modüllerde oluşan konsantrasyon polarizasyonu, tuz iyonlarının düşük miktarlarda giderilmesine ve çökelek oluşumuna sebebiyet vermektedir. Bir diğer parametre, çözünen madde difüzyonu ile alakalıdır. Ultrafiltrasyon membranlarının giderdiği moleküllerin difüzyon katsayıları, ters osmoz membranlarına göre 100 kat daha azdır. Bu durum, UF modüllerinin TO modüllerine göre konsantrasyon polarizasyonundan neden daha çok etkilendiğini göstermektedir (Baker, 2004).

5.2.2. Konsantrasyon Polarizasyonuna Bağlı Olarak Basınç Değişimi

Bir sıvı, bir boru veya kanalda akıyorsa, duvar cidarındaki sürtünmeden dolayı bir basınç azalması görülmektedir. Türbülans artırıcıların veya boşluk oluşturucuların kullanılması, sürtünmeyi ve dolayısıyla basınç azalmasını arttırmaktadır. Sürtünme faktörü için,

$$f = \frac{A}{\text{Re}^n} \quad (5.25)$$

ifadesi geliştirilmiştir. Değişik akım şartları için bulunan sürtünme faktörleri Tablo 5.6'da verilmiştir.

Tablo 5.6 Değişik akım şartları için sürtünme faktörleri

Akım tipi	Kanal	Tüp
Laminer	$f = 24. \text{Re}^{-1}$	$f = 16. \text{Re}^{-1}$
Türbülanslı	$f = 0,133. \text{Re}^{-0,25}$	$f = 0,079. \text{Re}^{-0,25}$

Tablo 5.6'dan da görüleceği üzere, sürtünme faktörü, kanal ve tüpler için birbirine oldukça yakındır. Basınç azalması için Fanning denklemleri geliştirilmiştir. Bu denklem,

$$\Delta P = 0,5 \cdot f \cdot \rho \cdot v^2 \cdot \frac{C \cdot L}{A} \quad (5.26)$$

şeklinde olup burada, L, tüp uzunluğunu, ρ , sıvının yoğunluğunu, v, akım hızını, f, sürtünme faktörünü, C, çevreyi ve A, ise alanı göstermektedir. Sürtünme kaybı ifadesinden görüleceği üzere, türbülanslı akımlardaki basınç azalması akım hızı ile daha fazla ilişkilidir. Boşluk oluşturucu veya türbülans artırıcıların yerleştirilmesi, sürtünme kaybını ve basınç azalmasını daha da fazla artırmaktadır. Böyle durumda, basınç azalması, boşluk oluşturucunun tipine de bağlı olarak değişmektedir. Şekil 5.6'daki boşluk oluşturucu için

$$\Delta P = 20 \left(\frac{h}{\Delta l} \right)^{0,4} \cdot \text{Re}^{-0,5} \cdot \frac{L}{h} \cdot 0,5 \cdot \rho \cdot v^2 \quad (5.27)$$

basınç azalması ifadesi geliştirilmiştir.

5.2.3. Konsantrasyon Polarizasyonuna Bağlı Olarak Akı Değişimleri

Genellikle, basınç sürücülü membranlarda membrana doğru saf suyun akışı, uygulanan basınç ile doğru orantılıdır. Burada, R_m membran direncini göstermektedir. R_m değeri çözeltinin tipi veya basınca göre değişmemektedir. Basınç ve akı arasındaki değişim, Şekil 5.8'de gösterilmiştir.

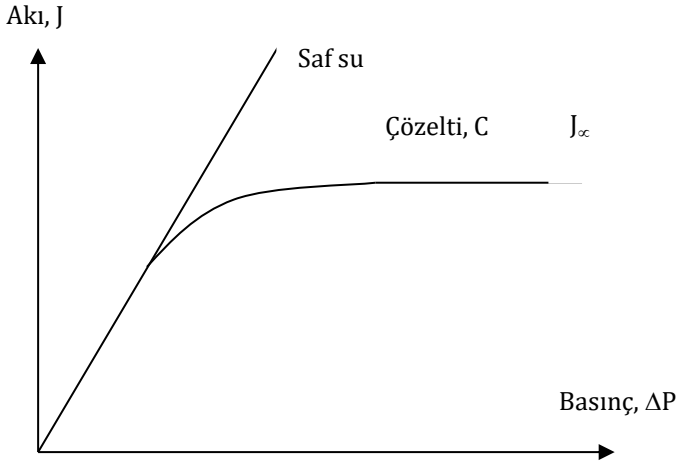
$$J = \frac{\Delta P}{\mu \cdot R_m}$$

Çözünmüş madde bulunan bir çözeltinin membran sisteminde değişik basınçlarda süzülmesi sırasında, basınç arttıkça akı da artmaktadır. Fakat belli bir süre sonra, akıdaki artış azalır ve akı basınçtan bağımsız hale gelmektedir. Bu akı değeri, limit akı (J_∞) değeri olarak adlandırılmaktadır. Çözeltinin konsantrasyonu artırılırsa ve kütle transfer katsayısı ve membran yüzeyindeki konsantrasyon sabit tutulursa, limit akı değeri azalmaktadır. Bununla birlikte, sabit konsantrasyonda kütle transfer katsayısı artırılırsa, limit akı değeri artmaktadır (Şekil 5.9). Akının lineer artışının olduğu bölge basınç kontrollü bölge, akı artışının basınçtan bağımsız olduğu ikinci kısım ise kütle transfer kontrollü bölge olarak adlandırılmaktadır (Şekil 5.10).

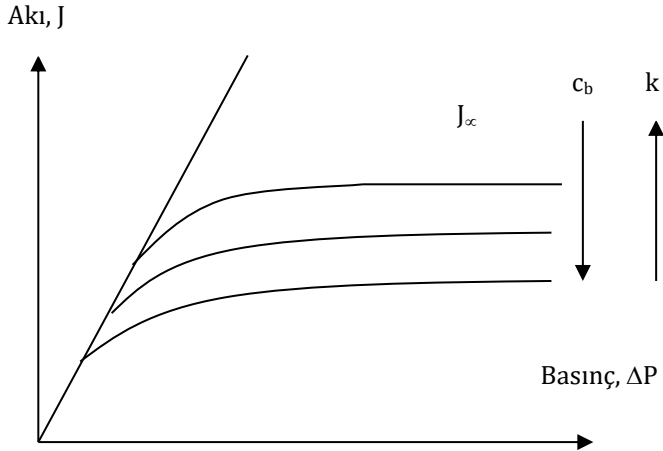
5.3. Membran Tıkanması

Membran yüzeyinde veya içerisinde gözeneklerin tıkanması veya daraltılması aracılığıyla partiküllerin veya diğer kirleticilerin birikmesi,

membran geçirgenliğinin azalmasına sebep olmaktadır (Şekil 5.11). Membran geçirimliliğinin azalmasına bağlı olarak meydana gelen akıdaki azalma, membran tesislerinin maliyetini etkilemektedir. Bundan dolayı, membran tesisleri boyutlandırılırken akıda zamanla meydana gelen azalma gözönüne alınmalıdır.

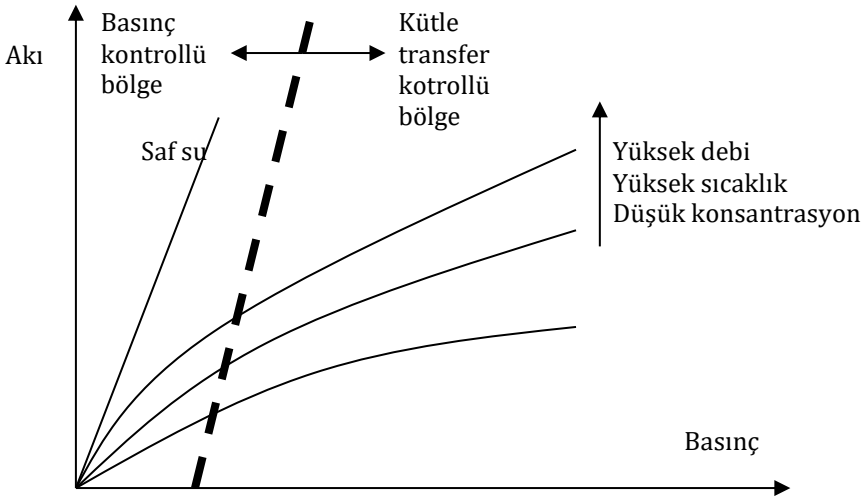


Şekil 5.8 Basınç ve akı arasındaki değişim

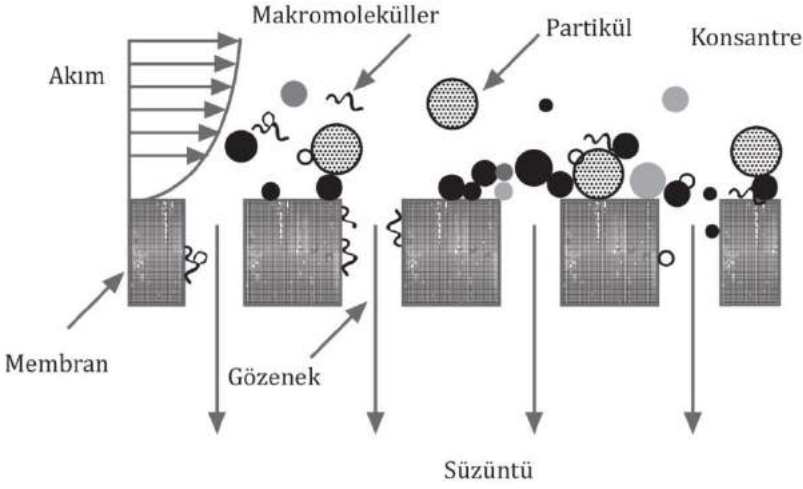


Şekil 5.9 Değişik çözelti konsantrasyonu ve kütle transfer katsayısı için basınca bağlı olarak akıdaki değişim (Mulder, 1996)

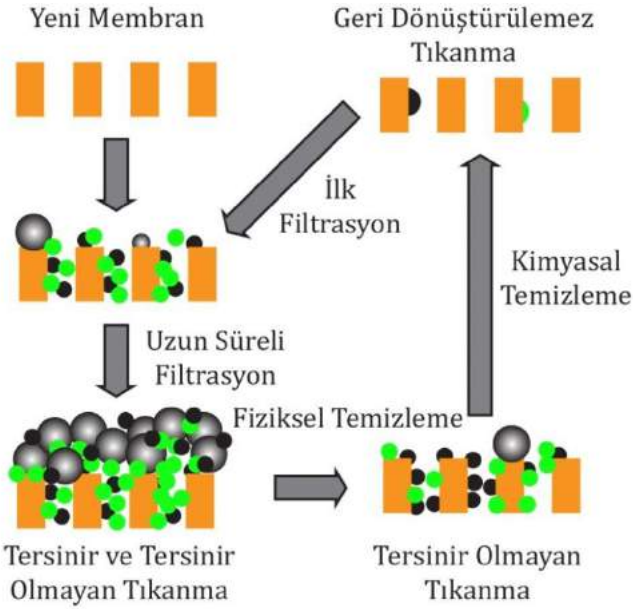
Membran yüzeyinde meydana gelen birikmenin karakteristiği ve yeri, zamanla azalan akının tekrar geri kazanılması açısından önem taşımaktadır. Membranda meydana gelen bu performans azalmasına, membranın tıkanması adı verilmektedir.. Membran tıkanması 3 farklı şekilde açıklanabilir (Şekil 5.12). Bunlar, tersinir tersinir olmayan ve geri dönüştürülemez membran tıkanmasıdır. Tersinir tıkanmada kirleticiler membran yüzeyine serbestçe yapışmıştır ve fiziksel bir yıkama ile giderilebilir. Tersinir olmayan tıkanmada ise gözenek tıkanması ve kirleticilerin yüzeye sıkıca bağlanması sonucu oluşur ve kimyasal temizleme ile giderilebilir. Geri dönüştürülemez tıkanmada ise kimyasal temizleme de dahil herhangi bir şekilde tıkanma giderilemez (Meng ve diğ., 2009). Fiziksel temizleme sonucunda artan akı miktarı tersinir olan tıkanma, fiziksel temizleme ile artan akı değeri ile ilk başlangıçtaki akı değeri arasındaki fark ise tersinir olmayan tıkanma olarak adlandırılmaktadır. Konsantrasyon polarizasyonu ile akı değerindeki azalma, tersinir tıkanma sonucu oluşmaktadır (Şekil 5.13). Sistem durdurulup tekrar başlatıldığında, ilk akı değerinden tekrar başlayabilmektedir. Ayrıca, kararlı hale geldikten sonra akıda herhangi bir azalma görülmemektedir. Fakat, pratikte kek karakterindeki değişime bağlı olarak bir miktar azalma görülebilir.



Şekil 5.10 Basınç ve kütle transfer kontrollü bölgeler (Mulder, 1996)

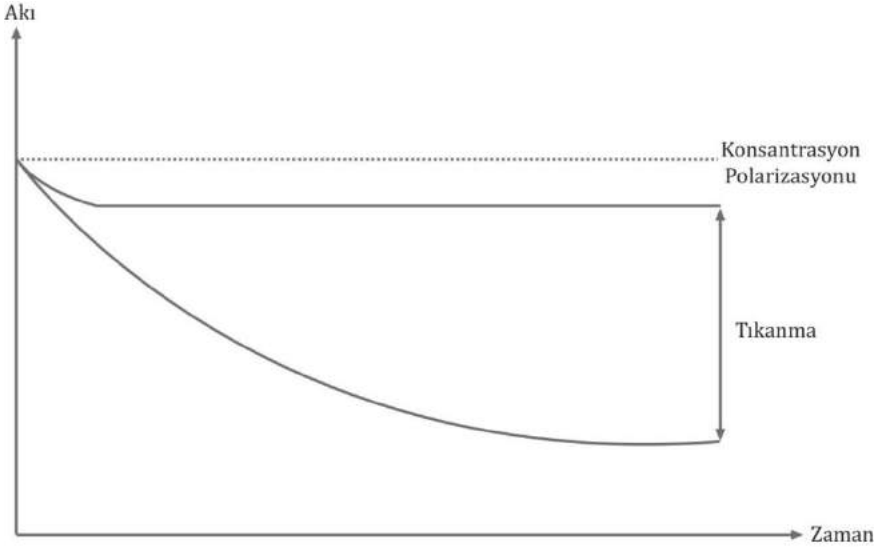


Şekil 5.11 Membran yüzeyinde partiküllerin birikmesi ve tıkanma (Wiesner ve Aptel, 1996)



● Çamur Flokları ● Kolloidler ● Çözünen Maddeler

Şekil 5.12 Tersinir, tersinir olmayan ve geri dönüştürülemez tıkanma (Meng ve diğ., 2009)

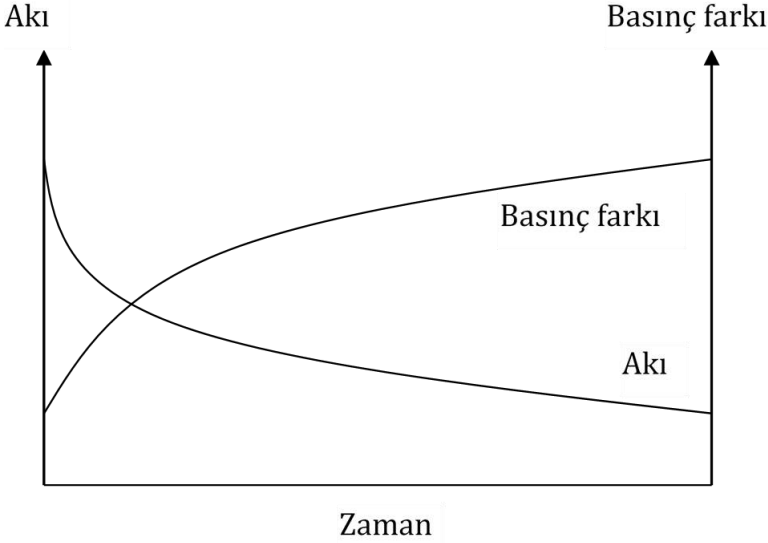


Şekil 5.13 Konsantrasyon polarizasyonu ile oluşan tıkanma (Mulder, 1996)

Membran tıkanması, akıdaki azalma kadar, basınç farkında meydana gelen artış ile de kolaylıkla fark edilebilmektedir. Zamanla akı miktarında azalma meydana geldikçe, basınç farkında da bir artma meydana gelmektedir (Şekil 5.14). Membranda meydana gelen tıkanmanın bir diğer göstergesi de, giderme verimini etkilemesidir. Bazı durumlarda, giderme verimi artabilir, bazı durumlarda ise azalabilir (Wiesner ve Aptel, 1996).

Membranda tıkanmaya sebep olan organik maddelerin moleküler ağırlıkları, fonksiyonları ve uygunlukları, tıkanma açısından büyük rol oynamaktadır. Eğer bir çözelti organik madde içeriyorsa, hidrofilik membranlar, hidrofobik membranlara göre tıkanmaya daha az meyillidirler (Lâiné ve diğ., 1989). Çözünmüş organik maddeyi daha fazla hidrofobik olmaya iten sebeplerin olduğu durumlarda, adsorptif tıkanma artmaktadır (Lahoussine-Turcaud ve diğ., 1990). Örneğin, kalsiyum iyonları ve diğer bazı protonlar, doğal organik maddenin (DOM), bazı yüklerini nötralize etmekte ve bu durum, DOM'un hidrofobik özelliğini artırmaktadır. Yüksek kalsiyum konsantrasyonu ve

düşük pH değerleri, DOM tarafından meydana gelen tıkanmayı artırmaktadır.



Şekil 5.14 Akıdaki azalma ile birlikte basınç farkında meydana gelen artış

Membran yüzeyindeki yüksek organik madde konsantrasyonları, membrana doğru organik madde adsorplanmasını ve DOM jel tabakasının membran yüzeyine çökmesini artırmakta ve böylelikle membrandan akı geçişini kısıtlamaktadır. Bundan dolayı, adsorptif tıkanma membran yüzeyindeki kütle transferi ve akışkan akımı ile ilişkilidir. Bazen, adsorptif tıkanma, aşamalı bir proses olsa da, bazı durumlarda çok çabuk meydana gelmekte ve membranı hemen tıkayabilmektedir (Wiesner ve Aptel, 1996). Membran proseslerde tıkanmayı etkileyen bazı kirletici örnekleri Tablo 5.7’de verilmiştir. Membranlarda tıkanmaya sebep olan ana mekanizmalar aşağıdaki gibidir (Goosen ve diğ., 2004):

Adsorpsiyon: Membran malzemesi ile çözünen maddeler arasındaki etkileşim veya kimyasal ilişki sonucu meydana gelmektedir. Membran yüzeyinde ya da membran gözenekleri içerisinde gerçekleşebilir.

Gözenek tıkanması: Çözünen maddelerin membran gözenekleri içerisine girmesiyle meydana gelmektedir.

Jel oluşumu: Bazı makromoleküller, membran yüzeyinin hemen üstünde jel katmanı oluşmasına sebep olabilir. Bu mekanizma, çözeltide protein olduğu zaman sıklıkla görülmektedir.

Biyotıkanma: Membran yüzeyine bakterilerin yapışıp üremesiyle meydana gelmektedir. Ayrıca, bakterilerin hücre dışı polimerik maddeler (EPS) salgılamasıyla birlikte biyofilm oluşması gözlenmektedir.

Tablo 5.7 Membran proseslerde etkili olan kirleticiler ve tıkanma çeşitleri (Field, 2010)

Kirleticiler	Tıkanma çeşitleri
Büyük askıda katı maddeler	Giriş çözeltisinde bulunan ya da konsantrasyon polarizasyonu sonucu ortaya çıkmış parçacıklar modül kanallarını tıkayabilir. Aynı zamanda yüzeyde kek tabakası oluşmasına sebep olabilir
Küçük koloidal maddeler	Koloidal parçacıklar tıkanma katmanı oluşturabilir
Makromoleküller	Membranda jel veya kek oluşumuna sebep olurlar
Küçük moleküller	Bazı küçük organik moleküller polimerik membranlarla güçlü etkileşim kurma eğilimindedir. Örneğin propilen glikol gibi köpük oluşumunu önleyici maddeler fermentasyon sırasında polimerik membranlara yapışır
Proteinler	Membranların yüzeyindeki gözeneklerle etkileşim içerisindedir
Çökelek oluşturan kimyasal reaksiyonlar	Konsantrasyon artışı ya da pH değişimleri tuz ve hidroksitlerin çökmesine sebep olabilir
Biyolojik	Membran yüzeyinde bakteri büyümesi veya hücre dışı polimerik maddelerin oluşması

5.3.1. Membran Tıkanmasına Bağlı Akı/Zaman Değişimleri

Kek tabakası oluşumu, konsantrasyon polarizasyonu, adsorpsiyon ve gözeneklerin bloklanması gibi etkenlerden dolayı oluşan kirlenme sonucu, akı zamanla azalmaktadır. Akının zamana karşı değişiminin tahmin edilmesi zor olduğu için yarı amprik denklemler ortaya konmuştur (Herma, 1982). Bu denklemler,

$$\frac{d^2t}{dV^2} = k\left(\frac{dt}{dV}\right)^n \quad (5.28)$$

ifadesinden yola çıkartılarak geliştirilmiştir. Burada, n , bir katsayı olup, baskın kirlenmeye göre değişmektedir. n değeri, elde ettiğimiz akı değeri ile zaman arasındaki ilişkiden yola çıkılarak elde edilen formülasyondan hesap edilmektedir.

Burada, $n=2$ olması durumunda, partiküller membran gözeneklerini kapatmakta, fakat bir kek tabakası oluşumu meydana gelmemektedir. Bu tam bloklama modeli olarak adlandırılmaktadır. Diğer taraftan, standart bloklama modeli ile partiküllerin membran gözeneklerinin içerisine girip tıkanması söz konusudur. Bu durumda, $n=1,5$ ile ifade edilmektedir. Orta bloklama modelinde ($n=1$) ise partiküllerden biri diğerinin üzerinde birikebilir. Fakat ayrı bir kek direnci oluşmamaktadır. Son olarak, $n=0$ olması halinde, kek oluşumu söz konusudur (Briao ve Tavares, 2012).

Denklem 5.28'in $n=0$ için integrasyonu sonucu (kek tabakası oluşumu),

$$\frac{t}{V} = kV + \frac{1}{J_0} \quad (5.29)$$

denklemini elde edilir. Burada, J_0 ilk akı değerini ifade etmektedir. Ayrıca, bu denklemde k , spesifik kek direnci ile doğru orantılıdır.

$$k = \frac{\mu \hat{R}_c \phi_{bulk}}{2A^2 \phi_{cake} \Delta P} \quad (5.30)$$

\hat{R}_c , spesifik kek direnci, her bir birim kek kalınlığında sabit olmak üzere, kek direnci,

$$R_c = \hat{R}_c \delta_c(t) \quad (5.31)$$

ile gösterilmekte ve kek kalınlığı $\delta_c(t)$, zamanla değişmektedir.

Hermia (1982) tarafından geliştirilen denklemler, dik akışlı filtrasyon için geçerli olup, yatay akışlı filtrasyonda kullanılmamaktadır. Yatay akışlı veya dik akışlı filtrasyon için olan ve adsorptif, kek oluşumu, gözenek bloklama ve konsantrasyon polarizasyonu hallerinden birini temsil eden daha genel ifadeler de geliştirilmiştir (Briao ve Tavares, 2012). Bu denklemler, her bir direncin zamanla değiştiği göz önüne alınarak çıkartılmıştır. Örneğin, membran ilk olarak kullanılmaya başlandığında konsantrasyon polarizasyonu ve kek dirençleri sıfırdır. Akı, sadece membran direnci ile sınırlandırılmıştır. Hemen belli bir miktar konsantrasyon polarizasyonu oluşmakta, partiküllerin membran üzerinde birikmesi ise zaman almaktadır. Belli bir süre sonra, birikme arttıkça kek direnci de oluşmaktadır (R_c). Membran direnci zamanla sabit ise \hat{R}_c , hesaplanabilmektedir. Kek sıkışması, partiküllerin yer değiştirmesi ve küçük partiküllerin filtreden süzülmesi gibi birçok faktör, spesifik kek direncinin zamanla değişmesine sebep olabilmektedir. Bununla birlikte, spesifik kek direnci \hat{R}_c sabit ise kek direncindeki artış, kek kalınlığına bağlı olmaktadır. Kek kalınlığındaki artış, kirleticilerin membrana doğru taşınma hızı ile orantılıdır. Bununla birlikte, kek kalınlığı artarken, membrandan geriye doğru taşınım da artmaktadır. Bundan dolayı, kek kalınlığı ile orantılı olarak kekten bir miktar kayıp olduğu varsayılmıştır. Bu varsayımlar, membran kalınlığının zamanla değişimini ifade eden (Wiesner ve Aptel, 1996),

$$\frac{\partial \delta_c}{\partial t} = k_1 J - k_2 \delta_c \quad (5.32)$$

denklemleri ile ifade edilmiştir. Burada k_1 , membrana doğru kek oluşma hızını tariflemekte olup, artan konsantrasyon ile artmaktadır. Teorik değerlendirmelere göre, k_1 , kaldırma kuvvetinin etkisi ile artan yatacak akış hızı ve partikül çapı ile azalmaktadır (Altena ve Belfort, 1984). Geri transfer katsayısı k_2 , difüzyon ile membrandan geri dönüş katsayısını ifade etmektedir. Dik akışlı filtrasyonda, k_2 , değeri sıfır veya çok yakındır (Wiesner ve Aptel, 1996). Sabit basınç azalması ve sabit kek drencinde, akının zamanla azalması için,

$$\frac{\partial J}{\partial t} = \frac{-J\hat{R}_c(k_1J - k_2\delta_c)}{R_m + \hat{R}_c\delta_c} \quad (5.33)$$

denklemleri yazılabilmektedir. Kek oluşumunun ilk aşamasında, membrana doğru kirletici transferi, membrandan ters yöndeki difüzyon ile taşınımından büyük olmaktadır ($k_1J \gg k_2\delta_c$). Bu durumda, membran direnci, kek direncinden büyük olmaktadır ($R_m \gg \hat{R}_c\delta_c$). Bu şartlar altında, akının zamana bağlı olarak değişimi için (Wiesner ve Aptel, 1996),

$$\frac{\partial J}{\partial t} = -k_3J^2 \quad (5.34)$$

ifadesi bulunmaktadır. Burada, $k_3^* = k_1/R_m$ olmaktadır. $1/J$ ile t arasındaki lineer doğrunun eğimi, k_3^* 'ü vermektedir. Kek oluşumu meydana geldikçe ve kek kalınlığı arttıkça, kek direnci membran direncinden daha baskın hale gelmektedir ($\hat{R}_c\delta_c \gg R_m$). Bu durumda kek, filtrasyonda esas kontrol edici faktör olmaktadır. Bu durumda akının zamanla değişimi için,

$$\frac{\partial J}{\partial t} = -k_3 * \frac{R_c}{\Delta P} J^3 \quad (5.35)$$

ifadesi elde edilmektedir. Bu durumda, $1/J^2$ ile t arasında lineer bir ilişki vardır (Wiesner ve Aptel, 1996). Akı azalmasında etkin olan konsantrasyon polarizasyonu, membran gözeneklerinin bloklanması ve

adsorpsiyon gibi diğer faktörler içinde benzer terimler çıkartılabilmektedir. Bu terimlerin bazıları Tablo 5.8'de özetlenmiştir.

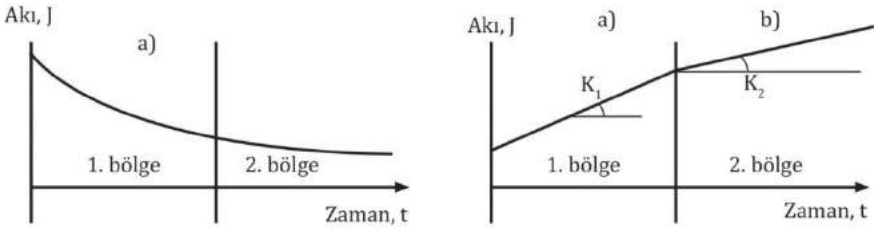
Tablo 5.8 Akı azalması için çıkartılmış kinetik ifadeler (Wiesner ve Aptel, 1996)

Akı azalmasının sebebi	Akı denklemini	Akı denkleminin lineer hali
Kek oluşumu Membran sınırlamalı akı	$J = \frac{J_o}{1 + J_o Kt}$	$\frac{1}{J} = \frac{1}{J_o} + Kt$
Kek sınırlamalı akı	$J^2 = \frac{J_o^2}{1 + J_o^2 Kt}$	$\frac{1}{J^2} = \frac{1}{J_o^2} + Kt$
Konsantrasyon polarizasyonu	$J = J_{SS} + B \exp(-Kt)$	$\ln(J - J_{SS}) = \ln B - Kt$
Adsorptif gözenek tıkanması	$J = J_{SS} + B \exp(-Kt)$	$\ln(J - J_{SS}) = \ln B - Kt$
Gözenek bloklama	$J = J_o \exp(-Kt)$	$\ln\left(\frac{J}{J_o}\right) = -Kt$

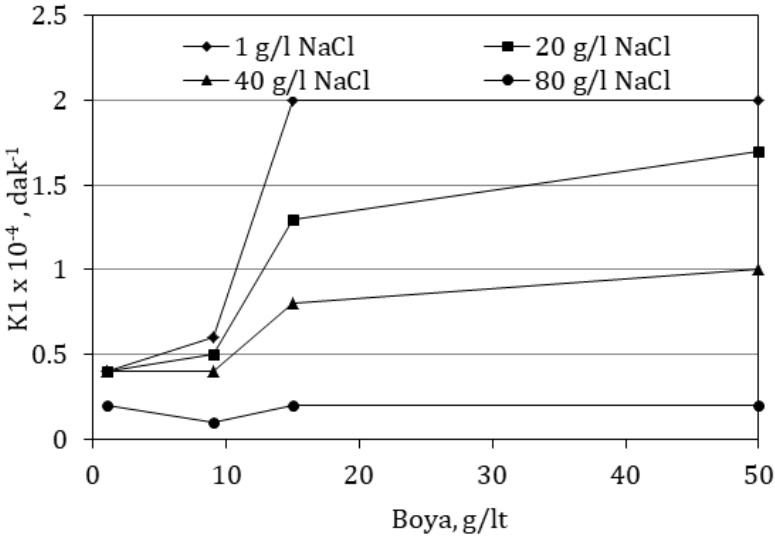
J_{SS} = Kararlı haldeki akı değeri

Bu terimlerdeki k değeri, akının azalma hızı oranını ifade etmektedir. Burada, deneysel çalışma sonucu elde edilen akı-zaman değerleri, veri uydurma ile yukarıdaki denklemlerden hangisine uyduğu araştırılmaya çalışılır. Elde edilen denklem kullanılarak, membranın hangi oranda tıkanacağı gibi geleceğe yönelik tahminler yapmada kullanılır. Ayrıca, membranın yıkama sıklığı, tıkanmanın türü (tersinir veya tersinir olmayan) gibi konularda fikir vermektedir. Tablo 5.8'de verilen $1/J$ ve $1/J^2$ 'nin zamanla değişimi lineer olmaktadır. Bununla birlikte, yapılan bir çalışmada, lineer doğruların birden fazla eğime sahip oldukları görülmüştür (Şekil 5.15) (Koyuncu ve diğ., 2004). Burada, iki veya üç tane farklı lineer bölge bulunabilmektedir. Bu durum, kek oluşum hızı katsayısının zaman içerisinde farklı olduğunu göstermektedir. 1. bölge,

kek oluşumunu ifade ederken, ikinci bölge kek karakteristiklerindeki değişimi ifade etmektedir (Pillay ve Buckley, 1992). Değişik konsantrasyonlardaki reaktif siyah 5 boya türü ve NaCl karışımları ile yapılan çalışmalarda, elde edilen K_1 değerlerinin, boya konsantrasyonuna göre değişimi, Şekil 5.16'da verilmiştir. Buna göre, 9 ile 15 g/l boya konsantrasyonu arasında, K değerinde artış olmasının nedeni, bu aralıktaki kek oluşumunun hızlanmasıdır (Koyuncu ve diğ., 2004).

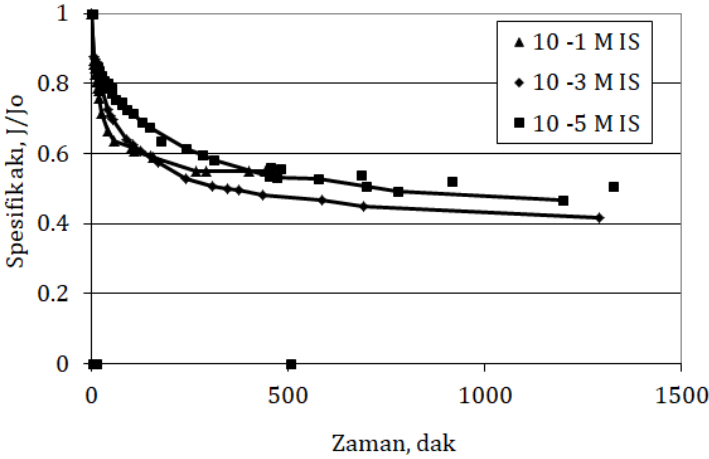


Şekil 5.15 İki aşamalı akı - zaman ilişkisi (Pillay ve Buckley, 1992)

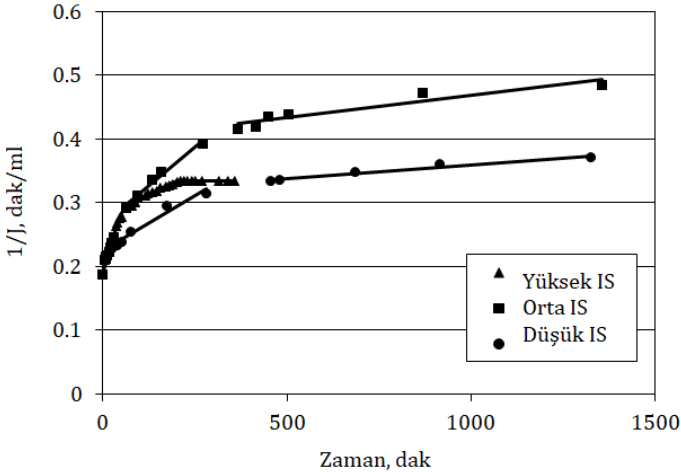


Şekil 5.16 Reaktif siyah 5 ve NaCl karışımları ile yapılan çalışmalarda elde edilen K_1 değerleri (Koyuncu ve diğ., 2004)

Üniform partiküller (110 nm latex) ile 10^{-1} , 10^{-3} ve 10^{-5} M KCl içeren çözeltiler ile yapılan bir çalışmada, akı değeri zamanla azalırken, $1/J$ değeri artmıştır. Bununla birlikte, bu artış sırasında değişik eğimleri olan lineer doğrular elde edilmiştir. Bu eğriler, Şekil 5.17 ve Şekil 5.18'de verilmiştir (Tarabara ve diğ., 2004).



Şekil 5.17 Akının zamana bağlı değişimi (Tarabara ve diğ., 2004)



Şekil 5.18 $1/J$ 'nin zaman bağı olarak değişimi (Yüksek IS, 10^{-1} M, Orta IS, 10^{-3} M ve Düşük IS, 10^{-5} M) (Tarabara ve diğ., 2004)

Yapılan bu deneysel çalışmada membran üzerinde oluşan kek tabakası özel bir kimyasal ile dondurulmuş ve çok düzgün bir şekilde en kesit olarak kesilmiştir. Elde edilen ve akıdaki değişime bağlı olarak değişik karakterde kek tabakası oluşumunu gösteren kek kesitleri, Şekil 5.19'da gösterilmiştir. Burada, membrana yakın kısmındaki kekin porozitesi daha düşük, yüzeydeki tabakanın porozitesi ise daha yüksektir. Kek tabakası belirli bir kalınlığa ulaştınca, partiküller arasındaki çift tabaka kırılmakta ve kek tabakasında göçmeler oluşmaktadır. Göçme sonrası, göçen tabakanın üzerine yeniden ikinci bir tabaka oluşmaya başlamaktadır. Bu şekilde alt ve üst tabaka arasında keskin keskin bir ayırım söz konusudur.

5.3.2. Çökeltmeli Tıkanma

Konsantrasyon polarizasyonu ve osmotik basınç farklılığının, membran üzerinde, dolaylı olarak üzere etkileri söz konusudur. Örneğin, membran üzerinde doğal organik madde konsantrasyonunun artması DOM'un membran üzerine adsorplanmasına sebep olmakta ve dolayısıyla jel tabakası oluşumuna yardımcı olmaktadır. Ayrıca, membran yüzeyinde inorganik madde konsantrasyonlarının artması sonucu, çözünürlük konsantrasyonlarının üzerine çıkılması, inorganik maddelerin membran üzerinde çökmesini meydana getirmektedir. Çökeltmeli tıkanma, özellikle nanofiltrasyon ve ters osmoz sistemlerinde çok büyük problem olarak karşımıza çıkmaktadır. Bu sistemlerde, genellikle çökeltmeli tıkanmayı meydana getiren kirleticiler, hidroksitler, karbonatlar ve sülfat ile beraber çökelebilen, kalsiyum, magnezyum ve demir'dir. Denge halinde çökelebilen bir tuz olarak $K_t An_x(\zeta)$ 'i düşünelim. Burada, K_t^{x+} , kation ve An^{y-} , anyon olsun. Burada, çözünürlük çarpımı K_C , iyonların aktiviteleri ile ilişkilidir.

$$K_{sp} = a_{ct}^x a_{An}^y \quad (5.36)$$

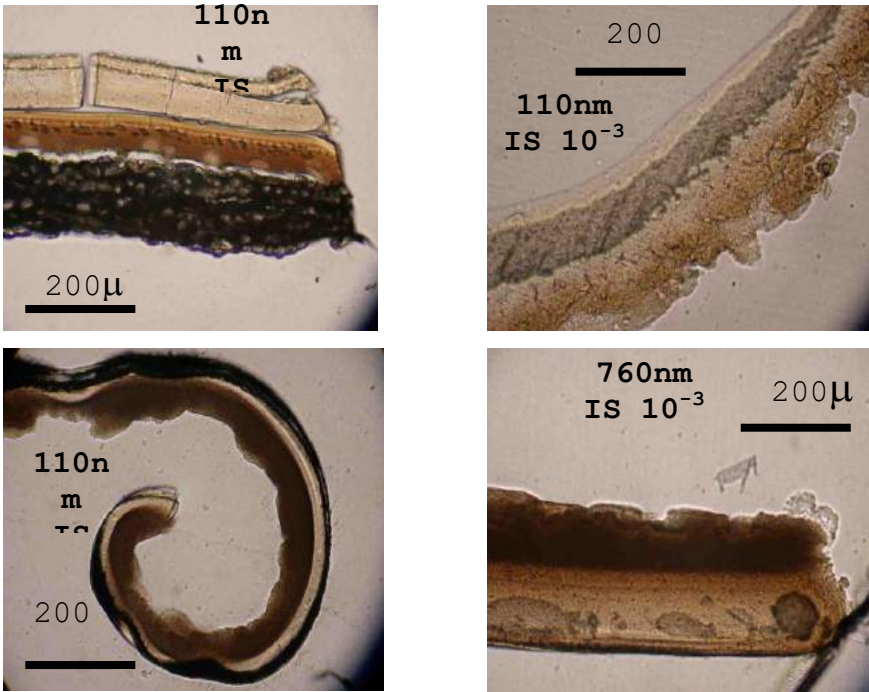
Örneğin, denge halinde ve 20°C sıcaklıkta, kalsiyum ve sülfat iyonlarının konsantrasyonları, $CaSO_4(k)$ çökmesi oluşturmak üzere yeterli ise

çökeltme meydana gelmektedir. $\text{CaSO}_4(k)$ için çözünürlük çarpımı yaklaşık olarak, $9,1 \times 10^{-6}$ 'dır. İyonların aktiviteleri, çözelti içerisindeki konsantrasyonları ile ilişkilidir. Membrana doğru konsantrasyon artmakta olup, geri kazanım ve giderme verimine bağlı olarak, membran üzerindeki konsantrasyon için,

$$c_c = c_f \frac{1-r(1-R)}{1-r} \quad (5.37)$$

ifadesi ortaya çıkmaktadır. Başka bir şekilde ise membran yüzeyindeki konsantrasyon polarizasyon faktörü (PF) ile ifade edilmektedir (Denklem 5.38).

$$c_m = c_c PF \quad (5.38)$$



Şekil 5.19 Değişik poroziteye sahip tabakalardan oluşmuş kek tabakaları (Tarabara ve diğ., 2004)

Polarizasyon faktörü geri kazanıma bağlı olarak,

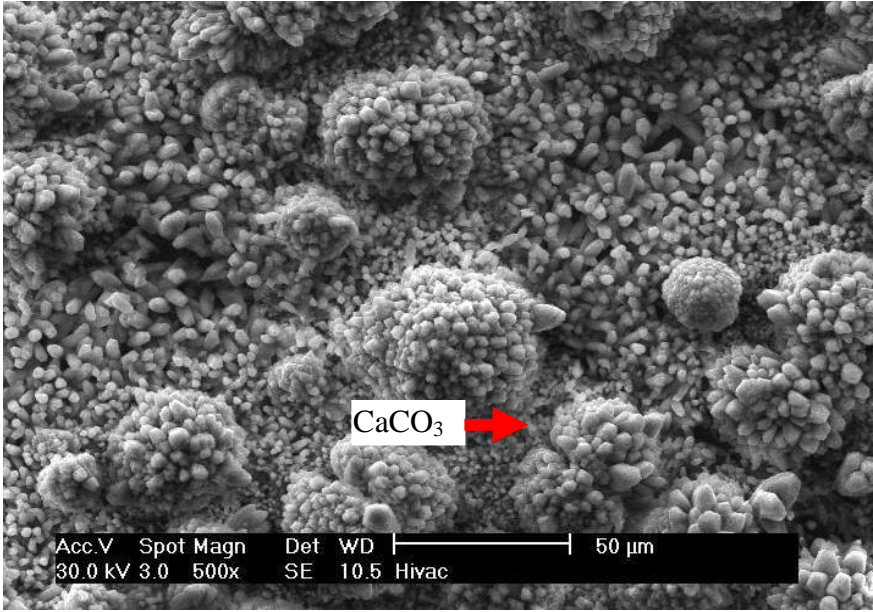
$$PF = \exp(K.r)$$

ifadesi ile tahmin edilmektedir. Burada, K, polarizasyon katsayısı olup, 0,6 ile 0,9 arasında değişmektedir. Dolayısıyla, iyonların membran üzerinde çökelek oluşturabilmeleri, geri kazanım ve giderme verimi ile doğrudan ilişkilidir. Çökelpenin oluşması için,

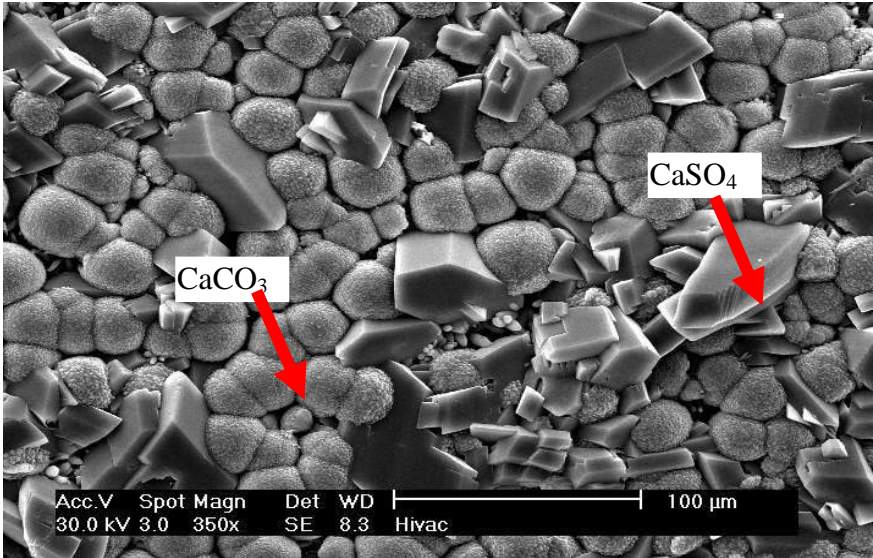
$$a_{Ct,duvar}^x \cdot a_{An,duvar}^y > K_{sp} \quad (5.39)$$

şartının sağlanması gerekmektedir. Ancak bu şekilde, membran üzerinde yeterli konsantrasyona ulaşıldıktan sonra, çökeltme meydana gelebilmektedir. Şekil 5.20, Şekil 5.21 ve Şekil 5.22'de, ön arıtması yapılmış bir ham suyun nanofiltrasyon ve ters ozmos membranları ile arıtılması sonucunda oluşmuş, $CaCO_3$ ve $CaSO_4$ partiküllerinin elektron mikroskop ile çekilmiş görüntüleri verilmiştir (Koyuncu ve Wiesner, 2007).

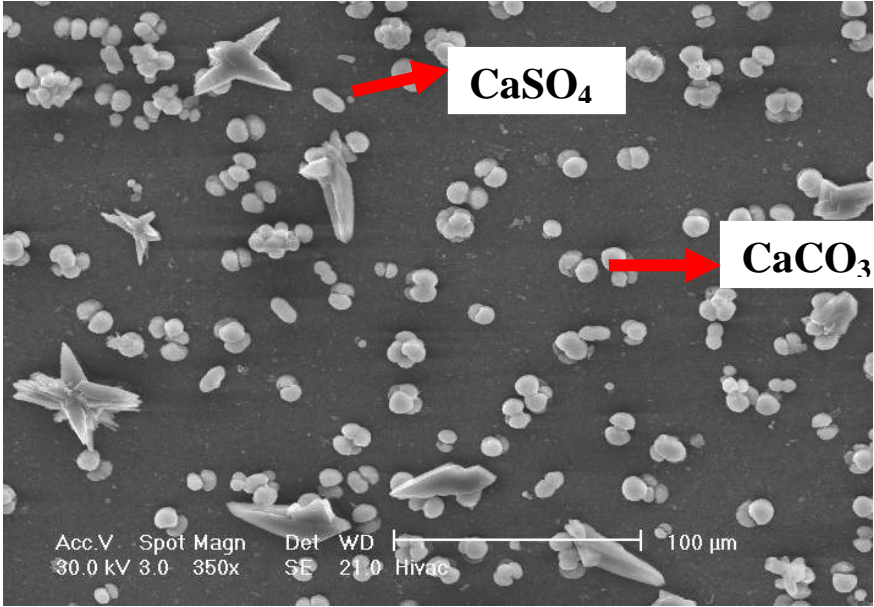
Membran yüzeyinde meydana gelen çökelpenin önlenmesi, ancak çökeltmeyi oluşturan anyon veya katyonlardan birisinin konsantrasyonunun azaltılması ile mümkündür. Asit ilavesi yapılarak metaller ile çökelebilen karbonat veya hidroksitlerin konsantrasyonu azaltılır. Ayrıca, membran öncesinde yumuşatma, çökeltme, iyon değiştirici gibi ön arıtma işlemleri de uygulanarak iyonların membrana girmeden konsantrasyonlarının azaltılması sağlanabilir. Bunun yanında, antiskalantlar ilave edilerek metaller ile kompleks oluşturmaları sağlanmakta ve bu şekilde anyonlar ile birleşerek çökeltme oluşturmaları önlenmektedir.



Şekil 5.20 Ters osmoz membranlarında oluşan CaCO_3 çökelmeleri (Koyuncu ve Wiesner, 2007)



Şekil 5.21 Ters osmoz membranlarında oluşan CaCO_3 ve CaSO_4 çökelmeleri (Koyuncu ve Wiesner, 2007)



Şekil 5.22 Nanofiltrasyon membranlarında oluşan CaCO_3 ve CaSO_4 çökelmeleri (Koyuncu ve Wiesner, 2007)

5.3.3. Kek Tabakası Oluşumu

Özellikle mikrofiltrasyon ve ultrafiltrasyon sistemlerinde görülen kek oluşumu, membran gözeneklerinin tıkanması ve adsorptif tıkanma gibi tıkanma türleri, akının azalmasındaki en önemli faktörlerdir. Kek tabakası oluşumunda, konsantrasyon polarizasyonunun önemi çok büyüktür. Kek tabakası, konsantrasyon artışı ile başlamakta ve belli bir seviyeye gelince, konsantrasyon polarizasyonunun etkisi ihmal edilebilir hale gelebilmektedir ($R_{cp} \ll R_c$). Kek direnci, R_c , spesifik kek direnci ve kek tabakası kalınlığının çarpımı ile bulunabilmektedir ($R_c = \hat{R}_c \cdot l$). Spesifik kek direncinin tahmini için Kozeny denklemi kullanılabilir. Buna göre, üniform partiküllerden oluşan bir kekin spesifik direnci için,

$$\hat{R}_c = \frac{180 (1-\varepsilon_c)^2}{d_p^2 \varepsilon_c^3} \quad (5.40)$$

ifadesi yazılabilmektedir. Burada, ε_c kek porozitesini, ve d_p , partikül çapını göstermektedir. Bu denkleme göre, partikül çapı azaldıkça, oluşan kekin direnci artmaktadır. NF ve TO sistemlerindeki membran direnci, oluşan kek direncine göre oldukça büyük olup, kek direnci ihmal edilebilecek mertebededir. Bununla birlikte, makromoleküllerin tutulduğu, UF ve MF tesislerinde, kek tabakası etkili olmaktadır. Bununla birlikte, MF ve UF için R_c değeri, R_m değerinden küçük olabilir. Kek tabakasının kalınlığı,

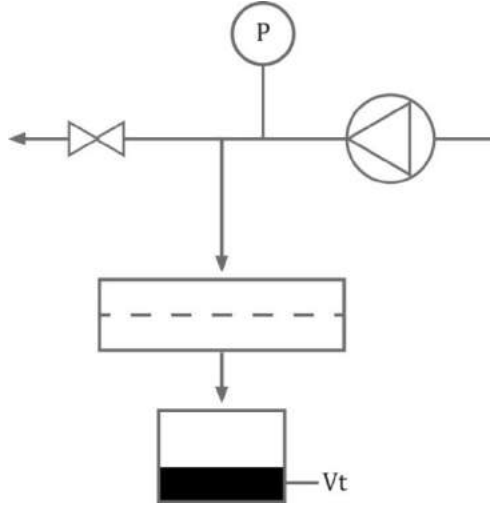
$$\lambda = \frac{m_s}{\rho_s \cdot (1 - \varepsilon) \cdot A} \quad (5.41)$$

ile hesaplanabilmektedir. Burada, m_s , kekin kütleli olarak ağırlığını, ρ_s , çözeltilinin yoğunluğunu ve A , membran alanını göstermektedir. Kekin ağırlığını tahmin etmek oldukça zordur.

5.3.4. Membran Tıkanmasının Tespiti

5.3.4.1. Tıkanma İndeksleri

Membranda meydana gelebilecek tıkanmanın ölçümü, kirlenme deneyleri yaparak mümkündür. Yapılan deney sonunda, kirlenme indeksleri çıkartılmaktadır. Deneyler dik akışlı filtrasyon olarak gerçekleştirilmektedir. Bunun için standart test aletleri kullanılmaktadır. Deneyler, 47 mm çapındaki 0,45 μm 'lik filtre ile 30 psi basınç altında gerçekleştirilmektedir. Kirlenme indeksinin belirlenmesi için kullanılan bir deney tesisine ait şematik şekil, Şekil 5.23'te verilmiştir.



Şekil 5.23 Kirlenme indeksinin belirlenmesi için kullanılan deney sistemi (Mulder, 1996)

Yaygın olarak kullanılan kirlenme indeksleri, kil yoğunluk indeksi (*Silt Density Index*) ve geliştirilmiş tıkanma indeksidir (*Modified Fouling Index*).

Kil Yoğunluk İndeksi (Silt Density Index-SDI)

Kil yoğunluk indeksinin belirlenmesi için,

$$SDI = \frac{(1-t_1/t_2) \times 100}{T_{15(5)}} (\% \text{ dk}^{-1}) \quad (5.42)$$

ifadesi kullanılmaktadır. Burada,

- $(1-t_1/t_2) \times 100$: % kirlenme derecesi,
 t_1 : V_1 hacminin (500 ml) filtrasyon süresi ($t_1 < t_2$),
 t_2 : V_2 hacminin (500 ml) filtrasyon süresi,
 $T_{15(5)}$: Filtre kekının formasyon süresini (ilk test başlangıcı ile son test başlangıcı arasında geçen zaman) (15 dk)

ifade etmektedir. Test şartları aşağıda verilmiştir:

$v_1 = v_2$ (iki test hacmi),

$v_{1,2} = 500$ ml ($T_{15} = 15$ dk),

$v_{1,2} = 100$ ml ($T_5 = 5$ dk),

Uygulanan basınç farkı, $\Delta p = 2$ bar (30 psi),

Gözenek çapı = $0,45 \mu\text{m}$,

Filtre alanı = 1350 mm^2

SDI indeksinin bazı mahsurları vardır. Bunlar, süspansiyon halindeki partiküllerin konsantrasyon etkisi ihmal edilmesi, bu indeksin dik akışlı filtrasyona göre çıkartılmış olması ve kirlenme üzerinde gerçek modüldeki akım şartlarının etkisinin gözönüne alınmamış olmasıdır. Buna rağmen kirlenme indeksi basitliği sebebiyle geniş ölçüde kullanılmaktadır. Maksimum müsaade edilebilir kirlenme indeksi değeri, spiral sargılı modüller için 5 ve içi boşluklu fiber modüller için ise 3'tür (Mulder, 1996).

Geliştirilmiş Tıkanma İndeksi (Modified Fouling Index-MFI)

Geliştirilmiş kirlenme indeksi (MFI), SDI için bahsedilen ve kirleticilerin konsantrasyonlarının etkisinin ihmal edilmesi mahsurunu ortadan kaldırmak üzere geliştirilmiştir. MFI'nin nasıl belirlenebileceği Şekil 5.24'te verilmiştir.

$$\frac{dV}{dt} = \frac{\Delta P}{\mu} \frac{A}{(R_m + R_c)} \quad (5.43)$$

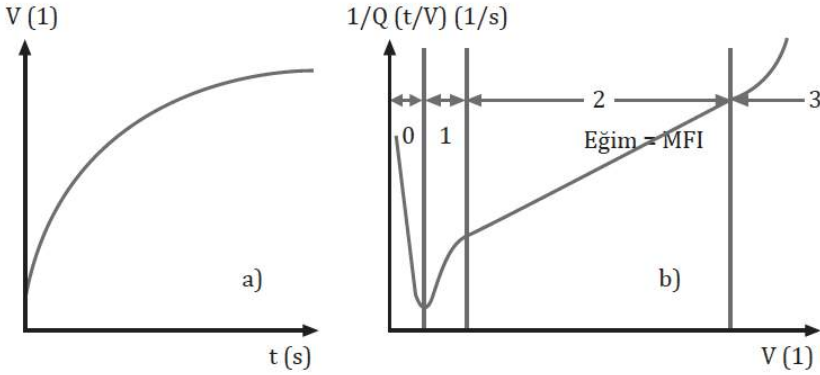
$$t = \frac{\mu.V.R_m}{\Delta P.A} + \frac{\mu.V^2.I}{2.\Delta P.A^2} \quad (5.44)$$

$$\frac{1}{Q} = \hat{a} + MFI.V \quad (5.45)$$

veya

$$\frac{t}{V} = \hat{a} + MFI.V \quad (5.46)$$

Burada, Q (lt/sn) debiyi, V (lt) hacmi, R_m membran direncini, R_c kek direncini, ΔP basınç farkını, μ viskoziteyi ve t zamanı göstermektedir (Taylor ve Jacobs, 1996). Şekil 5.24b'deki 2. bölgenin eğimi, MFI değerini vermektedir. 1. bölge, membran gözeneklerinin tıkanmaya başladığını, 2. bölge, kek oluşumunun başlamasını ve 3. bölge, kek tabakasının sıkışmaya başladığını göstermektedir. Ayrıca, çözeltinin kirlenme potansiyeli arttıkça, MFI değeri de artmaktadır (Şekil 5.25).



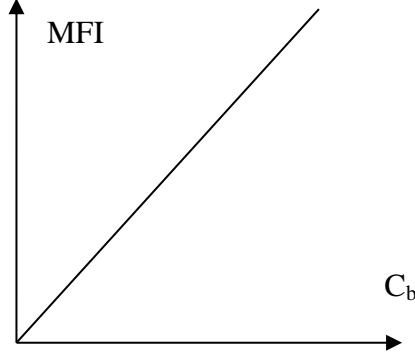
Şekil 5.24 MFI'nın belirlenmesi (Taylor and Jacobs, 1996)

SDI ve MFI indeksleri dışında olan ve membran tıkanması hakkında bilgi veren diğer indeksler, MFI-UF, Langlier doygunluk indeksi (LSI) ve Stiff ve Davies (S&DI) indeksleri olarak bilinmektedir.

MFI-UF: Bu yöntem 0,45 μm 'den küçük parçacıkların nanofiltrasyon ve ters osmoz membranlarını tıkanma olasılıklarını bulmak için geliştirilmiştir (Arnal ve diğ., 2011).

LSI: Özellikle düşük tuzlulukta sular için kullanılmakta olup, kalsiyum karbonat miktarını ve bu bileşiğin membranı ne olasılıkla tıkayacağını hesaplamak için geliştirilmiştir (Arnal ve diğ., 2011).

S&DI: LSI yöntemiyle benzerdir. Fakat, sıcaklığı ve iyonik gücü göz önüne aldığı için yüksek tuzluluktaki sular için kullanılmaktadır (Arnal ve diğ., 2011).



Şekil 5.25 Konsantrasyona bağlı olarak, MFI değerinin değişimi (Taylor ve Jacobs, 1996)

5.3.4.2 Membran Tıkanmasını Azaltmak İçin Uygulanan Metodlar

Membran tıkanmasını önlemek ve azaltmak için uygulanabilecek yöntemler, ön arıtma, işletme parametrelerinde yapılabilecek değişiklikler olarak düşünülebilir. Tıkanmanın önüne geçebilmek için iyi bir ön arıtma gereklidir. Bu sayede tersinir tıkanma periyodik olarak temizlenmiş olmaktadır. Eğer ön arıtma yeterli gelmezse kimyasal temizleme yapılarak membran performansının kötüleşmesinin önüne geçilebilmektedir. Bunun dışında sıcaklık, basınç ve yatay akış hızı gibi işletme parametreleri optimize edilerek tıkanmayı azaltmak için göz önünde bulundurulmalıdır (Arnal ve diğ., 2011).

5.3.4.3. Membran Tıkanması Karakterizasyonu (Membran Otopsis)

En etkin temizleme metodunu bulabilmek için membran tıkanmasına sebep olan kirletici karakteristiğini bilmek önemlidir. Kirleticileri

tanımlamak için uygulanabilecek en iyi yöntem çevrim dışı bir yöntem olan membran otopsisidir. Fakat bu yöntemde membran tekrar kullanılamaz hale gelir ve pahalı bir metottur. Bu sebeple membran otopsisine ancak membran performansı eski haline döndürülemeyecekse ya da kimyasal yıkama sonrası tekrar kullanılmayacak kadar zarar görmüşse başvurulmalıdır. Membran otopsisi yapılırken organik, inorganik ve biyolojik kirleticileri tanımlayabilmek için kullanılacak tekniklerin bir kısmı aşağıda listelenmiş, detaylı bilgi ise Bölüm 17’de verilmiştir. (Arnal ve diğ., 2011);

Taramalı elektron mikroskopu: Membran yüzeyinin resimlenmesi, inorganik kirleticilerin elementel olarak içeriklerinin bulunabilmesi için kullanılır.

Fourier dönüşümlü kızılötesi spektroskopisi (FTIR): Organik bileşikleri bulabilmek için kullanılır.

Enerji ayırmalı X-ray analizi (EDX): İnorganik bileşiklerin göstergesi olarak kullanılabilir.

Toplam doğrudan sayma: Membran yüzeyindeki ölü ve canlı hücreleri mikroskop yardımıyla sayma şeklinde uygulanır.

Hetetrofik besiyeri sayımı: Özel bir besiyeri içerisinde membran yüzeyinde oluşan biyofilmin alınıp büyütülmesiyle oluşan kolonilerde koloni oluşturma sayısının bulunması şeklinde uygulanır.

Adenozin trifosfat (ATP): Membran yüzeyindeki canlı hücrelerin miktarının hesaplanması için kullanılabilir.

Görsel izleme yöntemleri: Optik membran modülleri sayesinde membran yüzeyine yapışan bakterilerin görsel olarak izlenmesi mümkün olmaktadır.

Manyetik rezonans görüntüleme (MRI): Bu yöntem ters osmoz membranlarındaki biyofilm çalışmalarında kullanılmaktadır ve modül üzerindeki biyofilm oluşması ve buna bağlı olarak akıda meydana gelen değişimleri incelemeye yardımcı olmaktadır. Ayrıca kimyasal yıkama yapılmış membranlarda, membran temizlenmesinin etkinliğini ölçmek için de kullanılır (Arnal ve diğ., 2011).

Genelde tıkanmış membranın temizlenmesi için (Arnal ve diğ., 2011):

- Süzüntü akısındaki düşüşünün en az %10-15 oranında olması,
- %10-15 oranında süzüntüdeki çözünen madde konsantrasyonunun artmış olması,
- %15-20 oranında basınç artış görülmesi

gereklidir. Bu durumlar gerçekleştiğinde sistem performansını geri kazanabilmek adına membranların temizlenmesi gerekmektedir. Temizleme prosedürü de tamamiyle tıkanmanın çeşidine göre yapılmaktadır.

5.3.5. Membran Tıkanmasının Önlenmesi ve Azaltılması İçin Uygulanan Metotlar

5.3.5.1. Membranların Temizlenmesi

Membranları temizlemek için kullanılan yöntemler, fiziksel, kimyasal ya da fizikokimyasal olmaktadır. Pratikte membran temizlemesi için en çok yapılan yöntem, su ile ileri ve geri yıkama sonrası kimyasal temizleme uygulanmasıdır.

Fiziksel Temizleme Yöntemleri

Fiziksel temizleme yöntemlerinde amaç, membran yüzeyindeki kirlleticilerin mekanik olarak sıyırılmasıdır. Konvansiyonel fiziksel

yöntemler olarak, ileri-geri yıkama, geri yıkama, hava ile yıkama kullanılır. Konvansiyonel olmayan fiziksel yöntemler ise ses dalgası ve elektrik alan oluşturma yöntemleridir (Arnal ve diğ., 2011).

İleri-geri yıkama: İleri yıkamada, membran yüzeyindeki kirleticileri sıyrabilmek için modül girişinden konsantre tarafına doğru yüksek hızda membran yüzeyine su basılmaktadır. Geri yıkamada ise tam tersi yönde su basılarak membran yüzeyinin temizlenmesi amaçlanmaktadır. Bu yöntem, özellikle kolloidal parçacıkların membran yüzeyinden giderilmesinde yararlı olmaktadır.

Geri Yıkama: Bu yöntemde süzüntü suyu, besleme tarafına su geri basılarak gözenek temizlemesi yapılabilmektedir. Gözenekli membranlarda bu sayede gözenekler içten dışa doğru temizlenmiş olmaktadır. Süzüntü tarafına uygulanan basınç membran içindeki basınçtan daha yüksektir.

Hava ile yıkama: Hava ile sıyırma, tıkanmayı azaltmak amaçlı filtrasyonla eş zamanlı olarak ya da oluşan kalıntıları sıyırmak için periyodik olarak uygulanabilir. Yöntem, genellikle MF ve UF membranlarında uygulanmaktadır. Hatta, en iyi sonucu düz plaka ve tübüler membranlar verirken, içi boşluklu fiber ve spiral sargılı membranlarda verim daha azdır.

Ses dalgası oluşturma: Konvansiyel yöntemler arasına girmeyen bu yöntemde ses dalgaları kullanılmaktadır. Ses dalgası, 16 kHz ile 1019 kHz arasında oluşan frekanslara denmektedir. Ses dalgasının etkisi kavitasyon ile oluşmaktadır. Kavitasyon, sıvı içerisinde oluşan, büyüyen ve ardından patlayan, mekanik ve kimyasal etkisi olan baloncukların oluşmasını sağlanmaktadır. Oluşan bu kavitasyon baloncukları ise membran yüzeyindeki tıkanmayı azaltıcı etki göstermektedir. Ses dalgası ile temizlemenin başlıca üstünlükleri, membranların çalışırken temizlenebilir olması, herhangi bir ikincil kirleticinin kimyasal temizlemedeki gibi oluşmaması, ses dalgası ile temizleme sırasında üretilen hidrojen peroksit ve serbest hidroksil radikalleri sayesinde

içme suyu dağıtım sistemlerindeki dezenfeksiyon için kullanılan klor ihtiyacının azalması gösterilebilir. Sistemin henüz kendine büyük arıtma tesislerinde yer bulamamasının sebepleri olarak ise ses dalgası oluşturmanın maliyetinin yüksek oluşu gösterilebilir.

Elektriksel alan oluşturma: Elektriksel alan oluşturma hem membran tıkanmasını önleyici hem de ayırma prosesinin etkinliğini arttırıcı bir yöntem olarak düşünülmektedir. Membran yüzeyinde oluşturulan elektriksel alan, membran yüzeyinde bulunan parçacıkları kendine doğru çekmekte, yüzeyden kaldırmakta ve bu şekilde kirlilik membran yüzeyinden uzaklaştırılmaktadır. Ayrıca, konsantrasyon polarizasyonunu azaltmakta ve membran akısının artmasını sağlamaktadır. Uygulanan elektriksel alanının etkinliği beslemenin iletkenliğine, elektrotların yerleşimine ve kullanılan malzemeye göre değişmektedir. Bu yöntemle membranları temizlemenin üstünlüğü, sistemin durdurulmasına gerek kalmamasıdır. Ancak, mahsuru maliyetli oluşudur.

Kimyasal Temizleme Yöntemleri

Membran tıkanmasını kontrol etmek amacıyla kullanılan kimyasal temizleme yöntemleri, özellikle çökelek oluşumunu engelleme ve organik tıkanmanın geri yıkama ile temizlenemediği durumlarda kullanılmaktadır. Kimyasal yıkama, MF/UF membranlarda kullanıldığı gibi esas olarak NF/TO membranların temizlenmesinde tercih edilen bir yöntemdir. Kimyasal yıkamadaki esas amaç, sistemi transmembran basıncını eski haline geri getirebilmektir. Kimyasal yıkama sayesinde, tersinir olmayan tıkanmanın önüne bir miktar geçilebilir. Fakat, eninde sonunda geri dönüştürülemez tıkanma meydana gelebilir. Kimyasal yıkamada kritik husus, uygulanacak kimyasalın seçilmesidir. Piyasada birçok kimyasal bulunmakta ve her bir kimyasal belirli kirleticilere karşı etki göstermektedir. Örneğin, sitrik asit inorganik çökeleklerin çözünmesinde etkiliyken, kostik gibi kuvvetli bazlar organik kirleticilerin çözünmesinde etkilidir. Tıkanma genelde kompleks

kirleticiler yüzünden gerçekleştiğinden, tek bir kimyasal kullanımı yerine, birden fazla kimyasalın kullanımı göz önünde bulundurulmalıdır (Demir ve diğ., 2017; Membrane Filtration, 1999; Arnal ve diğ., 2011). Kimyasal temizlemede kullanılacak kimyasallar ve hangi kirleticiler üzerinde etkili oldukları Tablo 5.9'da verilmiştir.

Tablo 5.9 Tıkanma türüne göre kimyasal temizlemede kullanılan kimyasallar

Tıkanma türü	Kullanılacak kimyasal
Kolloidal	NaOH çözeltileri, kısıtlayıcı ve deterjanlar
Organik	NaOH çözeltileri, kısıtlayıcı ve deterjanlar
Metal oksitler	Düşük pH'da sitrik asit veya Sodyum ditiyonit ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$)
Silika	Yüksek pH'da NaOH çözeltileri
Karbonat çökelekleri (CaCO_3)	Sitrik asit veya düşük pH'da HCl
Sülfat çökelekleri (CaSO_4 , BaSO_4)	HCl çözeltileri veya EDTA gibi kompleks oluşturucu ajanlar
Biyofilm	NaOH çözeltileri, kısıtlayıcı ya da kompleks oluşturucu ajanlar, sürtüktenler ve dezenfektanlar

Kimyasal temizlemede membranlar, yerlerinden oynatılmadan temizlendiği için genelde yerinde temizleme (CIP) olarak bilinir. MF/UF membranlara kimyasal temizlik yaklaşık olarak 30 günde bir yapılırken, NF/TO sistemlerinde kimyasal temizleme periyodu 3 ay ile 1 yıl arasında değişebilmektedir.

5.3.5.2. Membran Tıkanmasının Azaltılması

Membran tıkanmasının azaltılması için ön arıtma yapılabilir, modül ve proses şartlarında değişikliğe gidilebilir veya membranın yapısal özellikleri değiştirilebilir.

Ön arıtma: Ön arıtma olarak; sıcaklık düzenleme, pH ayarı, kompleks yapıcı kimyasalların ilavesi (EDTA), klorlama, adsorpsiyon, pıhtılaştırma-yumaklaştırma-çöktürme ve bazı durumlarda

nanofiltrasyon ve ters osmoz öncesinde mikrofiltrasyon ve ultrafiltrasyon kullanılmaktadır (Mulder, 1996).

Membranın özellikleri: Membranın özelliklerinin değiştirilmesi, tıkanmayı azaltabilmektedir. Gözenekli membranlar, daha yoğun membran türlerine göre tıkanmaya daha hassastırlar. Membran yüzeyinin hidrofilik olması, hidrofobik membranlara göre daha az tıkanma eğilimi meydana getirirler. Bazı durumlarda, membran yüzeyinin yükünün değiştirilmesi tıkanmayı azaltmaktadır. Nanofiltrasyon membranları ile negatif yüklü kirleticileri uzaklaştırmak için negatif yüklü membranlar üretilmektedir. Diğer bir metot da, ön adsorplama yöntemidir. Membran yüzeyinin önceden, iyi bilinen ve gerektiğinde kolaylıkla membran üzerinden temizlenebilen bir kimyasalla adsorplama ile kaplanarak kirleticilerin bu kimyasal üzerinde birikmesini sağlamaktadır. Daha sonra, kirleticiler membran yüzeyinde biriktiğinde önceden adsorplanan kimyasal madde membran yüzeyinden temizlenerek diğer kirleticilerin de temizlenmesi sağlanmaktadır (Mulder, 1996).

Modül ve proses şartları: Tıkanma, konsantrasyon polarizasyonu azaltıldığı takdirde azalmaktadır. Konsantrasyon polarizasyonun azaltılması için, kütle transfer katsayısının azaltılması gerekmektedir. Bunun için, düşük akı değerleri veya yüksek yatay hız değerleri uygulamak gerekmektedir. Ayrıca, değişik şekillerde türbülans artırıcıların kullanılması, konsantrasyon polarizasyonunu azaltmaktadır (Mulder, 1996).

5.4. Örnek Uygulamalar

Örnek 5.1:

Moleküler ağırlığı 342 g/lit olan %5'lik sakkaroz, tübüler nanofiltrasyon membranları ile konsantre edilmektedir. Tübüler membran iç çapı 6 mm'dir. Membranda tüm sakkarozlar tutulmaktadır. %5'lik konsantrasyonda, 20°C sıcaklıkta, 20 bar basınç altında, 0,5 m/sn yatay hız için akı değeri 33,5 lt/m².st, 4,5 m/sn yatay akış hızı için ise 48,9 lt/m².st bulunmuştur ($\rho=10^3$ kg/m³, $\mu=1 \times 10^{-3}$ Pa.sn, $a=0,005$, $b=1,1$, $D_{sak}= 4,2 \times 10^{-10}$ m²/sn).

- Konsantrasyon modülünü her iki akım için hesaplayınız?
- 10 bar'daki akıyı hesaplayınız.

Cevap 5.1:

- Konsantrasyon polarizasyonu modülü,

$$\frac{C_m}{C_b} = \exp\left(\frac{J}{k}\right)$$

ile hesaplanmaktadır. İlk olarak akımın laminar veya türbülanslı olup olmadığının belirlenmesi gerekmektedir.

$v=0,5$ m/sn için Reynolds sayısı,

$$Re = \frac{\rho \cdot d_h \cdot v}{\mu} = \frac{10^3 (kg / m^3) \times 0,5 (m / sn) \times 6 \times 10^{-3} (m)}{1,2 \times 10^{-3} (Pa.s \text{ veya } kg.m.s / s^2.m^2)} = 2500$$

$v=4,5$ m/sn için ise $Re=22500$ bulunmaktadır. Her iki akım rejimi de türbülanslı rejimdir. Dolayısıyla, k değerini hesaplamak için,

$$k = \frac{D}{d_h} \times 0,04 \times \text{Re}^{0,75} \times \text{Sc}^{0,33}$$

ifadesi kullanılabilir. Schmit sayısı,

$$\text{Sc} = \frac{\mu}{\rho \cdot D} = \frac{1,1 \times 10^{-3} (\text{kg} / \text{m} \cdot \text{s})}{10^3 (\text{kg} / \text{m}^3) \times 4,2 \times 10^{-10} (\text{m}^2 / \text{s})} = 2619$$

bulunmaktadır. $v=0,5$ m/sn için kütle transfer katsayısı, k ,

$$k = \frac{4,2 \times 10^{-10}}{6 \times 10^{-3}} \times 0,04 \times 2500^{0,75} \times 2619^{0,33} = 1,3 \times 10^{-5} \text{ m} / \text{sn}$$

ve $v=4,5$ m/sn için k değeri ise $k=6,9 \times 10^{-5}$ m/sn bulunmaktadır. Buna göre konsantrasyon polarizasyonu modülü $v=0,5$ m/sn için,

$$\frac{C_m}{C_b} = \exp\left(\frac{J}{k}\right) = \exp\left(\frac{9,3 \times 10^{-6}}{1,3 \times 10^{-5}}\right) = 2,0$$

ve $v=4,5$ m/sn için ise $\frac{C_m}{C_b} = 1,2$ bulunmaktadır.

b) 10 bar'daki akı değeri,

$$J = L_p \cdot (\Delta P - \Delta \pi)$$

formülü ile hesaplanabilmektedir. Öncelikle, L_p değerinin belirlenmesi gerekmektedir. Bunun için 20 bar basınç için elde edilen akı değeri kullanılacaktır. $v=0,5$ m/sn için osmotik basınç hesaplanırsa,

$$\Delta \pi = a \cdot c^b = 0,05 \times 100^{1,1} = 7,9 \text{ bar}$$

$v=4,5$ m/sn için ise, $\Delta\pi = 4,5$ bar bulunmaktadır. Buradan L_p değeri,

$$L_p = \frac{J}{\Delta P - \Delta\pi} = \frac{38,3(\text{lt} / \text{m}^2 \cdot \text{st})}{20 - 7,9(\text{bar})} = 3,16 \text{ lt} / \text{m}^2 \cdot \text{st} \cdot \text{bar}$$

olarak bulunmaktadır. 10 bar için akı değeri hesaplanırsa,

$$v = 0,5 \text{ m/sn için } J = L_p \cdot (\Delta P - \Delta\pi) = 3,16 \cdot (10 - 7,9) = 6,64 \text{ lt} / \text{m}^2 \cdot \text{st}$$

$$v = 4,5 \text{ m/sn için } J = L_p \cdot (\Delta P - \Delta\pi) = 3,16 \cdot (10 - 4,5) = 17,38 \text{ lt} / \text{m}^2 \cdot \text{st}$$

olarak bulunmaktadır.

Örnek 5.2:

Sütün ultrafiltrasyon ile arıtılması gerçekleştirilmektedir. Sütün sıcaklığı, 50°C 'dir. Yoğunluk, $\rho=1,03$ g/m³, viskozite, $\mu=8 \times 10^{-3}$, Difüzyon katsayısı, $D=7 \times 10^{-7}$ cm²/sn, sütün konsantrasyonu, $c_b=\%3,1$ ve $c_g=\%22$. Aşağıda tabloda verilen özelliklere göre tübüler ve içi boşluklu membran tertip tarzları için akı değerini hesaplayınız?

	İnce boşluklu fiber	Tübüler
Çap, cm	0,11	1,25
Uzunluk, cm	63,5	240
Tüp veya fiber sayısı, n	660	18
Debi, lt/dk	38	265
Basınç azalması, kg/cm ²	0,9	2

Cevap 5.2:

İçi boşluklu fiber modül için,

$$v = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} x d^2 x n} = \frac{38000 / 60}{\frac{\pi}{4} x (0,11)^2 x 660} = 100 \text{ cm / sn}$$

$$\text{Re} = \frac{d.v.\rho}{\mu} = \frac{0,11 x 100 x 1,03}{0,008} = 1416$$

$$\text{Sc} = \frac{\mu}{\rho.D} = \frac{0,008}{1,03 x 7.10^{-7}} = 1,11 x 10^4$$

Reynolds sayısına göre laminer akım şartları geçerlidir. Buna göre Sherwood sayısı için,

$$\text{Sh} = 1,86 x (\text{Re})^{0,33} x (\text{Sc})^{0,33} x \left(\frac{d_h}{L} \right)^{0,33}$$

$$\text{Sh} = 1,86 x (1416)^{0,33} x (1,11 x 10^4)^{0,33} x (0,11 / 63,5)^{0,33} = 54,08$$

$$\text{Sh} = \frac{k.d_h}{D} \text{ veya } k = \text{Sh} \cdot \frac{D}{d_h} = 54,08 x \frac{7.10^{-7}}{0,11} = 3,44 x 10^{-4} \text{ cm}^2 / \text{cm} / \text{sn} = 12,39 \text{ lt} / \text{m}^2 . \text{st}$$

Buna göre akı değeri,

$$J = k \cdot \ln \frac{c_g}{c_b} = 12,39 x \ln \frac{22}{3,1} = 24,3 \text{ lt} / \text{m}^2 . \text{st} \text{ olarak bulunur.}$$

Tübüler modül için ise

$$v = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} x d^2 x n} = \frac{265000 / 60}{\frac{\pi}{4} x (1,25)^2 x 18} = 200 \text{ cm / sn}$$

$$\text{Re} = \frac{d.v.\rho}{\mu} = \frac{1,25 x 200 x 1,03}{0,008} = 32188$$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho \cdot D} = \frac{0,008}{1,03 \times 7.10^{-7}} = 1,11 \times 10^4$$

Reynolds sayısına göre türbülanslı akım şartları geçerlidir. Buna göre Sherwood sayısı için,

$$Sh = 0,023 \times (Re)^{0,80} \times (Sc)^{0,33}$$

$$Sh = 0,023 \times (32188)^{0,80} \times (1,11 \times 10^4)^{0,33} = 2002$$

$$Sh = \frac{k \cdot d_h}{D} \quad \text{veya} \quad k = Sh \cdot \frac{D}{d_h} = 2002 \times \frac{7.10^{-7}}{1,25} = 1,12 \times 10^3 \text{ cm}^2 / \text{cm} / \text{sn} = 40,37 \text{ lt} / \text{m}^2 \cdot \text{st}$$

değeri bulunur. Buna göre akı değeri,

$$J = k \cdot \ln \frac{c_g}{c_b} = 40,37 \times \ln \frac{22}{3,1} = 78,7 \text{ lt} / \text{m}^2 \cdot \text{st}$$

olarak bulunur.

Örnek 5.3:

Besleme suyu olarak yeraltı suyunun kullanıldığı bir tesiste, spiral sargılı nanofiltrasyon membranları ile iki değerlikli iyonlar %90 oranında giderilebilmektedir. Bu işletme şartlarında, polarizasyon faktörü, K, sıfır olarak tahmin edilmiştir. Diğer elektrolitlerin etkisi ihmal edildiği takdirde, herhangi bir ön arıtma uygulamaksızın ve çökeltme meydana gelmeksizin uygulanabilecek maksimum geri kazanım oranı, r, nedir ($Ca^{2+} = 3 \times 10^{-3} \text{ M}$ ve $SO_4^{2-} = 2,5 \times 10^{-4} \text{ M}$) ($CaSO_4 \cdot 2H_2O$ için çözünürlük çarpımı, $K_f = 2,5 \times 10^{-5}$)

Cevap 5.3:

Membran yüzeyinde, konsantrasyon polarizasyonundan dolayı, iyonların konsantrasyonlarının arttığını biliyoruz. Bundan dolayı, membran yüzeyindeki konsantrasyonları kullanarak, limit şartlardaki konsantrasyonlarda çalışılacaktır. Çökme olmaması için membran yüzeyindeki konsantrasyonlar çarpımı, çözünürlük çarpımını aşmamalıdır.

$$[Ca^{2+}]_w \cdot [SO_4^{2-}]_w \leq 2,5 \times 10^{-5}$$

Membran yüzeyindeki konsantrasyonlar, her bir iyonun konsantre akımındaki konsantrasyonunu, polarizasyon faktörü ile çarparak bulabiliriz. Buna göre,

$$(PF)[Ca^{2+}] \cdot (PF)[SO_4^{2-}] = (\exp(0,8 r))^2 [Ca^{2+}] \cdot [SO_4^{2-}] \leq 2,5 \times 10^{-5}$$

ifadesi elde edilmektedir.

Konsantre akımındaki konsantrasyonlar ise geri kazanım ve giderme veriminin bir fonksiyonudur. Buna göre besleme konsantrasyonları cinsinden yazarsak,

$$(\exp(0,8 \cdot r))^2 \cdot \left\{ \frac{1 - r(1 - R)^2}{(1 - r)} \right\} \cdot [Ca^{2+}]_b \cdot [SO_4^{2-}]_b \leq 2,5 \times 10^{-5}$$

ve tekrar düzenlersek,

$$\begin{aligned} (\exp(0,8r))^2 \cdot \left\{ \frac{1 - r(1 - R)^2}{(1 - r)} \right\} &\leq \frac{2,5 \times 10^{-5}}{[Ca^{2+}]_b \cdot [SO_4^{2-}]_b} \\ &= \frac{2,5 \times 10^5}{(3 \times 10^{-3})(2,5 \times 10^{-4})} = 33,33 \end{aligned}$$

$$(\exp(0,8r)) \cdot \left\{ \frac{1 - r(1 - R)^2}{(1 - r)} \right\} \leq 5,77$$

bulunur. $R=0,90$ olduğu durumda, iterasyon yolu ile uygulanabilececek maksimum geri kazanım oranı,

$$r_{\max} = 0,71$$

olarak bulunmaktadır.

Örnek 5.4:

Bir ultrafiltrasyon membranının saf su için 3 bar basınç altındaki akı değeri, $210 \text{ lt/m}^2 \cdot \text{st}$ 'dir. Yağ ve sudan oluşan bir çözelti, 4,5 bar basınç altında konsantre edilirse, kek tabakası oluşumundan dolayı akı, $35 \text{ lt/m}^2 \cdot \text{st}$ olmaktadır. Spesifik kek direnci, $\hat{R}_c = 1,5 \times 10^8 \text{ m}^{-2}$ 'dir. Buna göre, kek kalınlığını hesaplayınız? Viskozite, suyun viskozitesine eşit alınacaktır.

Cevap 5.4:

Hem kek hem de membran direncinin bulunduğu bir ortamda akı,

$$J = \frac{\Delta P}{\mu \cdot (R_m + R_c)}$$

ile hesaplanmaktadır. Membran direnci,

$$J = \frac{\Delta P}{\mu \cdot (R_m)} \quad \text{veya} \quad R_m = \frac{\Delta P}{\mu \cdot J} = \frac{3 \times 10^5 \text{ (N/m}^2\text{)}}{\frac{0,210}{3600} \text{ (m/sn)} \times 10^{-3} \text{ (N.sn/m}^2\text{)}} = 5,1 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$$

olmaktadır. Kek direnci,

$$R_c + R_m = \frac{\Delta P}{\mu \cdot J} = \frac{4,5 \times 10^5}{10^{-3} \times \frac{0,035}{3600}} = 4,6 \times 10^{13} m^{-1}$$

$$R_c = 4,6 \times 10^{13} - 5,1 \times 10^{12} = 40,9 \times 10^{12} m^{-1}$$

olarak bulunur. Buradan kek kalınlığı,

$$\delta_{kek} = \frac{R_c}{\hat{R}_c} = \frac{40,9 \times 10^{12} (m^{-1})}{1,5 \times 10^{18} (m^{-1})} = 27,3 \times 10^{-6} m = 27,3 \mu m$$

olarak elde edilmektedir.

KAYNAKLAR

- Altena, F.W., ve Belfort, G., (1984). Lateral Migration of spherical Particles in Porous Flow Channels: Application to Membrane Filtration, Chemical Engineering Science, 49, (2), 343-355.
- Arnal, J.M., Garcia-Fayos, B., Sancho, M., (2011). Chapter 3 : Membrane cleaning in Expanding Issues in Desalination, Ning, R.Y. (eds.), InTech open, ISBN 978-953-307-624-9.
- Baker, R.W., (2004). Membrane Technology and Applications (2nd edition), John Wiley and Sons, West Sussex, England.
- Briao, V.B., and Tavares, C.R.G., (2012). Pore Blocking Mechanism For The Recovery Of Milk Solids From Dairy Wastewater By Ultrafiltration, Brazilian Journal of Chemical Engineering, 29, (2), 393-407.
- Demir, I., Pasaoglu, M.E., Guclu, S., Turken, T., Yildiz, S., Balahorli, V., Koyuncu, I., (2017) Foulant and chemical cleaning analysis of ultrafiltration membrane used in landfill leachate treatment. Desalination and water treatment, 77, 142-148.

- Field, R., (2010). Fundamentals of Fouling, Membranes for Water Treatment: Volume 4. Edited by Klaus-Viktor Peinemann and Suzana Pereira Nunes, WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim, ISBN: 978-3-527-31483-6.
- Flemmer, R.L.C., Buckley, C.A., Groves, G.R., (1982). An analysis of the performance of a spiral-wound ultrafiltration membrane, with a turbulence-promoting net, *Desalination*, 41, (1), 25-32.
- Gekas, V. ve Hallström, B., (1987). Mass transfer in the membrane concentration polarization layer under turbulent cross flow : I. Critical literature review and adaptation of existing sherwood correlations to membrane operations, *Journal of Membrane Science*, 30, (2), 153-170.
- Goosen, M.F.A., Sablani, S.S., Al-Hinai, H.; Al-Obeidani, S. Al-Belushi, R. & Jackson, D., (2004). Fouling of reverse osmosis and ultrafiltration membranes: a critical review, *Separation Science and Technology*, 39, (10) 2261-2297.
- Hermia, J., (1982). Constant pressure blocking filtration laws – application to power-law non-newtonian fluids, *Icheme*, 60, 183-187.
- Koyuncu, I., Topacik, D., Wiesner, M.R., (2004). Factors influencing flux decline during nanofiltration of solutions containing dyes and salts, *Water Research*, 38, 432-440.
- Koyuncu, I. ve Wiesner, M.R., (2007). Morphological Variations of Precipitated Salts on NF and RO Membranes, *Environmental Engineering Science*, 24, 5, 602-614.
- Lahoussine-Turcaud, V., Wiesner, M.R., Bottero, J.Y., and Mallevalle, J., (1990). Coagulation pretreatment for ultrafiltration of a surface water, *Journal of AWWA*, 82, (12), 76-81.
- Laine, J.M., Hagstrom, J.P., Clark, M.M. and Mallevalle, J., (1989). Effects of Ultrafiltration Membrane Composition, *Journal of AWWA*, 81, (11), 61-67.
- Meng, F., Chae, So-R., Drews, A., Kraume, M., Shin, H.-S., Yang, F., (2009). Recent advances in membrane bioreactors (MBRs):

- Membrane fouling and membrane material, *Water Research*, 43, 1489 – 1512.
- Mulder M., (1996). *Basic principles of membrane technology* (2nd edition), Kluwer Academic Publishers, Dordrecht.
 - Pillay V.L., ve Buckley C.A., (1992). Cake formation in cross-flow microfiltration systems, *Water Science and Technology*, 25, (10), 149–62.
 - Scott, K., (1995). *Handbook of Industrial Membranes*, Oxford, Elsevier Advanced Technology.
 - Tarabara, V.V., Koyuncu, I., Wiesner, M.R., (2004). Effect of hydrodynamics and solution ionic strength on permeate flux in cross-flow filtration: direct experimental observation of filter cake cross-sections, *Journal of Membrane Science*, 241, 65–78.
 - Taylor, J.S. ve Jacobsi E.P., (1996). Reverse osmosis and nanofiltration, In: J. Mallevalle, P.E. Odendaal and M.R. Wiesner (Eds.) *Water Treatment Membrane Processes*. McGraw-Hill, NY, pp. 16- 28.
 - Wiesner, M.R. ve Aptel, P., (1996). Mass transport and permeate flux and fouling in pressure driven processes (Ch. 4), In: *Water Treatment Membrane Processes*, Mallevalle, J., Odendaal, P.E. and Wiesner, M.R. (eds.), McGraw-Hill, New York.
 - <URL>: *Membrane Filtration*, (1999). <http://www.mrwa.com/Water WorksMnl/Chapter%2019%20Membrane%20Filtration.pdf>, 26.12.2017.
 - <URL>: MSU ders notları, (2002). <https://msu.edu/course/fsc/229/Notes/Lecture%208.htm>, 26.12.2017

Gen UF Modülleri ile İçme Suyu Arıtımı



Gen UF Modülü



BÖLÜM 6

MEMBRAN MODÜLLERİ

İsmail Koyuncu^{1,2}, Recep Kaya^{1,2} Mehmet Emin Paşaoğlu^{1,2} ve Öykü Mutlu-Salmanlı^{1,2}

6.1. Giriş

Membran filtreler, üretildikten sonra tek başlarına kullanılamazlar. Kullanılabilmeleri için membranların modül olarak tertip edilmeleri gerekmektedir. Su giriş ve çıkış ekipmanlarını içerecek biçimde çeşitli ek parçalarla membranların düzenlenmiş haline, membran modülü denilmektedir. Düz plaka membranlar, içi boşluklu fiber membranlar, tübüler membranlar ve diğer membran tipleri kullanılarak farklı uygulama amaçları için çok çeşitli özelliklerde membran modülleri üretilebilmektedir. Bu bölümde, membran modül tipleri, modül tasarımları ve modül testleri hakkında bilgiler verilmiştir.

6.2. Membran Modül Tipleri

6.2.1. Plak Çerçeve Modüller

Plak çerçeve modüllerinde düz plaka membranlar kullanılmakta olup, herbir membrane plakası arasına boşluk oluşturuucu plastik malzemenin yerleştirilmektedir. Bu sayede plak çerçeve modül hidrodinamik akış kanallarının oluşturulduğu sandviç şeklindeki modül tipidir. Genel olarak, laboratuvarında kullanılan sıkıştırılmalı çelik çerçeveye sahip düz plaka membran modüllerine benzemektedir (Marcel, 1996). İlk olarak 1960'lı yıllarda ters osmoz membranları için kullanılmış olan bu modül tipi (Şekil 6.1), günümüzde yerini spiral sargılı modül teknolojisine

¹ İnşaat Fakültesi, Çevre Mühendisliği, İTÜ

² Prof. Dr. Dincer Topacık Ulusal Membran Teknolojileri Uyg-Ar Merkezi, İTÜ

bırakmış olsa da bazı özel uygulamalar için halen kullanılmaktadır. Bu modül tipinde kullanılan elemanlar şunlardır:

- Düz plaka membran
- Membran destekleyici/süzüntü boşluk oluşturucu materyal
- Besleme dağıtımı için boşluk oluşturucu materyal

Plak çerçeve modülleri, iki membranın besleme yüzlerinin birbirine bakacak şekilde sandviç gibi yerleştirilmesiyle oluşturulan modül tertip tarzıdır (Drioli ve Giorno, 2016). Hem besleme hem de süzüntü tarafı uygun bir boşluk oluşturucu malzeme ile desteklenmiştir. Plak çerçeve şeklindeki membran modülü, istenilen alanı sağlayacak membran plaka sayısı kullanılarak sızdırmazlık contaları ve boşluk oluşturucuların üstüste dizilip somun ve civatalar vasıtasıyla sıkıştırılması şeklinde hazırlanan basit modüllerdir.

Plaka çerçeve modüllere ilişkin çalışma prensibi Şekil 6.2 ve 6.3'te verilmiştir. Bu modüller şekilde görüldüğü üzere düz plaka membran, besleme suyu boşluk oluşturucusu veya destek malzemesi ve üretim suyu boşluk oluşturucusunun üst üste yerleştirilmesiyle elde edilmektedir.

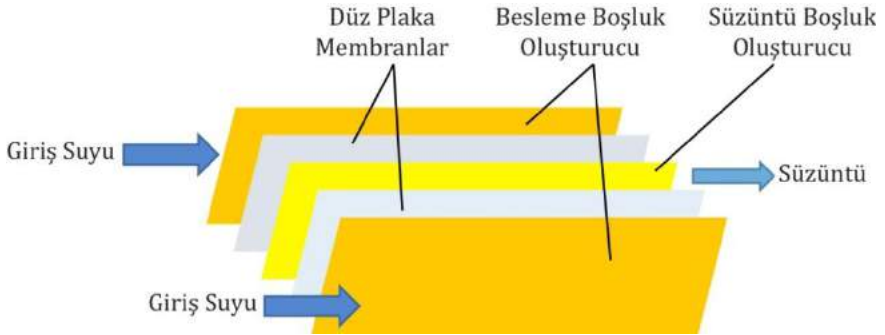
Plak çerçeve modülleri günümüzde ED ve PV uygulamalarında ve sınırlı sayıda TO ve UF sistemlerinde kullanılmaktadır (Özkal, 2010).

Plak-çerçeve modüllerin bir diğer kullanım alanı da membran biyoreaktör (MBR) prosesleridir. Düz plaka membranların arasına özel kanal tasarımı olan plastik bir çerçeve yerleştirilerek oluşturulmaktadır. Biyolojik arıtma tesislerinde genellikle batık membran modülü olarak kullanılırlar. Prof. Dr. Dincer Topacık Ulusal Membran Teknolojileri Uygulama ve Araştırma Merkezinde (MEM-TEK) geliştirilmiş olan bir MBR modülünün görünümü Şekil 6.4'te verilmiştir. Düz plaka membranların kullandığı bu MBR modüllerinde, membranlar aralarında büyük hava kabarcıkları dolaşabilecek şekilde dizilmektedir. Membranlardan süzülen su, merkezi bir tüpte toplanmakta ve ana

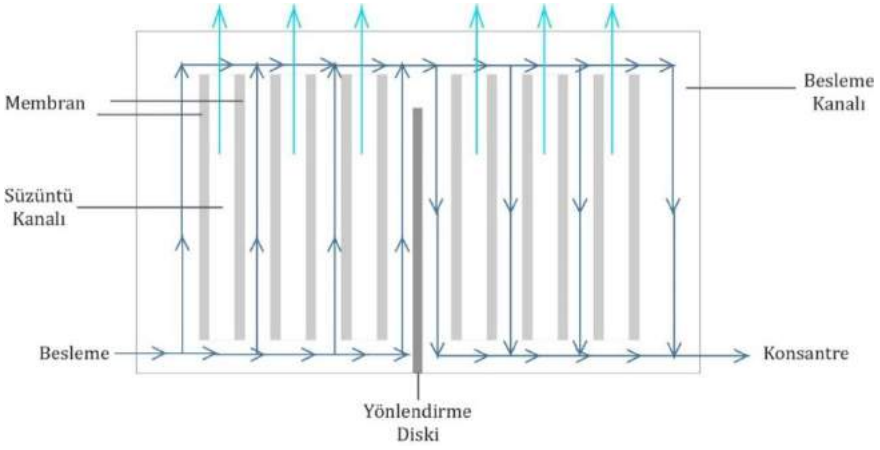
süzüntü suyu toplama hattına bağlanmaktadır. Bu tip plak çerçeve batık MBR modüllerinin uygulamanın kapasitesine göre ihtiyaç duyulan toplam yüzey alanları, modüllerin yanyana ve üstüste konumlandırılmasıyla artırılmaktadır.



Şekil 6.1 Professor Sidney Loeb ve mühendis Ed Selover plaka ve çerçeve modülden çıkarttıkları ters osmoz membranını incelerken. (UCLA Engineering, 2009)



Şekil 6.2 Plak çerçeve modülün çalışma prensibi



Şekil 6.3 Plak çerçeve modüllerde giriş ve çıkış akımları



Şekil 6.4 a) Plastik çerçeveye yapıştırılmış düz plaka membrandan oluşan plak-çerçeve modül b) bu kasetlerin bir araya getirilmesiyle oluşturulan modül (MEM-TEK Kütüphanesi)

6.2.2. İçi Boşluklu Fiber Membran Modülleri

İçi boşluklu fiber modülleri, genellikle MF veya UF membranları olarak üretilmekte ve küçük partiküllerin giderimi için kullanılmaktadır. Çeşitli polimer malzemelerinden üretilmiş içi boşluklu fiber membranlar, uzun,

ince ve dar bir boru şeklinde olup farklı tiplerde demet halinde toplanarak modül haline getirilebilmektedir. En çok kullanılan içi boşluklu fiber modül tertip tarzı, membranların bir demet halinde toplanıp üst ve alt kısımlarından bir epoksi reçine içerisine yerleştirilmesiyle oluşturulmaktadır. Bu şekilde birleştirilmiş içi boşluklu fiber membranlar, bir basınç kabı içerisine yerleştirilmektedir. Bu modüller dikey veya yatay olarak kullanılabilir. İçi boşluklu fiber modüllerin bir diğer kullanım şekli de membran demetini saran bir basınç kabı olmadan bir havuz içerisine daldırılarak kullanılmasıdır. Tipik bir ticari içi boşluklu fiber modülü birkaç yüz fiberden birkaç bin fibere kadar membran içerebilmektedir.

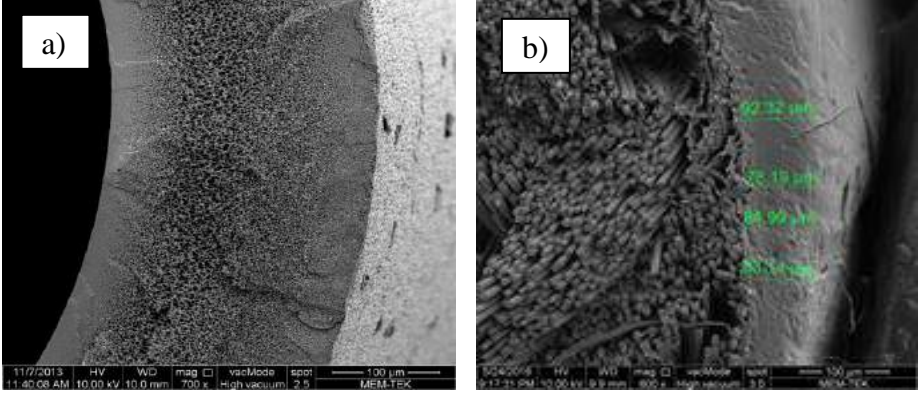
Pek çok uygulamada içi boşluklu fiber membran modülleri düz plaka ve benzeri diğer membran modüllerine göre daha çok tercih edilirler. Diğer modüllere göre daha fazla tercih edilmesini sağlayan bu belli başlı özellikler aşağıda verilmiştir. Bunlar;

- Paketleme alanının yüksek olması yani membran yüzey alanı / modülün kapladığı hacim oranının yüksek olması
- Kompakt bir tasarıma sahip olmaları ve bunun da geri kazanım oranını artırıp enerji tüketimini azaltması
- Esnek fonksiyonlara sahip olmaları (her iki yönlü de çalıştırılabilir, dıştan-içe, içten-dışa)
- Yüksek geri kazanım verimliliğine sahip olmalarıdır (Pabby ve diğ., 2009).

İçi boşluklu fiber membranların çapları genellikle, 1-2 mm arasında değişmektedir. İçi boşluklu membranların bazıları güçlendirilmiş yapıdadır. Bu tip yapıda olanların iç kısmında bir destek tabakası mevcuttur. Bundan dolayı, çekme ve kopmalara karşı daha dirençlidir. Şekil 6.5'te her iki tür membrana ait SEM görüntüleri verilmiştir.

İçi boşluklu fiber modülleri dik akışlı veya çapraz akışlı olarak işletilebilir. Şekil 6.6'da çapraz akışlı içi boşluklu fiber membran modülü görülmektedir. Sistem dıştan içe doğru çalışmaktadır. Buna göre

konsantre kısım membran fiberlerinin dış kısmından toplanmaktayken, süzöntü kısmı ise iç çeperlerin ucunun açık olduğu olduğu yerden toplanır.



Şekil 6.5 a) İçi boşluklu fiber membranı SEM görüntüsü b) güçlendirilmiş yapıdaki içi boşluklu fiber membran SEM görüntüsü (MEM-TEK Kütüphanesi)

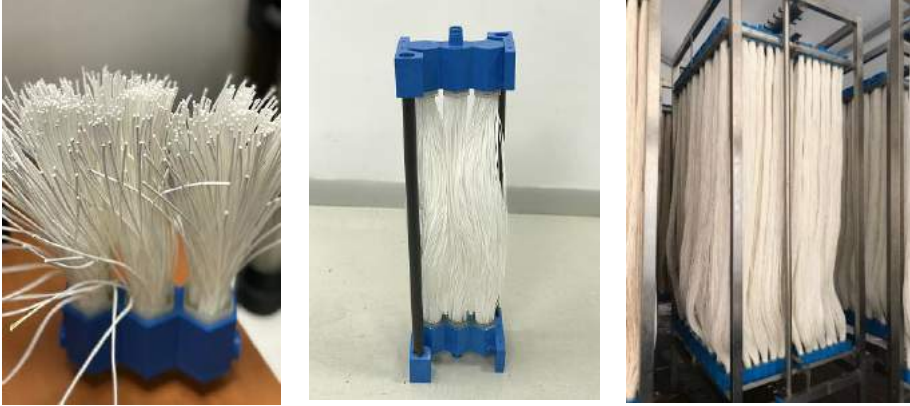
Dıştan içe çalışan, 200-1500 µm aralığındaki çapa sahip fiberlerden oluşan içi boşluklu fiber modülleri, çoğunlukla MF ve UF uygulamalarında kullanılmaktadır. Ancak, fiber çapı 200 µm'den daha büyükse besleme suyu fiberlerin içinden de gönderilmektedir. Bu durum besleme akımının nispeten temiz olduğu durumlarda kullanılmaktadır.



Şekil 6.6 Çapraz akışlı çalışan bir içi boşluklu fiber membran modülü (GEN UF, 2017)

İçi boşluklu fiber modülünün en önemli üstünlüğü, tek bir membran modülü içerisine çok büyük membran alanı sığdırılabilmesidir. Bir içi boşluklu fiber membran modülü, belirli bir hacimde 100 µm çapında fiberlerle doldurulduğunda toplam alanı 100 m²'ye ulaşırken, eşdeğer hacimde spiral sargılı modüllerle elde edilen alan 30 m² dolaylarında olmaktadır (Özkal, 2010). Aynı modül hacminde fiber çapı arttıkça membran alanı azalmaktadır. Ortalama olarak 300 m² alana sahip içi boşluklu fiber membran modülü 1 mm çaplı 50 km fiberden oluşmaktadır. Üretimi için, pahalı, bilgiye dayalı, yüksek hızlı otomatik bir döküm ve kontrollü proses gereklidir (Özkal, 2010).

İçi boşluklu fiber membranların kullanıldığı bir diğer modül tipi ise daldırılma tipi membran modülleridir. Batık tip membran modülleri genellikle atıksu arıtımında kullanılsa da içme suyu arıtımında da tercih edilebilmektedir. Batık tip membran modülleri genellikle membran biyoreaktör sistemlerinin aktif çamur havuzlarında arıtılmış suyun filtre edilerek aktif çamurdan ayrılması ve yüksek kalitede çıkış suyu eldesi için kullanılırlar. İçi boşluklu fiber membranlarından oluşan bir batık tip membran modülünün görünümü, Şekil 6.7'de verilmiştir.

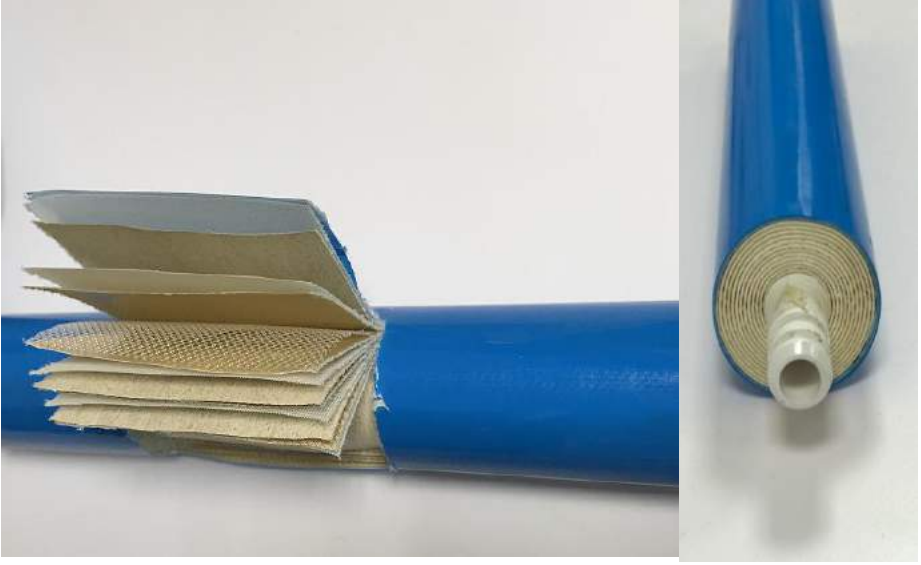


Şekil 6.7 İçi boşluklu fiberlerden oluşturulmuş batık tip membran modülleri (GEN MBR, 2017)

6.2.3. Spiral Sargılı Modüller

Spiral sargılı membran modülleri membran uygulamalarında önemli bir yere sahiptir. İlk olarak ters osmoz uygulamaları için geliştirilmiş olup şimdilerde ultrafiltrasyon, nanofiltrasyon, gaz ayırımı gibi çeşitli uygulamalarda da kullanılmaktadır (Blackmer ve diğ., 1979). Spiral sargılı modüller, plak çerçeve modüllerin daha geliştirilmiş bir halidir ve en yaygın kullanılan modül türüdür. Bu modül türünün en büyük üstünlüğü oldukça yüksek bir paketleme yoğunluğuna sahip olmasıdır. Spiral sargılı modülde paketleme yoğunluğu 14-35 m²/m³ aralığında olup, plak çerçeve tip ya da tübüler modüllere nazaran daha yüksektir (Kucera, 2015).

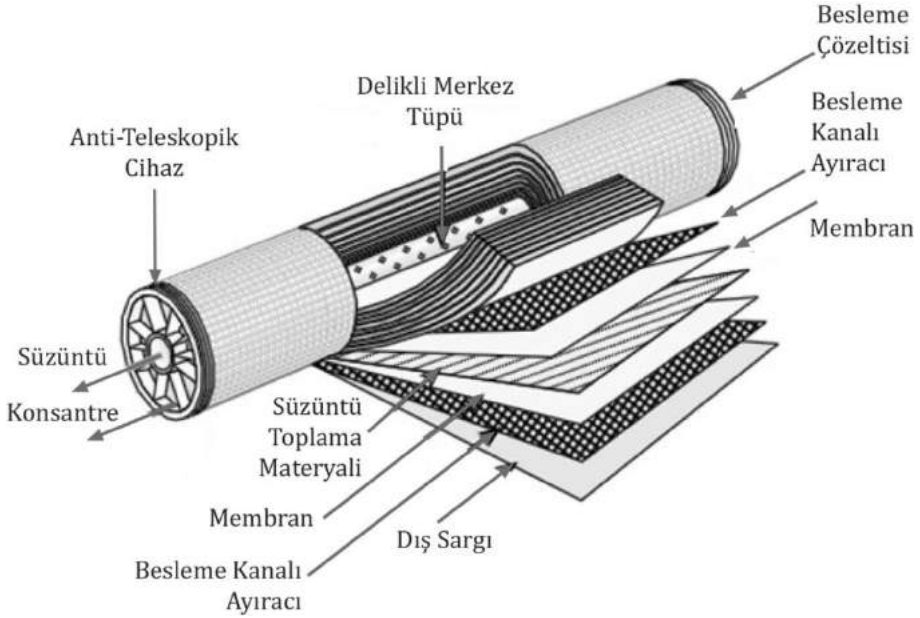
Spiral sargılı membran modüllerinde iki membran tabakası, arasına bir ayırıcı yerleştirilerek delikli süzüntü toplama tüpünün etrafına sarılmaktadır (Şekil 6.8 ve 6.9). Membranlar üç tarafından yapıştırılarak süzüntü kanalına yapışmamış kenar boyunca tutturulmaktadır. Tabakanın iç tarafında süzüntü ayırıcı bulunur. Bu ayırıcı tabaka basınç altında zarar görmeyecek şekilde membrana destek sağlamak için tasarlanmıştır. Gözeneklidir ve süzüntüyü süzüntü toplama tüpüne iletilmektedir. Besleme kanalı ayırıcısı ise (ağ gibi bir tabaka) membran tabakalarının arasında yer alır ve besleme akımının girdiği kanal yüksekliğini tanımlar. Bu plakalar süzüntü toplama tüpünün etrafında sarılır ve dış kasayı oluşturur. Modül, sonrasında bir basınç kabına yerleştirilir. Besleme suyu, membran modülü eksenini etrafında süzüntü toplama tüpüne paralel bir şekilde akmaktadır. Besleme akısı membranın dış yüzeyi ile temas ederek membran katmanları arasına girmekte, merkeze doğru ilerleyip süzüntü toplama tüpünden dışarı çıkarmaktadır.



Şekil 6.8 1812 boyutlarında spiral sargılı membran modülü (MEM-TEK Kütüphanesi)

Bu modüller, 2,5 inç (6 cm), 4 inç (10 cm), 8 inç (20 cm) ve 16 inçlik (40 cm) çap ve 40 inçlik (100 cm) nominal uzunlukta olurlar. Membran alanları sırasıyla 2,8 m², 6,9 m², 32,9 m² ve 139,4 m² olarak değişmektedir. Membranlar basınç kabı içerisine genellikle 1 ila 8 arasında değişen miktarlarda yerleştirilir. Bu membran kapları polivinil klorür (PVC), fiberglas veya paslanmaz çelikten olabilir. Oldukça kompakt bir tasarıma sahiptir, düşük maliyetlidir, ayrıca yüksek sıcaklık ve pH değerlerine karşı dayanıklıdır. Spiral sargılı membran modüllerini kullanan Dünya'nın en büyük ters osmoz desalinasyon tesisi İsrail Sorek'tedir ve kapasitesi 540.000 m³/gün'dür. Bu tesiste, 16 inç çaplı modüller kullanılmaktadır (Hankins ve diğ., 2016).

Spiral sargı modüllerin membran alanı başına düşen hacim oranı, içi boşluklu fiber membranlara göre her ne kadar daha düşük olsa da tıkanma eğilimlerinin daha düşük olması ve işletiminin kolaylığı sebebiyle endüstride daha çok tercih edilmektedir. Biyoteknoloji alanında protein ayırmada ve kağıt endüstrisinde sıklıkla kullanılmaktadırlar (Baker, 2004; Wagner, 2001).



Şekil 6.9 Spiral sargılı modülü içerisinde bulunan malzeme katmanları (Wagner, 2001)

Proses içerisinde bir adet membran kullanıldığında geri kazanım %30 civarında iken, dizili modül tasarımı ile bu oran %90 mertebesine kadar çıkarılabilmektedir. Bu artış membran alanının artmasından kaynaklanmaktadır. Membran için, selüloz asetat, poliamid ve kompozit poliamid malzemeler kullanılmaktadır.

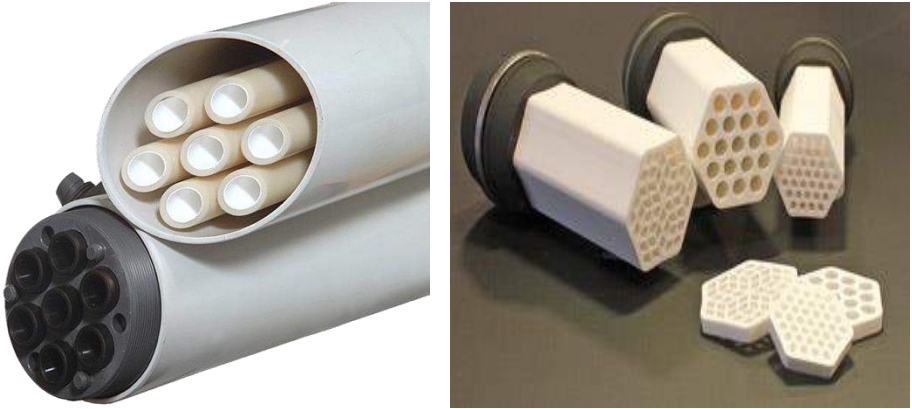
Spiral sargılı modüllerde en çok karşılaşılan problemler konsantrasyon polarizasyonu, tıkanma ve basınç kayıplarıdır. Spiral sargılı modüllerin performansını,

- Yaprak geometrisi
- Yaprakların uzunluğu ve genişliği
- Besleme ve süzüntü kanalı yükseklikleri
- Boşluk oluşturucular (bölgesel karıştırmayı, kütle transferini ve basınç kayıplarını etkilemektedir.)
- Tıkanma eğilimi

- Temizlenebilirliği
- İşletme koşulları (ön arıtma yapıp yapılmaması, besleme suyu konsantrasyonu, besleme suyu basıncı ve süzüntü verimi) gibi parametreler etkiler (Schwinge ve diğ., 2004).

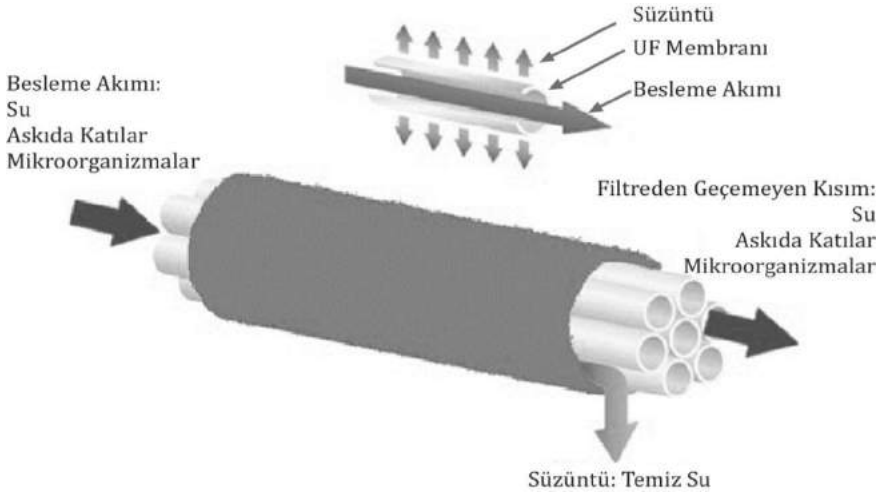
6.2.4. Tübüler Membran Modülleri

1965' li yıllarda ortaya çıkan bu modül tipi genellikle ultrafiltrasyon ve nanofiltrasyon uygulamaları ile sınırlıdır. Kapiler ve içi boşluklu fiber membranlarla aynı geometriye sahip olup sadece boyutları daha büyüktür. Gözenekli paslanmaz çelik, seramik ya da polimerik malzemelerden üretilebilirler. Tübüler membranların çapları, 0,5-3 cm aralığında değişebilir.



Şekil 6.10 Seramik malzemeden yapılmış çeşitli tiplerde tübüler membranlar (Pentair, 2017; TetraPak, 2017)

Çoğu tasarımda tüpler paralel olarak yerleştirilmektedir. Akım tüplerin içinden geçerken her tüpten çıkan süzüntü gözenekli destek tüpünden akarak süzüntü toplama kanalına alınmaktadır (Şekil 6.11). Türbülanslı akım altında işletilebildiklerinden ($Re > 3000$) tıkanmaya karşı dirençlidirler ve kirlilik durumunda temizlenmeleri kolaydır.



Şekil 6.11 Tübüler membran çalışma prensibi

Tübüler membranların en büyük üstünlüğü oldukça yüksek bir ölçüde askıda katı maddeleri tolere edebilmesidir. Tıkanma eğilimleri az olduğundan genel olarak katı içeriği yüksek olan (>%0,5) endüstriyel atıksularda kullanılırlar. Fakat çok yer kaplarlar, enerji gereksinimleri nispeten yüksektir ve çok geniş iç yüzeylere sahip olmalarından dolayı yıkanmaları da maliyetlidir (Baker, 2004; Wagner, 2001).

6.2.5. Membran Modüllerinin Karşılaştırılması

Çeşitli membran modül tiplerinin karşılaştırması Tablo 6.1'de gösterilmiştir.

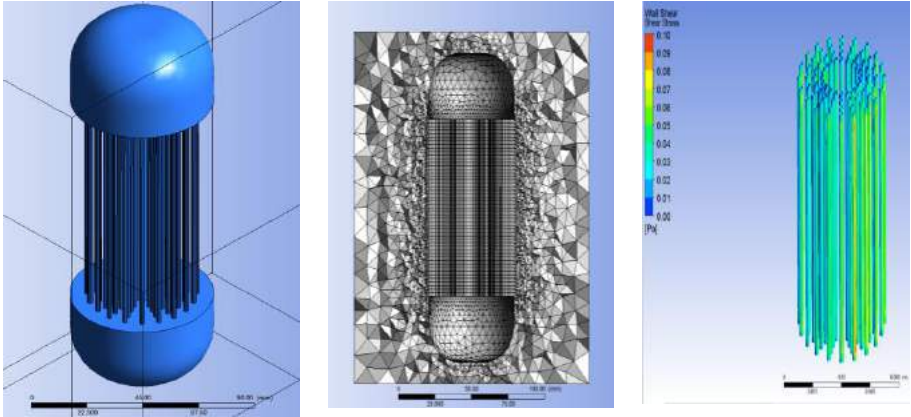
6.3. Modül Tasarımı

Membran modüllerinin tasarımları, günümüzde çeşitli bilgisayar destekli 3 boyutlu çizim programları (Computer Aided Design-CAD) ve hesaplamalı akışkanlar mekaniği programları (Computational Fluid Dynamics-CFD) kullanılarak gerçekleştirilebilmektedir. CFD yöntemi

ile yapılan yeni tasarımın istenen su basıncı ve hızını sağlayıp sağlamadığı hidrolik olarak modellenilebilir ve görselleştirilebilir.

6.3.1. Modüllerin Üç Boyutlu Tasarımı

Membran modülleri, hidrolik açıdan verimli ve minimum hidrolik yük kayıplı olmalıdır. Hidrolik yük kaybının varlığı, membran işletme maliyetlerinin artmasına sebep olmaktadır. Membranların hidrolik verimlerini iyileştirmek için üretimden önce üç boyutlu tasarımları gerçekleştirilerek tasarım optimizasyonu yapılabilmektedir. Modelleme ve simülasyon çalışmalarında kullanılacak üç boyutlu tasarımların gerçek modül tasarımları kadar detaylı olmasına gerek yoktur. Hesaplama yükünü azaltmak için modül tasarımı temel özelliklerini kaybetmeyecek şekilde basitleştirilerek yapılmalıdır. Basit olarak tasarımına karar verilen 3B modelin üretim öncesi ayrıntılı tasarımı ise yine bilgisayar destekli tasarım programları vasıtasıyla tamamlanmakta ve bu tasarım ile üretim aşamasına geçilmektedir. Şekil 6.12’de basit olarak yapılmış bir 3B tasarım örneği görülmektedir.



Şekil 6.12 CFD analizi amacıyla basit 3B tasarımı gerçekleştirilmiş membran modülü a) Basit tasarım b) CFD hesaplamaları için hücrelere bölünmüş hal c) CFD hesaplama sonrası sonuçların görsel gösterimi (MEM-TEK Kütüphanesi)

Tablo 6.1 Membran modüllerinin karşılaştırması (Baker, 2012; Schäfer ve diğ., 2006)

Parametre	İçi boşluklu fiber	Spiral sargılı	Plaka	Tübüler
Paketleme yoğunluğu (m ² /m ³)	Yüksek (500-5000)	Yüksek (500-1000)	Orta (200-500)	Düşük (70-400)
Akım yönetimi & tıkanma kontrolü	Orta iyi	İyi (katı yoksa) Zayıf (katılar içinde)	Orta	İyi
Konsantrasyon polarizasyonu kontrolü	Zayıf	Orta	İyi	Çok iyi
Yüzey alanı m ² /m ³	Çok yüksek	Yüksek	Orta	Düşük
Ön arıtım gereksinimi	Yüksek	Orta	Yüksek	Basit
Temizlenebilirlik	Geri yıkama mümkün	Katılar olduğunda zor olabilir	Orta	İyi - fiziksel temizleme mümkün
Süzüntü basıncı düşüşü	Yüksek	Orta	Düşük	Düşük
Yüksek basınçta işletmeye uygunluk	Evet	Evet	Evet	Çok az
Belirli tip membran materyallerinde sınırlılık	Evet	Hayır	Hayır	Hayır
Üretim kolaylığı	Orta	Karışık	Kolay	Kolay
Enerji tüketimi	Düşük (laminer)	Orta (spacer kayıpları)	Düşük orta (laminer)	Yüksek (türbülanslı)

Tasarımı tamamlanıp CFD analizi gerçekleştirilen modül, nihai tasarım için bilgisayar destekli 3B çizim programında düzenlenip son hali verilmektedir. Şekil 6.13'te tüm gerekli ek parçaları içeren nihai tasarımı tamamlanmış pilot ölçekli bir membran modülü görülmektedir.



Şekil 6.13 3B tasarımı tamamlanmış bir batık MBR membran modülü
(GEN MBR, 2017)

6.3.2. Modüllerin Hesaplamalı Akışkanlar Dinamiği (CFD) ile Modelleme ve Simülasyonu

Hesaplamalı akışkanlar mekaniği (CFD), ısı transferi, akışkan akışı veya buna benzer konuları (kimyasal reaksiyonlar) bilgisayar bazlı

simülasyonlarla analiz eden bir sistemdir (Versteeg ve Malaskekera, 2007). Genel olarak CFD, yarı empirik formüllerden iyi ve doğru bir şekilde performans tahmini yapmaktadır. CFD simülasyonunda kullanılan bilgisayar donanımı ve yazılımların maliyetleri yüksek olsa da yine de gerçek ölçekli düzeneklerin maliyetiyle ve elde edilebilecek sonuçlarla karşılaştırınca CFD ile modellemenin maliyeti oldukça düşük kalmaktadır.

Birçok CFD programı, üç kademedен oluşmaktadır. Bunlar, ön-işlemci, çözücü ve son-işlemcidir. Ön-işlemci, herhangi bir CFD modellemesinin için ilk basamağını oluşturmakta ve modellenecek objenin geometrisini oluşturmaktan ibarettir. Üstüste binmeyecek şekilde bölümlendirme (*Mesh*) kısmı, bilgisayar destekli CAD programlarına benzer şekilde objenin geometrisini parçalara ayırmaktadır (Şekil 6.14). Bölümlendirme kısmı bittikten sonra çözüm yapılabilmesi için modellenecek geometrinin sınır koşulları belirlenir. Bu alan koşulları, akışkan özelliklerinin belirtilmesi, çevresel koşullar, fiziksel ve kimyasal olmak üzere sınır koşullarının sisteme tanıtılmasıyla belirlenir. CFD'deki çözücü nümerik bir algoritmadır. Genellikle dört farklı ayırıklaştırma yöntemini kullanır. Bu yöntemler:

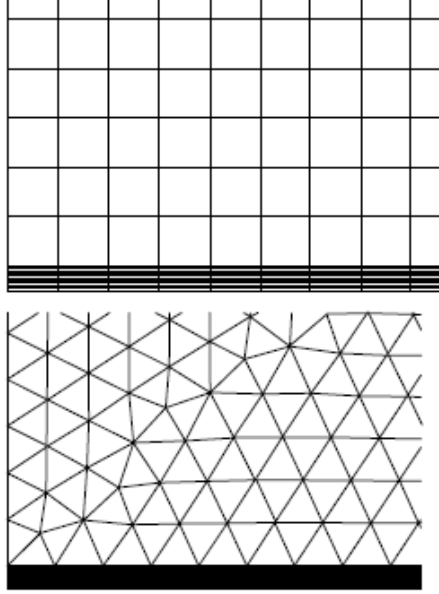
- Sonlu hacim
- Sonlu fark
- Spektral yöntem
- Sonlu eleman

yöntemleridir. Yöntemlerin mantığı, cebirsel denklemleri parçalı diferansiyel denklem kullanarak olası değerini bulmaktan geçmektedir.

Sonlu hacim yöntemi, CFD kod programcıları tarafından en çok kullanılan yöntemdir. Herbir bölümlenmiş hücreye ait cebirsel denklem kabul edilebilir bir yakınsama elde ettiğinde, bu yakınsama CFD nümerik çözüm olarak kabul edilebilir. Çözücüyü başarılı bir biçimde istenilen akışkan problemine uygulayabilmek için üç matematiksel konsepti iyi kavramak gerekir. Bunlar,

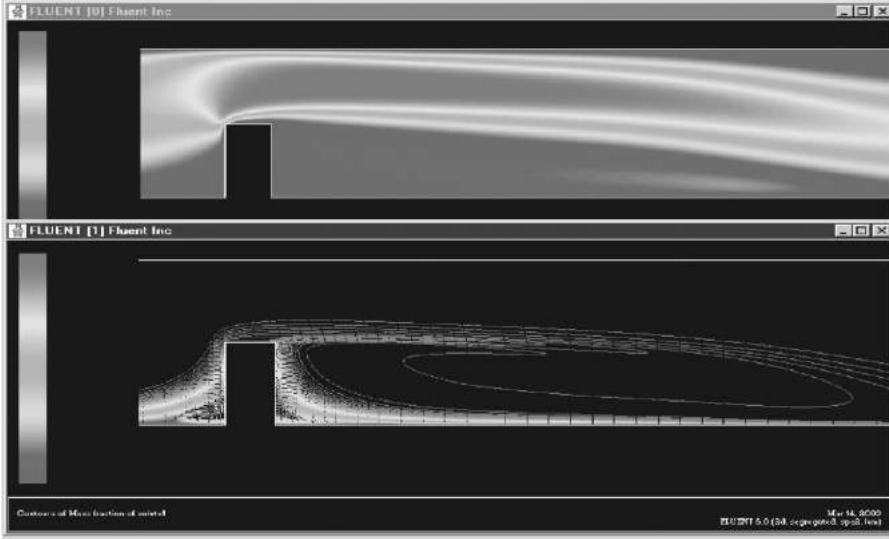
Yakınsama

- Uygunluk
- Tutarlılıktır.



Şekil 6.14 Objenin bölümlendirilmesi (Meshing) (Liu, 2006)

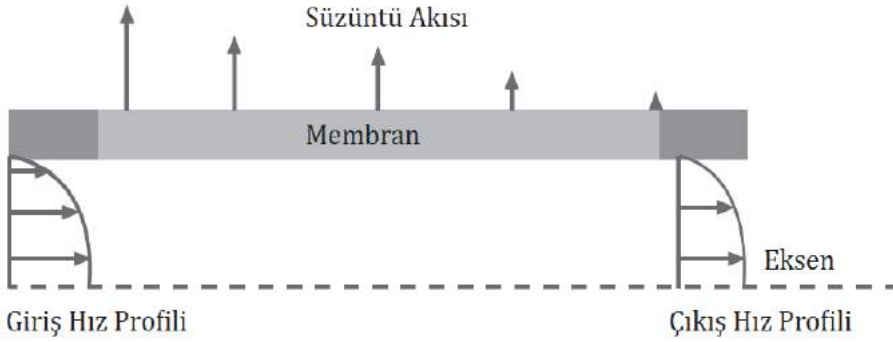
Yakınsama, cebirsel denklemin nümerik sonucunun bölümlendirilmiş hücrenin boyutunun sıfıra düştüğü ana, yani kesin çözüme yaklaşıldığı duruma, en yakın sonucun elde edildiği zamanı gösteren özelliktir. Uygunluk, nümerik algoritmalar kullanılarak üretilen cebirsel denklemlerin gerçek sistemdeki baskın olan denklemlerle ne kadar benzer olduğunun gösterilmesiyle alakalıdır. Tutarlılık ise bölümlendirme işlemi sonucu oluşabilecek hataların hangi oranda azaltılıp en iyi şekilde çözüm yaptırabileceğinin sağlanmasıyla alakalıdır. Aynı anda bütün bu konseptleri CFD çözümlerinde sağlamak zordur. Tutarlı ve doğru bir sonuç daha sonrasında son-işlemciye gönderilir. Son-işlemci çözümü görselleştirecek kısımlardan oluşmaktadır. Bunlar, bir vektörün, gradyanın ya da bir hattın basit iki boyutlu grafik çiziminden üç boyutlu resmini çizmeye uzanan yolları içermektedir (Şekil 6.15) (Liu, 2006).



Şekil 6.15 Örnek çözdürülmüş bir akış profili (Liu, 2006)

CFD yöntemiyle membran ve membran modüllerinin tasarlanması ve hidrolik hesaplarının 3 boyutlu görselleştirilmesi son yıllarda hız kazanmıştır. Aşağıda bu konuda yapılmış örnekler sunulmuştur.

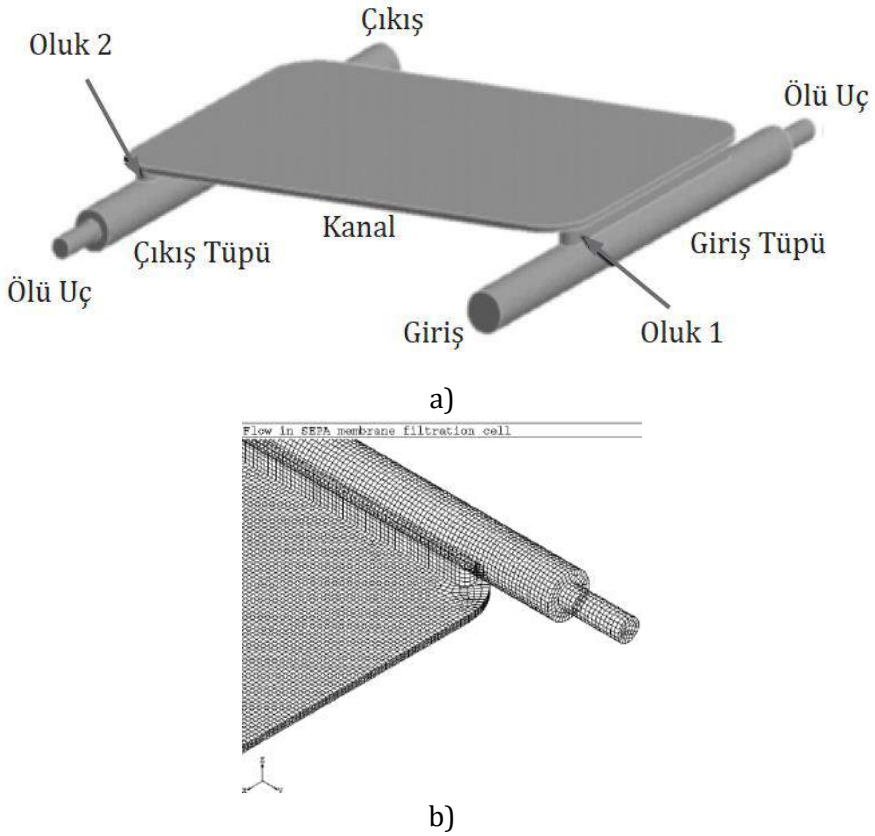
Ghidossi ve diğ. (2006) akış karakteristiklerini kontrol ederek içi boşluklu fiber membran modülünün performans değerlendirmesini CFD kullanarak yapmıştır. Çalışmanın amacı, işletme koşulları ve membran karakteristiklerinin modüldeki basınç düşüşüne bağlılığını basitleştirilmiş model denklemler kullanarak belirlemektir. CFD programı olarak Ansys FLUENT kullanılmıştır. Çalışmada, işletme koşulları ve membran karakteristiklerinin modülde gerçekleşecek basınç değişimlerine etkileri, laminar akışa sahip sıkıştırılmaz Newtonian akışkan için Navier-Stokes denklemleri kullanılarak modellenmiştir (Ghidossi ve diğ., 2006). Modelde kullanılan geometri Şekil 6.16'da verilmiştir.



Şekil 6.16 Çalışmada kullanılan geometri (Ghidossi ve diğ., 2006)

Çalışmanın sonunda suyun giriş hızının, membran uzunluğunun ve bulunduğu yerin basınç düşüşlerine etkisi olduğu gözlenmiştir. Tıkanma hesabını yaparken bir fiberdeki tıkanmanın tüm membranlardaki tıkanmayla aynı olacağı varsayılarak modelleme yapılmıştır ve tıkanma yüzünden içi boşluklu membranlarda enerji tüketiminin yaklaşık olarak %7-10 arasında artış gösterdiği bulunmuştur. Model, modelleme sonuçlarıyla deney sonuçları karşılaştırıldığında birbirine yakın sonuçlar vermiştir.

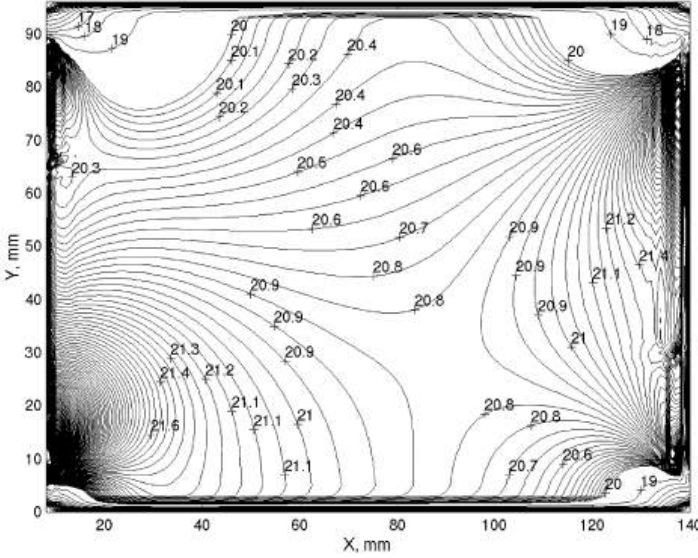
Tarabara ve Wiesner (2003), düşük geri kazanımlarda çalıştırılan SEPA CF düz plaka membranların akış modellemesini yapmak için CFD kullanmıştır. Çünkü, laboratuvar çalışmalarında küçültülmüş filtrasyon üniteleri kullanılır ve membran yüzeyindeki akışı ve kayma gerilimini bilmek bu tarz küçük ölçekli deneyler için önem taşımaktadır. Çalışmada problem olarak, sıkıştırılmaz newtonian akışkanı için sabit izotermal laminar akış seçilmiştir. Basınç, hız, ve kayma gerilimi dağılımları, 1 mm çözünürlüklerde farklı giriş hızları için hesaplanmıştır. Model geometrisi Şekil 6.17'de verilmiştir (Tarabara ve Wiesner, 2003).



Şekil 6.17 a) SEPA CF membran filtrasyon hücresinin şematik gösterimi
b) Bölümlendirme yapısı (Tarabara ve Wiesner, 2003)

Modelin bölümlendirmesinde sweep, bazı yerlerde ise hegzahedral yapıda bölümlendirme yapılmıştır. Modelde kullanılan bölümlendirme (*mesh*) adedi 138.336'dır. Kanalda türbülans oluşturucu (*spacer*) olmadığı varsayılmıştır. Yaptıkları çalışma 24 iterasyon sonucunda yakınsama göstermiştir. Modele göre oluk girişlerinin arkasında, giriş ve çıkış borularında ölü noktalar saptanmıştır. Kayma geriliminin üç boyutlu dağılımı Şekil 6.18'de verilmiştir. Kayma geriliminin yüksek olduğu yerler olarak olukla kanal arasındaki geçiş bölgeleri bulunmuştur. Kayma geriliminin az olduğu giriş ve çıkış bölgelerinde kek tabakası oluşumunun daha fazla olduğu görülmüştür.

Bir diğ̈er membran modelleme çalıřmasında ideal eksenli simetrik yapılı olduđu dűřnűlen 10 adet farklı geometriye sahip (řekil 6.19) (diřli gűrűnűden dalgalı gűrűnűme kadar) içi bořluklu fiber modűlű için dođrudan temaslı membran distilasyon proses performans katkısı incelenmiřtir (Yang ve diđ., 2012).

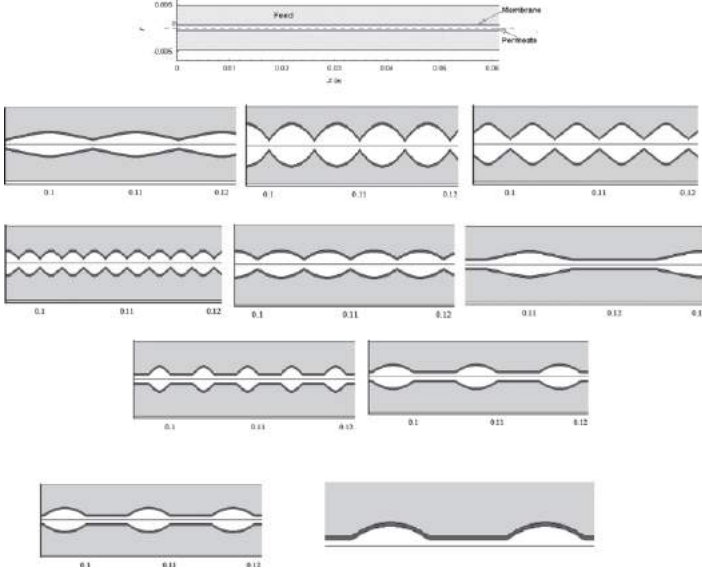


řekil 6.18 Kanalıń alt duvarındaki dűzlem için kayma oranlarının ű boyutlu dađılımlı (Tarabara ve Wiesner, 2003)

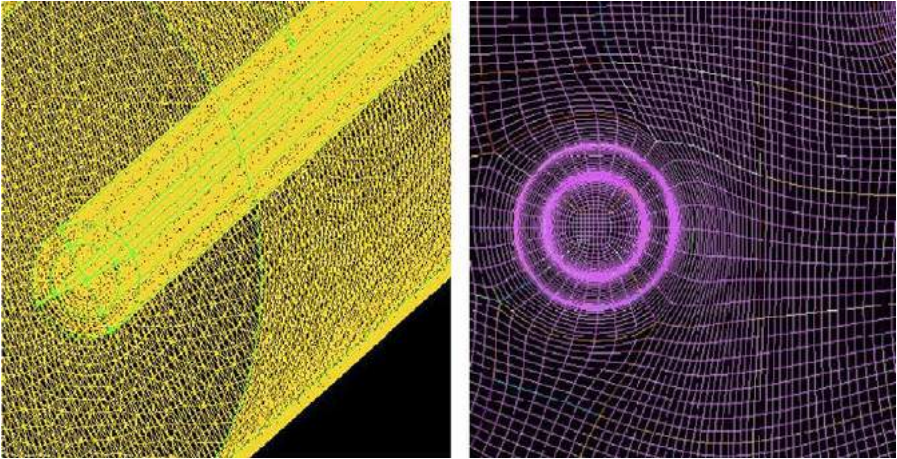
Her bir membran, su űretkenliđini arttıracak řekilde sıvı sınır katmanları oluřturabilecek űzelliklere sahip karakterde seçilmiřtir. Modelin siműlasyonunda laminar akıř için laminar akıř modelleri kullanılıp, tűrbűlans akıř içinse κ - ϵ modeli kullanılarak siműlasyon yapılmıřtır. Bűlűmlendirme için dűrt्यूzlű ve altıyűzlű bűlűmlendirme (*grid*) iřlemi yapılmıřtır (řekil 6.20).

Çalıřmanın sonuçlarına gűre, diřli řeklindeki fiber modűlleri %57-65 civarında daha yűksek akıř sađlamıřtır. Dűřuk Reynolds sayılarında bu geometri için akıř kořulları daha iyidir ve en yűksek su űretimi burada olmuřtur. Ancak, hidrolik enerji tűketimi karřılařtırıldıđında diřli

şeklindeki modüllerde bu parametre en düşük olmuştur. Ayrıca dişli şeklindeki modüllerin besleme hızına karşı hassas olduğu bulunmuş ve zorlu akış koşullarına dayanıklı hale gelebilmek için mikroyapılı tasarımların kullanılması gerektiği sonucuna varılmıştır.

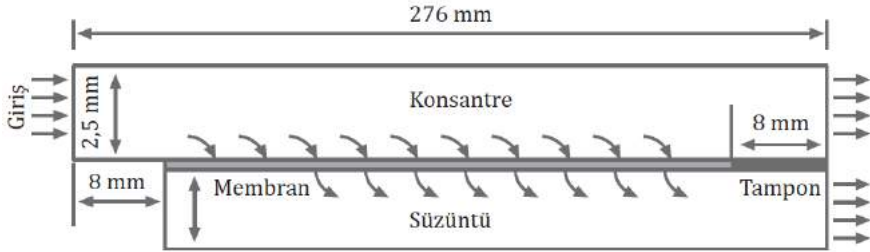


Şekil 6.19 Çalışmada kullanılan modül geometrileri (Yang ve diğ., 2012)



Şekil 6.20 Bölümlendirme görüntüsü (Yang ve diğ., 2012)

Alexiadis ve diğ., (2007) ise, laboratuvar ölçekli düz plaka ters osmoz membran modülünün CFD modellemesini yapmıştır. Deneysel ve nümerik çalışma sonuçları karşılaştırılmıştır. Deneysel modül, besleme ve süzöntü kanalları olmak üzere iki dikdörtgen kanaldan oluşmakta olup Şekil 6.21’de verilmiştir. Simülasyon olarak CFX4 kullanılmıştır. Membran kanalında 50 hücrelik, besleme kanalı boyunca ise 100 hücrelik bölümlendirmelerin gride bağımsız sonuç verdiği bulunmuştur. CFD ile duvar konsantrasyonu ve yarı-empirik doğrulamalar karşılaştırılmıştır. Sonuçlara göre bu doğrulamalar en başta duvar konsantrasyonu hakkında düzgün bir sonuç verse de kanaldaki konsantrasyon profilini hesaplarken düzgün sonuç verememiştir (Alexiadis ve diğ., 2007).

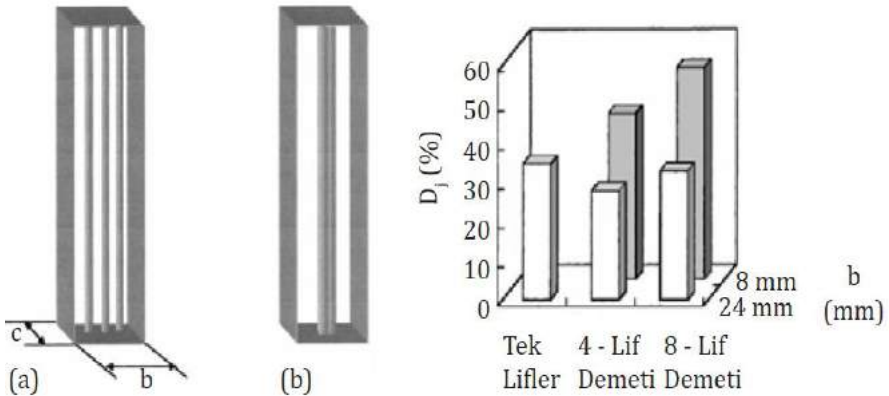


Şekil 6.21 Kanal geometrisi (Alexiadis ve diğ., 2007)

Chang ve Fane (2001), batık membran biyoreaktörlerde belli kanal genişliklerinde fiber sayısı ile fiber çapı değişiminin filtrasyon ve akı dağılımı üzerinde etkisini incelemiştir. Farklı çaplardaki düzenli boşluklu fiberlerin özel olarak tasarlanmış bir gövde içerisinde tutturulmasıyla daldırılmış tip ve daldırılmış tip olmayan membran modülleri için bir biyokütle modeli test edilmiştir. Bunun için altı farklı fiber çapı denenmiştir ve bir dikey daldırılmış tip model fiber boyunca akı dağılımı teorik model içinde geliştirilmiştir. Modül performansı fiber çapı değişikliklerine duyarlıdır ve fiber çapı arttıkça akı düşmesi de artmaktadır. Ardından, fiberlerin kanal içerisine yerleştirilmesinin etkileri incelenmiştir. Bunun için kurulan düzenek ve akı azalımı Şekil 6.22’de verilmiştir (Chang ve Fane, 2001).

Sonuçlara göre, 8 mm'lik kanal için 4 ve 8 fiberli destelerde akı azalımı değişimi artmıştır. Batık sistemlerin performansının belirlenmesinde fiber yoğunluğunun optimizasyonunun çok önemli olduğu sonucuna varılmıştır. Deneysel olarak fiber çapının filtrasyon performansına etkisi ve daldırılmış içi boşluklu fiberlerin, fiberler boyunca akı dağılımı teorik olarak bulunmuştur. Daldırılmış tip membran modüllerinin fiberlerinin optimizasyonu, akının dengelenmesini ve orantısız akı dağılımını içermektedir ve her ikisinin de fiber sayısı azaldıkça arttığı gözlenmektedir.

Sonuç olarak, bu çalışmalarda filtrasyon sistemlerinin tasarlanmasında faydalı bir modelin nasıl geliştirildiği ve CFD uygulamalarının filtrasyon teknolojileri üzerinde ne kadar önemli olduğu ortaya konmuştur.



Şekil 6.22 Çapraz akışlı hücre kanalı içinde fiberlerin düzenlenmesi a) şeklinde fiberler kontrollü aralıklarla kanala sabitlenmiştir b) şeklinde fiberler kanalın merkezinde sabitlenmiş ve her destede 4 ve 8 fiber demetleri içermektedir, kanal boyutu 4 mm, kanalın genişliği 24 ve 8 mm olarak belirlenmiştir c) 24 ve 8 mm lik kanallardaki farklı çap düzenlemeleri ile 90 dakika filtrasyon için akı azalımı (Chang ve Fane, 2001)

KAYNAKLAR

- Alexiadis, A., Wiley, D. E., Vishnoi, A., Lee, R. H. K., Fletcher, D. F., Bao, J., (2007). CFD modelling of reverse osmosis membrane flow and validation with experimental results. *Desalination*, 217(1-3), 242-250.
- Baker, R. W., (2004). *Membrane Technology and Applications*. John Wiley and Sons, Ltd.
- Baker, R. W., (2012). *Membrane Technology and Applications*. *Membrane Technology and Applications içinde* . Chichester, UK: John Wiley & Sons, Ltd.
- Blackmer, R. H., Hedman, J. W., Hills, B., (1979). *Membrane Oxygen Enricher Apparatus*. USA: US Patent.
- Chang, S. ve Fane, A. G., (2001). The effect of fibre diameter on filtration and flux distribution - Relevance to submerged hollow fibre modules. *Journal of Membrane Science*, 184(2), 221-231.
- Drioli, E. ve Giorno, L., (2016). *Encyclopedia of membranes*. Springer.
- Ghidossi, R., Daurelle, J. V., Veyret, D., Moulin, P., (2006). Simplified CFD approach of a hollow fiber ultrafiltration system. *Chemical Engineering Journal*, 123(3), 117-125.
- Hankins, N. P., Singh, R., Buchheim, J., Wyss, R. M., Kim, C.-M., Deng, M., Park, H. G., (2016). *Emerging Membrane Technology for Sustainable Water Treatment*. *Emerging Membrane Technology for Sustainable Water Treatment*.
- Kucera, J., (2015). *Reverse Osmosis: Industrial Processes and Applications*, 2-18.
- Liu, S. X., (2006). *CFD Applications in Membrane Separations Systems*.
- Marcel, M., (1996). *Basic Principles of Membrane Technology*. (2nd Edition) Kluwer Academic Publishers.
- Özkal, C. B., (2010). *Batık Membran Sistemleri İle İçme Suyu Arıtımına Nanopartiküllerin Etkisi*. İstanbul Teknik Üniversitesi.

- Pabby, A. K., Rizvi, S. S. H., Sastre, A. M., (2009). Handbook of membrane separations: chemical, pharmaceutical, food, and biotechnological applications. CRC Press.
- Parekh, B. S., (1988). Reverse Osmosis Technology. New York: Marcel Dekker.
- Schäfer, A. I., Fane, A. G., Waite, T. D., (2006). Nanofiltration: principles and applications. Elsevier.
- Schwinge, J., Neal, P. R., Wiley, D. E., Fletcher, D. F., Fane, A. G., (2004). Spiral wound modules and spacers: Review and analysis. Journal of Membrane Science. Elsevier.
- Tarabara, V. V. ve Wiesner, M. R., (2003). Computational fluid dynamics modeling of the flow in a laboratory membrane filtration cell operated at low recoveries. Chemical Engineering Science, 58(1), 239–246.
- Versteeg, H. K. ve Malaskeker, W., (2007). An Introduction to Computational Fluid Dynamics. Fluid flow handbook. McGraw-Hill.
- Wagner, J., (2001). Membrane Filtration Handbook Practical Tips and Hints by Chem. Eng Second Edition, Revision 2.
- Yang, X., Yu, H., Wang, R., Fane, A. G., (2012). Analysis of the effect of turbulence promoters in hollow fiber membrane distillation modules by computational fluid dynamic (CFD) simulations. Journal of Membrane Science, 415–416, 758–769.
- <URL>: Pentair. (2017). <http://xflow.pentair.com/en/products/classics/>, 26.12.2017
- <URL>: TetraPak. <https://www.tetrapak.com/tr/processing/membrane-filtration/membrane-types/>, 26.12.2017
- <URL>: UCLA Engineering. (2009). <http://engineering.ucla.edu/first-demonstration-of-reverse-osmosis/>, 26.12.2017

**Düz Plaka MBR Modülleri:
Altan yükselen hava kabarcıkları
membran yüzeylerini temizliyor.**



**Mery-Sur-Oise (Fransa)
Nanofiltrasyon Su Arıtma Tesisi**



BÖLÜM 7

SU ARITIMINDA MEMBRAN TEKNOLOJİLERİ

İsmail Koyuncu^{1,2}, Ayşe Yüksekdağ^{1,2}, Meltem Ağtaş^{1,2} ve Türker Türken^{1,2}

7.1. Mikrofiltrasyon ve Ultrafiltrasyon ile İçme Suyu Arıtımı

7.1.1. Genel Bilgiler

Mikrofiltrasyon (MF) ve ultrafiltrasyon (UF) membranları, basınç sürücü kuvveti altında çalışan membran sistemlerinden ilk olarak kullanılmaya başlanılanlardır. Mikrofiltrasyon (MF) ve ultrafiltrasyon (UF) ile akışkan içerisindeki mikron ve daha büyük boyutlardaki partiküller ayrılmaktadır (Jacangelo ve diğ, 1996).

MF ve UF membranlarının direnci düşük olduğu için, düşük basınç altında işletilmekte ve ortalama olarak 2-3 bar'a kadar olan basınçlarda çalıştırılmaktadır. Akım membran yüzeyine paralel olarak uygulanmakta ve membrandan geçemeyen konsantre kısım, membran üzerinde birikmektedir. Zamanla membran yüzeyinde oluşan direnç artmaktadır. Oluşan bu direnç tabakası, ilave bir membran görevi görüp, membranın giderme verimi kapasitesini artırabilmektedir. Membran filtrasyonu, ekonomik olmayan bir konuma geldiği zaman, yani akı değeri azaldığı zaman, membran ya temizlenmeli ya da yenilenmelidir (Scott, 1995). Mikrofiltrasyon ve ultrafiltrasyonda, işletme sırasında oluşan konsantrasyon polarizasyonu ve katı kek tabakasının etkisini azaltmak için, yatay hız değiştirme, vorteksli akımlar, ultrasonik ses dalgaları, titreşimler, elektriksel alanlar vb çeşitli metotlar uygulanmaktadır.

¹ İnşaat Fakültesi, Çevre Mühendisliği Bölümü, İTÜ

² Prof. Dr. Dincer Topacık Ulusal Membran Teknolojileri Uyg-Ar Merkezi, İTÜ

Son yıllarda, su kalite standartlarının kirleticiler açısından daha düşük limitler öngörmesi, konvansiyonel arıtma sistemleri yerine MF/UF uygulamalarını artırmıştır. Aslında, kalite standartları ile ilgili olarak öngörülen sınırlamalar pek yeni değildir. Örneğin, ABD’de güvenli içme suyu kanunu 1986 yılında yürürlüğe girmiş olup 1989 yılında, bu kanun kapsamında yüzeysel suları arıtma yönetmeliği gündeme alınmıştır. Buna göre, *Giardia* için %99,9 veya 3-log giderme verimi, virüsler için ise %99,99 veya 4-log giderme verimi öngörülmüştür. Ayrıca aynı yönetmelikte, dezenfeksiyon yan ürünlerinin en az şekilde oluşacağı bir dezenfeksiyon sisteminin kullanılması ön görülmüştür. Trihalometanlar (THM)’ler için deşarj standardı 100 µg/lit olarak belirlenmiştir. Standartlardaki bu kısıtlamalar, 1990’lı yıllarda dahi mikrofiltrasyon kullanımına olan eğilimi artırmış ve MF uygulamaları bir patlama göstermiştir (Jacangelo ve diğ., 1996). Mikroorganizmaların mikrofiltrasyon ile büyük oranda tutulmaları, daha az dezenfektan ihtiyacını ve dolayısıyla, daha az dezenfeksiyon yan ürünü oluşumunu sağlamaktadır. Ayrıca, konvansiyonel arıtma sistemlerinde kullanılan kimyasal maddelerin oluşturduğu toksik etkilerden dolayı son yıllarda kimyasal madde kullanımına sınırlandırma getirme eğilimi hız kazanmıştır. MF sistemlerinin klasik su arıtma sistemlerinin yerini alması söz konusudur (Mallevialle ve diğ., 1996).

7.1.2. İçme Suyu Arıtımında MF/UF Membranları ile Konvansiyonel Sistemlerin Karşılaştırılması

Şekil 7.1 ve Şekil 7.2’de konvansiyonel bir arıtma tesisi ile UF membranının kullanıldığı bir arıtma tesisine ait akış şeması verilmiştir. Buna göre konvansiyonel arıtma sistemleri, ön oksidasyon, hızlı karıştırma, yavaş karıştırma, çöktürme, hızlı kum filtreleri ve dezenfeksiyondan oluşmaktadır. MF/UF sistemi ise ön filtrasyon, kimyasal madde ilavesi, MF/UF membranları ve dezenfeksiyondan oluşmaktadır. Şekil 7.3’te konvansiyonel arıtma ile membran sisteminin akış diyagramının karşılaştırıldığı başka bir akış diyagramı verilmiştir. Düşük basınçlı MF/UF membran prosesleri konvansiyonel arıtma ve

dezenfeksiyon (ön-klorlama) prosesleri ile karşılaştırıldığı zaman en büyük üstünlüğü kimyasallara ihtiyaç duyulmaması (koagülantlar, flokülantlar, dezenfektanlar, pH ayarlama kimyasalları vb.), partikül ve mikrobiyal gidermede iyi ve sabit kalitede su arıtımının gerçekleştirilmesi, proses ve tesisin kompakt olması ve daha az alan gereksinimi ve basit otomasyondur. MF/UF membranlarının içme suyu arıtımındaki uygulama biçimleri, Şekil 7.4' te gösterilmiştir (Jacagelo ve diğ.,). MF/UF sistemlerinin gözenek çapının büyük olması, ön bir ızgara sisteminden sonra, direkt olarak mikrofiltrasyonun ve ultrafiltrasyon kullanılmasını sağlamaktadır. Partikül ve mikroorganizma giderme verimi oldukça yüksektir. Bazı tübüler membran türleri için, ön ızgara kullanımı da gerekmemektedir. Bu sistemin veriminin yüksek olması, özellikle 1985'li yıllardan sonra kullanımını çok artırmıştır. Bu teknolojinin bir diğer uygulama alanı, doğal veya sentetik organik maddelerin giderilmesidir. MF/UF membranlarının bireysel olarak kullanıldığı durumlarda, organik madde giderme verimi oldukça düşüktür. Bununla birlikte, bir ön arıtma uygulanırsa organik madde giderme verimi artabilmektedir. En genel olarak kullanılan ön arıtma elemanları, MF/UF'den önce koagülant veya aktif karbon ilavesidir. Bazı durumlarda oluşan kek tabakası, organik madde giderme verimini artırabilmektedir (Jacagelo ve diğ., 1996).

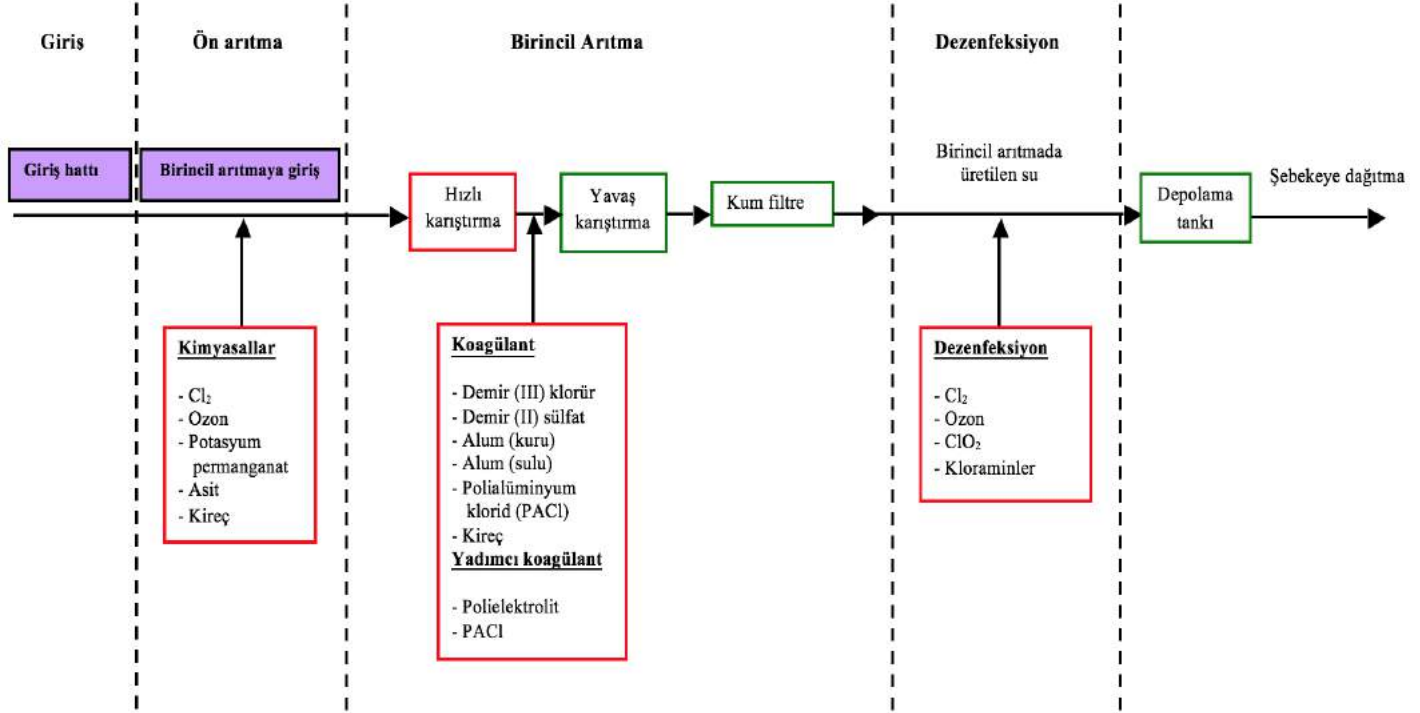
MF/UF'nin bir diğer uygulanma alanı, nanofiltrasyon (NF) ve ters osmoz (TO) sistemleri öncesinde ön arıtma olarak kullanılmasıdır. NF ve TO sistemleri, desalinasyon ve su yumuşatma amaçlı olarak kullanılmaktadır. Bununla birlikte son yıllarda su geri kazanımı amaçlı olarak da kullanılmaya başlanmıştır. MF/UF membranları, bu durumlarda ön arıtma olarak kullanılmaktadır. Yapılan çalışmalarda, 5 ile 20 µm arasındaki ön filtrelerin, NF/TO öncesinde çökeltme oluşumu ve ön arıtma ihtiyacını gidermediği, ön arıtma olarak MF/UF veriminin daha iyi olduğu görülmüştür.

7.1.3. Su Arıtımında Membran Filtrasyonu Tarihçesi

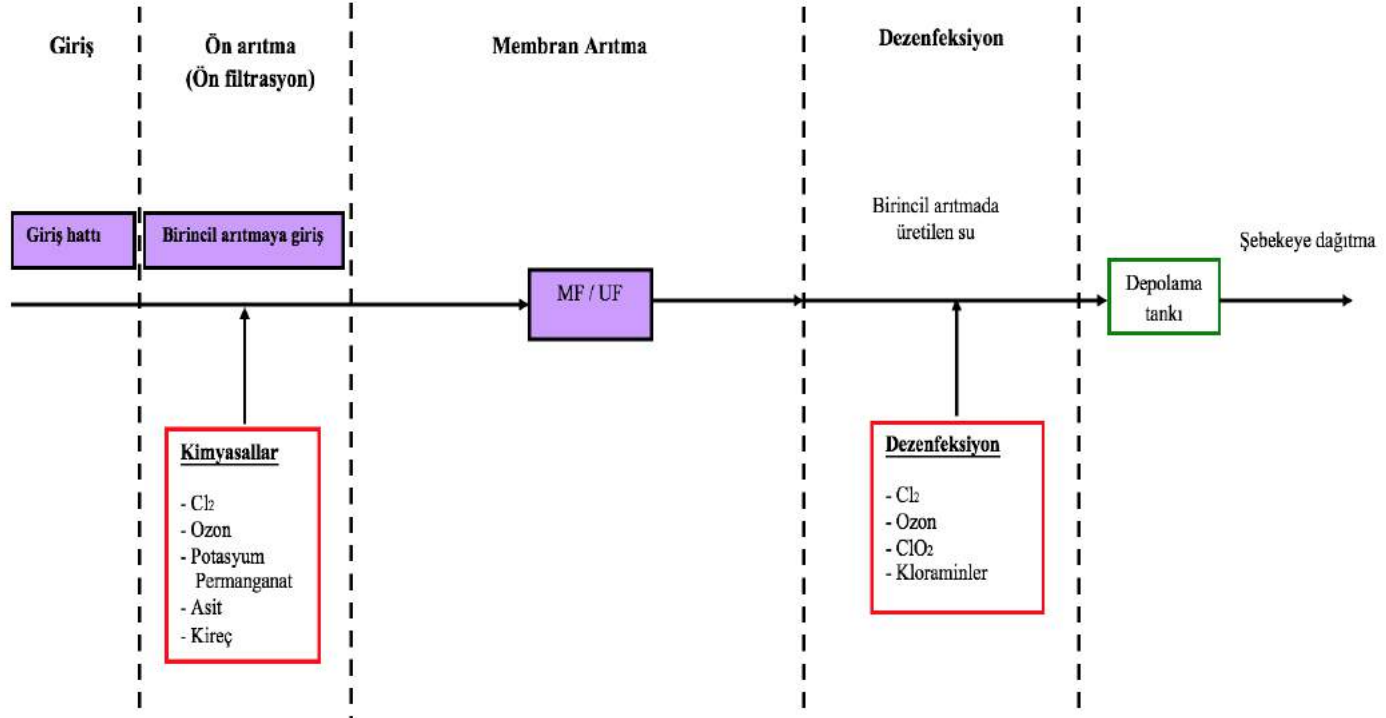
Mikrogözenekli membranlar ilk defa 1920'li yıllarda patent altına alınmıştır (Belfort ve diğ., 1994). Bu membranlar 1950'lere kadar öncelikli olarak laboratuvarlarda kullanılmaktaydı. Öncelikli kullanım amaçları, bakteri sayımı, sıvı ve gaz akımlarından bakteri ve partiküler maddelerin giderimi, protein gibi büyük moleküllerin boyutlarına ayrılması ve difüzyon çalışmalarının gerçekleştirilmesiydi.

İçme suyu arıtımı için membran filtrasyonu uygulamaları, 1980'lerde sonra artmaya başlamıştır. Dik akış rejimleri, dıştan içe içi boşluklu fiber membran tertip tarzları ve geri yıkama sistemleri gibi endüstriyel ekipman tasarımları ve işletmelerinin ilerlemesi sonucunda, membran filtrasyonu (MF/UF) ile içme suyu arıtımı ekonomik olarak daha mümkün hale gelmiştir. Membran filtrasyonu, otomasyonlu, işletmesi basit bir alternatif olarak öne çıkmaktadır. 1993 yılında Milwaukee, Wisconsin'de *Cryptosporidium* salgını ortaya çıkmıştır ve bu salgın 400000 rahatsızlık vakası ve 50 ölüm ile sonuçlanmıştır (Craun ve diğ., 1998; U.S. EPA, 1998). Bu kazada *Cryptosporidium* oositleri konvansiyonel su arıtma tesisinden ve hızlı granüler filtrasyondan tutulmadan çıkmıştır. Bu salgın, hızlı granüler filtrasyon çıkışındaki su kalitesinin besleme suyunun uygun kimyasal madde ile şartlandırılmasına yani nihai olarak su kimyası bilgisine, tecrübeye ve işletmecilerinin kararına bağlı olarak değiştiğini göstermiştir. Bunun aksine membran filtrasyonu, membranlar hasar görmediği müddetçe protozoaların tamamının giderimini sağlamaktadır.

Membran filtrasyonunun yüksek giderimi sayesinde sonraki yıllarda membran filtrasyonu tesislerinin sayısı giderek artmıştır. Sektöre yeni üreticilerin girmesi ve teknolojinin de ilerlemesiyle, membran filtrasyonu tesislerinin maliyetleri giderek düşmüştür. Ekipman üreticilerinin yapmış olduğu bir anket sonucuna göre 2003 yılı sonunda 700'ün üzerinde membran filtrasyonu tesisinin işletmede olduğu belirtilmiştir.

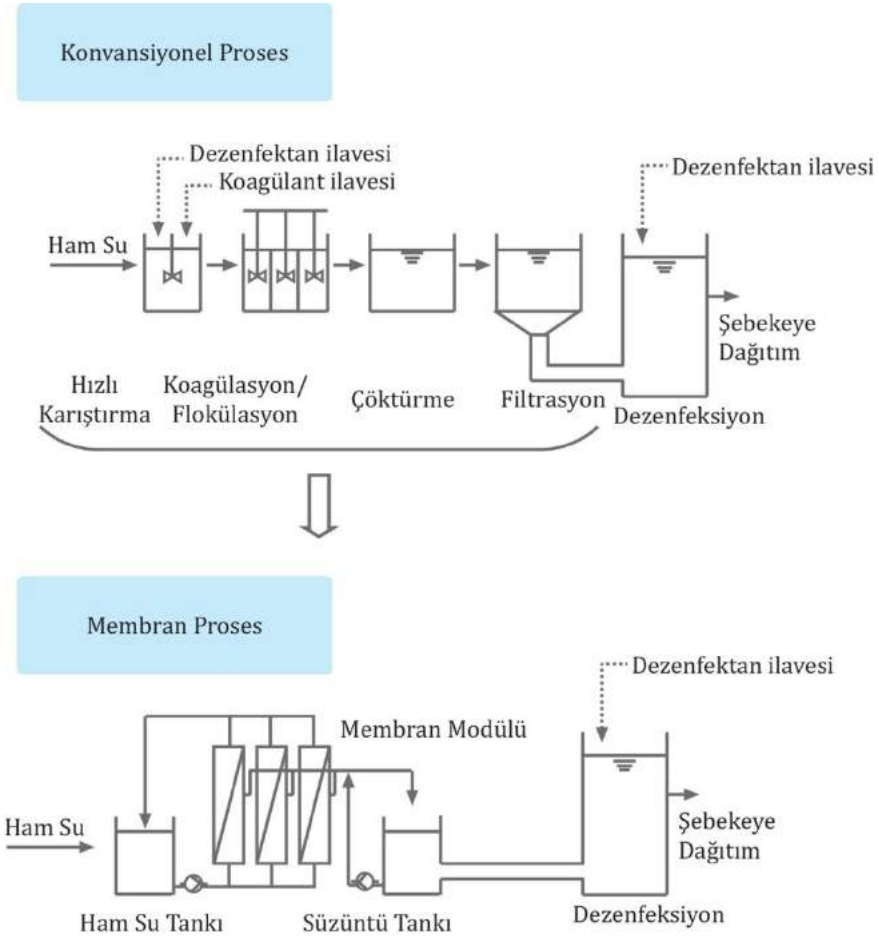


Şekil 7.1 Konvansiyonel içme suyu arıtma tesisi akış diyagramı

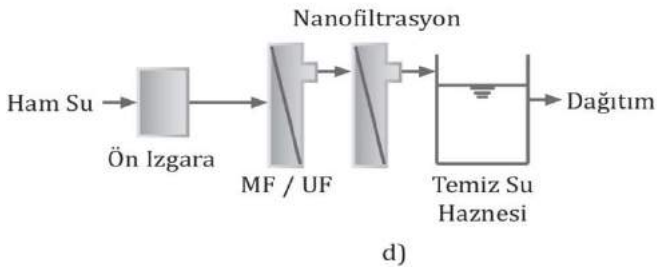
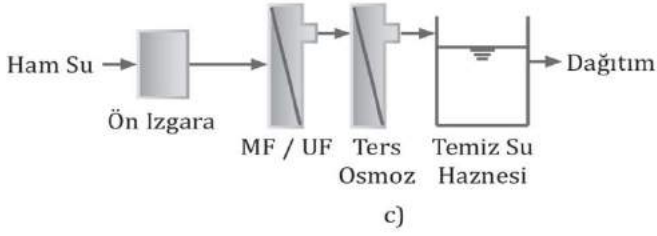
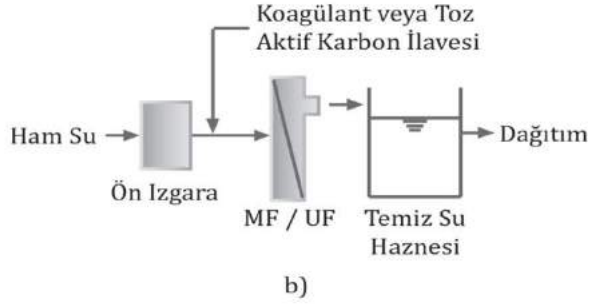
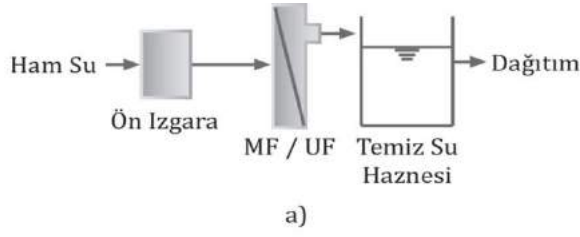


Şekil 7.2 MF/UF membranlı içme suyu arıtma tesisi akış diyagramı

Başka bir araştırmada ise Kuzey Amerika'da 2003 yılı sonunda kapasiteleri 379 m³/gün'den büyük olan (toplam kurulu kapasitesi 2,3 milyon m³/gün) 213 adet membran filtrasyon tesisinin olduğu belirtilmiştir (Adham ve diğ., 2005). Membran filtrasyonuna olan ilgi giderek artarken yüksek kapasitelerdeki yüzey suyu arıtma tesisleri için membran filtrasyonu artık uygulanabilir bir alternatif olarak değerlendirilmektedir (Crittenden ve diğ., 2012).



Şekil 7.3 Konvansiyonel proses ile MF/UF prosesinin karşılaştırılması



Şekil 7.4 MF/UF uygulamaları a) Sadece MF/UF b) PAC ilavesi ile organik madde giderimi c) TO önünde ön arıtma d) NF önünde ön arıtma (Mallevalle ve diğ., 1996)

7.1.4. Membran Tertip Tarzları

MF/UF membranları için en çok kullanılan membran modül tertip tarzları, içi boşluklu fiber, içi boşluklu kapiler, spiral sargılı, tübüler, düz plaka ve disk tüpler olmakla birlikte, en yaygın olarak kullanılan modül tipleri, içi boşluklu fiber ve tübüler modüllerdir. Ham su içerisinde birçok partikülün bulunması, spiral sargılı membranları tıkayabilmektedir. İçi boşluklu fiber ve tübüler modüllerde, geri yıkamanın yapılabilmesi, partiküler ve organik maddelerden ileri gelen tıkanmanın kontrol edilmesini kolaylaştırmakta ve bu modül tertip tarzlarının kullanımını yaygın kılmaktadır. MF için Tablo 7.1'de ve UF için Tablo 7.2'de modül tertip tarzlarının üstünlük ve mahsurları verilmiştir (Mallevialle ve diğ., 1996). Membran geometrileri ile ilgili detaylı bilgiler aşağıda başlıklar halinde açıklanmıştır.

7.1.5. Proses Alternatifleri

MF ve UF membranları basınçlı modül tertip tarzı ve batık modül tertip tarzı olmak üzere iki temel şekilde işletilebilmektedirler. Basınçlı modül tertip tarzı kendi içinde üç farklı şekilde işletilebilmektedir.

7.1.5.1. Basınçlı Modül

MF ve UF, Şekil 7.5'de gösterildiği üzere, basınçlı modül tertip tarzında işletilmektedir. Şekil 7.5 a)'da verilen ilk sistemde, su membrana doğru pompalanmakta, membrandan geçemeyen konsantre akım ise besleme akımı üzerindeki pompanın öncesinde, tekrar besleme akımı ile karıştırılmaktadır. Konsantre akımındaki basınç, sistemin basınç ihtiyacının azalmasını sağlamaktadır. Bazı durumlarda, geri devir akımı üzerindeki konsantrasyonu dengelemek üzere, geri devir akımı dışarıya deşarj edilmektedir.

Tablo 7.1 MF İçi boşluklu fiber ve tübüler modüllerin üstünlük ve mahsurları (Mallevalle ve diğ., 1996)

İçi boşluklu fiber	
Üstünlükleri	<ul style="list-style-type: none">• Uygulanan yatay hızlar düşüktür. 0-2,5 m/sn arasında değişmektedir.• Paketleme oranı yüksektir.• Geri yıkama yapılabilir.• Düşük basınçların uygulanabilmesi (0,2-1 bar).• Modül boyunca düşük basınç azalması (0,1-1 bar).• İçerden dışarıya çalışan sistemlerde, küçük iç çaplardan dolayı yüzey hızları yüksektir.
Mahsurları	<ul style="list-style-type: none">• Tüp çapının küçük olması, tıkanma problemini hızlandırır.• Modül içerisinde bir çok tüp olması, büyük tesislerde, membranların güvenilirliğinin tayininde güçlükler meydana getirmektedir.
Tübüler	
Üstünlükleri	<ul style="list-style-type: none">• Kanal çaplarının büyük olması (1-2,5 cm), yüksek katı madde konsantrasyonuna sahip suların arıtılmasına müsaade etmektedir.• Tıkanmanın kontrol edilmesi için, 5 m/sn gibi yüksek hızlar kullanılabilir.• Tüplerin çapının büyük olması temizlenmesini kolaylaştırmaktadır.• Seramik olanlar, yüksek mekanik dayanım göstermektedir.
Mahsurları	<ul style="list-style-type: none">• Paketleme oranı düşüktür.• Diğer tertip tarzlarıyla karşılaştırıldığında, birim m² membran alanı başına maliyeti yüksektir.

Tablo 7.2 UF membran tertip tarzlarının üstünlük ve mahsurları (Mallevalle ve diğ., 1996)

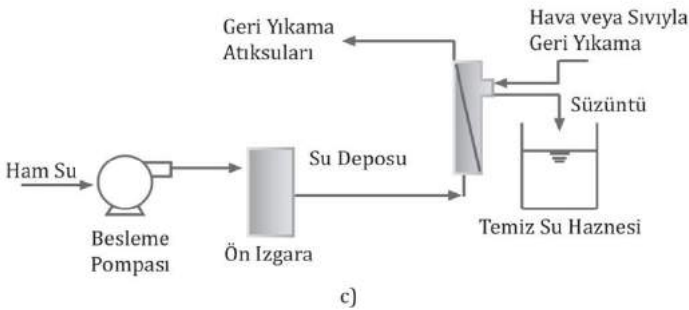
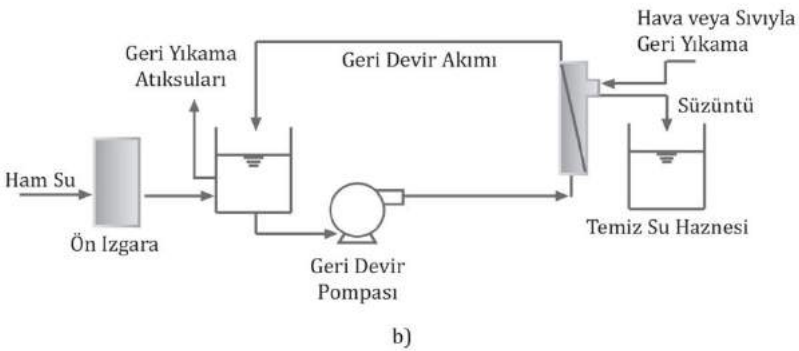
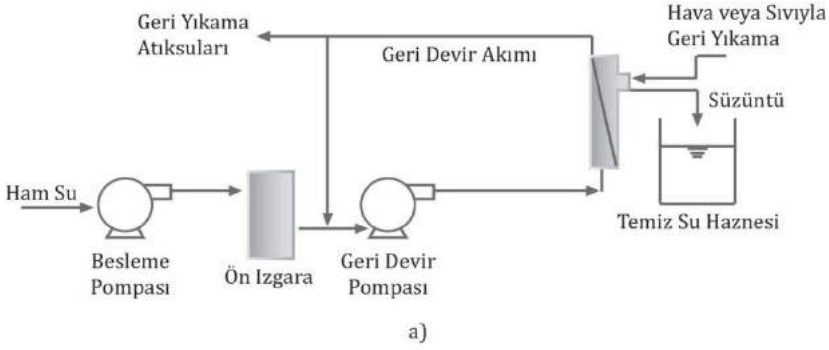
	Tübüler	İçi Boşluklu Fiber	Düz plaka	Spiral Sargılı
Maliyet/Alan	Yüksek	Düşük	Yüksek	Düşük
Membran yenileme maliyeti	Yüksek	Orta	Düşük	Orta/Düşük
Akı, lt/m ² .st	İyi	İyi	Düşük	Düşük
Paketleme yoğunluğu, m ² /m ³	Zayıf	Çok iyi	İyi	İyi
Enerji tüketimi	Yüksek	Düşük	Orta	Orta
Tıkanma	Çok iyi	İyi	İyi	Orta
Yerinde temizleme (CIP)	Çok iyi	İyi	Zayıf	Zayıf

İkinci işletme tipi, ön ızgaradan sonra bir tankın yerleştirilmesidir (Şekil 7.5 b). Ham su, pompaya bu tanktan pompalanmaktadır. Geri devir akımı da bu tanka geri devir ettirilmektedir. Bu tür bir sistem, ham su basıncının değişken olduğu durumlarda uygulanabilmektedir. Fakat bu sistemde, konsantr akımından ileri gelen bir enerji geri kazanımı söz konusu değildir. Üçüncü sistem (Şekil 7.5 c), dik akışlı şekilde sistemin işletilmesidir. Bu sistemde, geri devir akımı söz konusu değildir. Bundan dolayı, geri devir pompaları ve borulama gerekmemektedir (Mallevalle ve diğ., 1996).

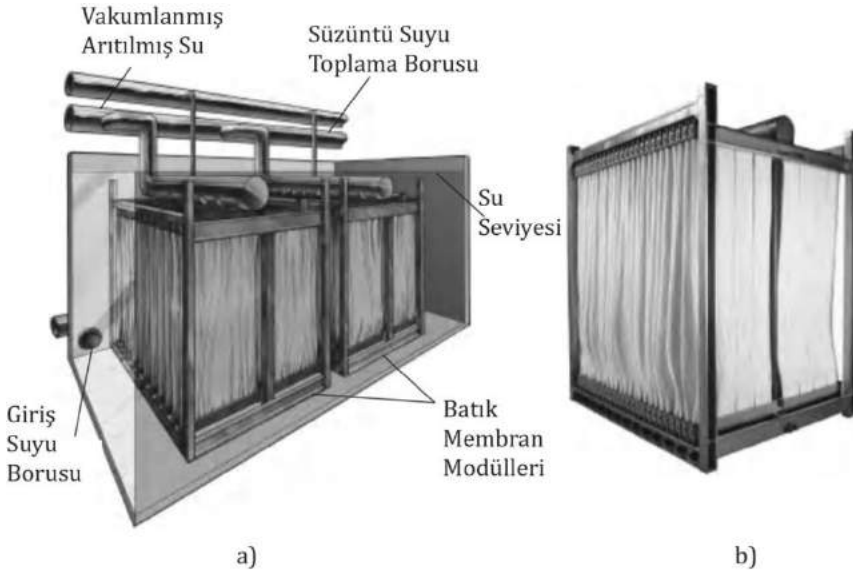
7.1.5.2. Batık Modül

Batık MF/UF sistemleri, Şekil 7.6'da gösterildiği gibi bir tankta modüllerin batık ve asılı olduğu sistemlerdir. Su tanklarının üstleri atmosfere açık olduğundan giriş tarafındaki basınç, su kolonun oluşturduğu statik basınç ile sınırlı kalmaktadır. Membranın süzöntü tarafında, pompa ile sağlanan emiş gücü sayesinde transmembran basıncı oluşmaktadır. Dolayısıyla batık sistemlere "vakumlu sistemler"de denmektedir. Maksimum transmembran basıncı genelde

0,5-0,6 bar olup, genellikle 0,2-0,4 bar aralığında işletilmektedirler. Batık membran sistemleri ayrı tanklar içinde olabilir. Her bir tankın kendine ait süzöntü pompası vardır.



Şekil 7.5 MF/UF sistemlerinde uygulanan işletme tertip tarzları a) çapraz akış b) su hazneli çapraz akış c) doğrudan besleme (Mallevalle ve diğ., 1996)



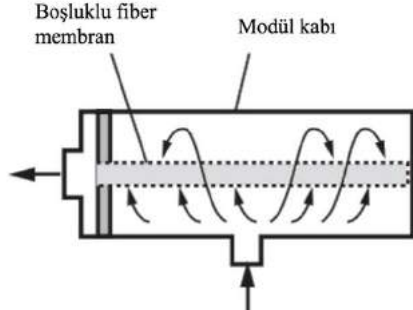
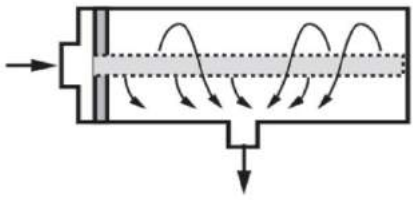
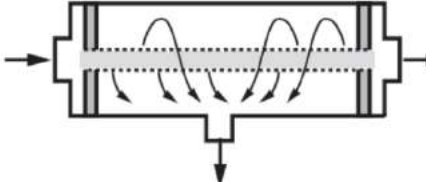
Şekil 7.6 Membran filtrasyonunda batık membran modülleri a) Batık membran modüllerinin şematik gösterimi b) Tek bir modüle ait fotoğraf (Crittenden ve diğ., 2012)

Batık modüller, basınçlı modüllere göre daha büyük membran alanına sahip modüller ile işletilebilmektedir. Ayrıca, daha az vana ve borulama sistemine ihtiyaç duymaktadırlar. Membran üreticileri büyük tesisler için, modülleri genişletip toplam modül sayısını ve modüller arası bağlantıları azaltarak bu prosesleri daha ekonomik hale getirmeye çalışmaktadırlar (Crittenden ve diğ., 2012).

İçi Boşluklu Fiber Membranlarda Akış Doğrultuları

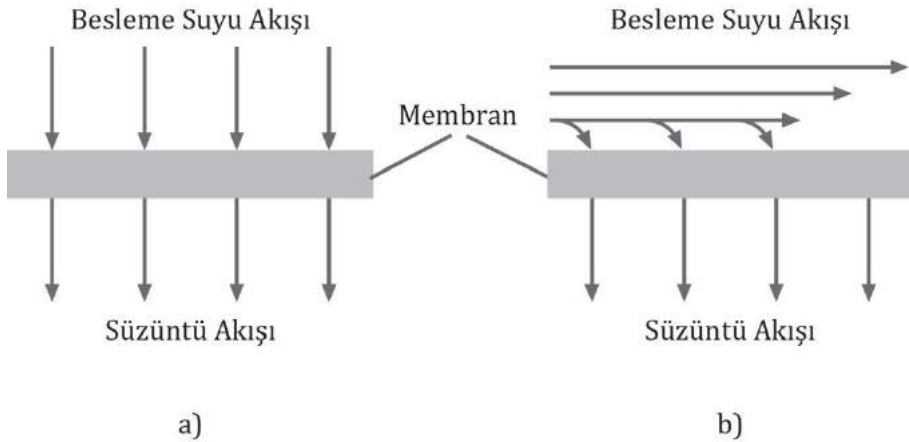
İçi boşluklu fiber membranlarda su, membran duvarından geçerken filtre edilmektedir. Bazı üreticiler bu membran sistemlerini dıştan içe doğru filtrasyon yapacak şekilde tasarlarken bazı üreticiler de tersi yönde yani içten dışa çalışan şekilde tasarlamaktadırlar. Her bir tipin üstünlük ve mahsurları Tablo 7.3'te gösterilmiştir. Basınçlı modül tertip tarzları hem içten dışa hem de dıştan içe çalışabilirken, batık tertip tarzları (vakumlu sistemler) sadece dıştan içe çalışabilmektedirler.

Tablo 7.3 İçi boşluklu fiber membran tertip tarzlarının karşılaştırılması
(Crittenden ve diğ., 2012)

Tertip tarzı	Üstünlükleri	Mahsurları
<p>Dıştan içe</p> 	<p>Aynı akıda daha fazla suyu arıtabilir. Çünkü membranların dış yüzeyinin alanı fazladır. Besleme akımında geniş boyutta katıların olması durumuna az hassastır.</p>	<p>Çapraz akış modunda işletilemez.</p>
<p>İçten dışa (dik akış modu)</p> 	<p>İçten dışa çalışan çapraz akış moduna göre işletilmesi daha ekonomiktir.</p>	<p>Geniş boyuttaki katılar membranın iç boşluğunu tıkayabilir. Aynı akıda az suyu arıtılabilmektedir. Çünkü boşluklu membranların iç yüzey alanları azdır.</p>
<p>İçten dışa (çapraz akış modu)</p> 	<p>Yüksek bulanıklık içeren giriş sularında yüksek akıda işletilebilirler çünkü çapraz akış hızı biriken katı maddeleri süpürerek membran iç yüzeyindeki kek oluşumunu azaltır.</p>	<p>Geniş boyuttaki katılar membranın iç boşluğunu tıkayabilir. Aynı akıda daha az suyu arıtılabilmektedir çünkü boşluklu membranların iç yüzey alanları azdır.</p>

Çapraz Akış ve Dik Akış Rejimleri

Süzüntü akışı ve tıkanma, membran yüzeyi yakınındaki besleme suyunun akış rejiminden oldukça etkilenmektedir. Çapraz akış ve dik akış rejimleri Şekil 7.7’de şematik olarak gösterilmiştir.



Şekil 7.7 Membranlarda akış rejimleri a) dik akış b) çapraz akış rejimi (Crittenden ve diğ., 2012)

Çapraz Akış Rejimi

Çapraz akış filtrasyonunda, besleme suyu içi boşluklu fiber membranın iç kısmına yüksek hızda pompalanmaktadır. Çapraz akış hızı genellikle 0,5-1 m/sn aralığında olup, membran yüzeyine paraleldir. Membran yüzeyine paralel olan akış hızı, kayma kuvveti oluşturarak yüzeyde oluşan kek gelişimini azalmaktadır (Wiesner ve Chellam, 1992). Bu sistemler daha yüksek akıda veya iki geri yıkama arasındaki süre daha fazla olacak şekilde işletilebilirler. Çünkü çoğu katı madde yüzeyde tutunmaktansa, süzölemeyen kısımla taşınarak membran yüzeyinden uzaklaşır. Süzölemeyen ve konsantre olan kısım tekrardan besleme suyuna devrettirilir. Süzüntü debisi tipik olarak besleme debisinin %25’inden daha azdır. Büyük tesislerde geri devir maliyeti yüksek olabilmektedir. Örneğin 50000 m³/gün’lük membran filtrasyon tesisi

uygun çapraz akış hızını sağlayabilmek için 200000-250000 m³/gün'lük suyu geri devrettirmelidir (Crittenden ve diğ., 2012).

Dik Akış Rejimi

Dik akış filtrasyonunda, çapraz akış filtrasyonundaki gibi giriş akımına geri devir yapılmaz. Dik akış boyunca giriş suyu membran yüzeyine dik doğrultuda akmakta ve tutulan tüm katı maddeler geri yıkama yapılan kadar membran yüzeyinde birikmektedir. Filtrasyon süresince birikmenin artmasıyla, çapraz akışa göre daha düşük ortalama akılar elde edilmektedir (Crittenden ve diğ., 2012).

Su Arıtımında Akış Rejimlerinin Değerlendirilmesi

MF ve UF membranların endüstriyel uygulamalarının aksine membran filtrasyonu ile su arıtımında genellikle dik akış rejimi tercih edilmektedir. Endüstriyel giriş akımlarının çoğu yüksek katı madde konsantrasyonuna sahiptir ve istenen akı ve filtrasyon süresine erişmek için çapraz akış rejiminin kullanımı büyük önem taşımaktadır. Yüzey suları oldukça düşük bulanıklığa sahip olduğundan dolayı çapraz akış rejiminin kendine has üstünlüklerinin önemi azalmaktadır. Ayrıca, su arıtma tesisleri endüstriyel su arıtma tesislerine göre oldukça büyük tesislerdir ve tesis kapasitesi arttıkça çapraz akışta kullanılan borulama ve geri devir pompalama maliyetleri de artmaktadır. Çapraz akışlı sistemlerde geri devir pompalarının elektrik maliyeti, dik akışlı işletmenin işletme maliyetinin yaklaşık üç katıdır (Glucina ve diğ., 1998). Sonuç olarak su arıtımında giriş suyu kalitesi ve tesisin işletme maliyeti göz önüne alındığında dik akış rejimi, su arıtımı için daha uygun görülmektedir (Crittenden ve diğ., 2012).

7.1.6. Membran Malzemeleri

MF membranlarının üretildiği polimer materyalleri genel olarak kristal haldedir. UF membranlarının üretimi için kullanılan polimerler ise amorf (camsı) yapıda polimerlerdir. Membran üretiminde kullanılan faz inversiyonu (evre dönüşümü) prosesi boyunca küçük gözenek çapları rahatlıkla oluşturulabilir ve kontrol edilebilir. Polisülfonun (PSf) en yaygın olarak kullanılan polimer olmasının sebepleri aşağıda belirtilmiştir:

- Yüksek pH direnci (kesintisiz maruziyet pH aralığı: 1-13)
- Yüksek sıcaklık limiti (genellikle 75°C)
- Oksitleyicilere karşı direnci yüksek (klor maruziyeti: biriktirme 50 mg/lt, kısa süreli temizleme 200 mg/lt)
- Geniş aralıklı gözenek çapı (1- 20 nm) (Ticari boyuttaki modüllerin MWCO değeri 1000 – 50000 Da arasındadır).

Genellikle yüksek camsı geçiş sıcaklığına sahip polimerlerin kullanımı tavsiye edilmektedir. Bu kategorideki diğer malzemeler, poliakrilo nitril (PAN), Polieter sülfon (PES) (Polisülfondan nispeten daha hidrofiliktir) ve polivinilidin florürdür (PVDF) (Crittenden ve diğ., 2012). Çoğu polimerik UF membranları hidrofobik yapıdadır ve ıslak bir şekilde veya ıslatıcı bir ajanla doldurularak saklanmalıdır. Kurumasına izin verildiği takdirde geri dönüşü olmayan akı kayıpları ve membran yapısında bozulmalar gerçekleşebilir. Seramik membranlar inorganik malzemelerin sinterlenmesiyle üretilirler. Genellikle bu membranlar, polimerik malzemelerden üretilmiş membranların sahip olduğu eksiklikleri göstermez. Fransız firması TechSep, mikroporöz karbon membran desteği içeren tübüler membranın üzerini zirkonyum oksit tabakası ile kaplayarak kompozit tübüler membran üretmiştir. Bir diğer Fransız firması SCT, tümüyle seramik kompozit tübüler membranları üretmektedir. Membranın en küçük gözenek çapı 40 nm ve membran desteğinin gövdesi ile üst tabakası alüminyum oksitten yapılmıştır. Bazı ticari seramik membran malzemeleri ve özellikleri Tablo 7.4'te listelenmiştir. Polimerik malzemelerle diğer bazı membran

malzemelerin moleküler yapıları ile camsı geçiş sıcaklıkları ve erime sıcaklıkları ise Tablo 7.5'te verilmiştir.

Tablo 7.4 Bazı seramik membran üreticilerine ait membran özellikleri (Mallevalle ve diğ., 1996)

Tertip tarzı	Membran tabakası / desteği	Gözenek çapı, μm
Tübüler	ZrO ₂ /C	Dinamik membran
Çoklu tübüler (çoklu monolit)	Al ₂ O ₃ /Al ₂ O ₃	0,004 – 5,0 (UF, MF)
Tübüler (çoklu monolit)	TiO ₂ /TiO ₂ /ZrO ₂	MF (geniş aralıkta) UF (0,05 – 0,005)
Tübüler (çoklu monolit)	Al ₂ O ₃ /Al ₂ O ₃	0,2 – 5,0 (MF)
Tübüler	Karbon kompozit	0,05 – 1,4
Tübüler	Al ₂ O ₃ /Al ₂ O ₃	0,2 – 1,0 (MF)
Tübüler (çoklu monolit)	ZrO ₂ /C	0,002 – 0,15 (UF, MF)
Kapiler	-	0,01 – 0,09 (UF, MF)
Tübüler	Al ₂ O ₃ /Al ₂ O ₃	Dinamik membran

Seramik membranların sentetik membranlara göre bazı üstünlükleri aşağıda belirtilmiştir;

- Bakım maliyeti düşük
- pH direnç aralığı geniş (pH: 0 – 14)
- Yüksek sıcaklık direnci (140 °C)
- Yüksek basınç sınırlaması (2 Mpa)
- Yüksek akı
- Tıkanmaya karşı dirençli
- Yüksek seçicilik

Tablo 7.5 Membran malzemelerinin moleküler yapıları (Mallevalle ve diğ., 1996)

Polimer	Kimyasal Yapısı	Tg/°C	Tm/°C
Polietilen (PE)	$\left[\begin{array}{c} \text{H}_2 \quad \text{H}_2 \\ \quad \\ -\text{C} - \text{C}- \\ \quad \end{array} \right]_n$	-60 ~- 90	137~14 3,5
Polivinilidi n florür (PVDF)	$\left[\begin{array}{c} \text{H} \quad \text{F} \\ \quad \\ -\text{C} - \text{C}- \\ \quad \\ \text{H} \quad \text{F} \end{array} \right]_n$	-40	160~18 5
Polipropile n (PP)	$\left[\begin{array}{c} \text{CH}_2 - \text{CH} \\ \\ \text{CH}_3 \end{array} \right]_n$	-10	167~17 0
Polikarbon at (PC)	$\left[\text{O} - \text{C}_6\text{H}_4 - \text{C}(\text{CH}_3)_2 - \text{C}_6\text{H}_4 - \text{O} - \text{C}(=\text{O}) \right]_n$	150~15 5	240
Teflon	$\left(\begin{array}{c} \text{F} \quad \text{F} \\ \quad \\ -\text{C} - \text{C}- \\ \quad \\ \text{F} \quad \text{F} \end{array} \right)_n$	-133	327
Selüloz asetat (CA)	$\left[\begin{array}{c} \text{CH}_2\text{O-R} \\ \\ \text{O} \\ \\ \text{C} \\ \\ \text{R-O} \quad \text{O-R} \end{array} \right]_n$ R: -H veya -C(=O)CH ₃	-	230
Polieter sülfon (PES)	$\left[\text{C}_6\text{H}_4 - \text{SO}_2 - \text{C}_6\text{H}_4 - \text{O} \right]_n$	225	-
Polisülfon (PSf)	$\left[\text{C}_6\text{H}_4 - \text{SO}_2 - \text{C}_6\text{H}_4 - \text{O} - \text{C}_6\text{H}_4 - \text{C}(\text{CH}_3)_2 - \text{C}_6\text{H}_4 - \text{O} \right]_n$	190	-
Polivinil alkol (PVOH)	$\left[\begin{array}{c} \text{CH}_2 - \text{CH} \\ \\ \text{OH} \end{array} \right]_n$	65~85	228~25 6
Poliakrilo nitril (PAN)	$\left[\begin{array}{c} \text{CH}_2 - \text{CH} \\ \\ \text{C} \equiv \text{N} \end{array} \right]_n$	80~104	319
Polifenilin sülfür (PPS)	$\left[\text{C}_6\text{H}_4 - \text{S} \right]_n$	85	285

7.1.7. Membranların Karakteristik Özellikleri

Membran performansı, malzemenin fiziksel ve kimyasal özelliklerinden oldukça etkilenmektedir. İdeal bir membran, tıkanmadan yüksek akı sağlamalı, fiziksel olarak dayanıklı, kimyasal olarak stabil, biyolojik olarak parçalanmayan ve kimyasallara karşı dirençli ve düşük maliyetli olmalıdır. Tablo 7.6'da membran performansını etkileyen karakteristik özellikler ile bu özelliklerin belirlendiği yöntemler listelenmiştir.

7.1.8. MF/UF Giderme Mekanizması

7.1.8.1. Giderim Verimi ve Log Giderimi

Membran filtrasyonunda en önemli parametrelerden birisi de tutulan maddenin boyutudur. MF ve UF membranları farklı sınıflandırıldıklarından dolayı, karşılaştırılmaları da zor olmaktadır. MF membranın giderme verimi, membranda tutulan maddenin boyutuna bağlıdır. Örneğin 0,2 µm'lik MF membranı teorik olarak 0,2 µm çapındaki partikülleri %100 tutabilmektedir. Membran sektöründe MF giderme verimi genellikle nominal gözenek çapı veya gözenek boyutuyla isimlendirilmektedir. MF membranında belirli bir çaptaki silindirik boşluklar yerine geniş bir boyut aralığında kıvrımlı boşluklar mevcuttur. Genellikle ortalama gözenek aralığı boyutunun, membranın giderebildiği boyuttan biraz daha büyük olduğu kabul edilmektedir. Gözenek boyutu değeri nominal bir sınıflandırmadır. Yani bazı partiküller gözenek çapından daha küçük olmasına rağmen tutulurken, gözenek çapından büyük olan bazı partiküller de tutulmadan membrandan geçebilirler. Su arıtımında kullanılan MF membranları genellikle 0,1 - 1 µm arasındaki partikülleri giderebilmektedir. Bu membranlar, *Giardia lamblia* kistleri ve *Cryptosporidium parvum* oositleri gibi bakteri ve protozoaları tamamen tutabilmektedirler. Virüslerin yapıları daha küçük olduğundan MF ile tamamen giderilemezler (Crittenden ve diğ., 2012).

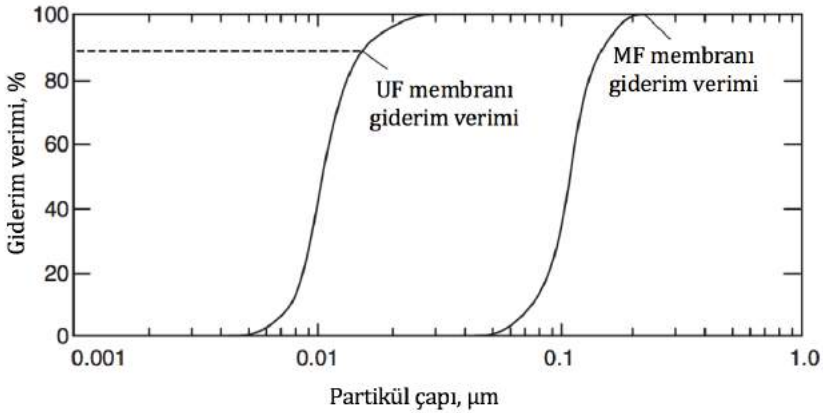
Tablo 7.6 Membranların karakteristik özellikleri ve performansla olan etkileri (Crittenden ve diğ., 2012)

Özellik	Tayin Yöntemi	Membran Performansına Olan Etkisi
Giderme verimi (gözenek çapı veya MWCO)	Kabarcık noktası, verim testleri	Membran tarafından tutulan malzemenin boyutunu kontrol ettiğinden membran filtrasyonunda en önemli parametrelerden birisidir. Yük kaybını da etkilemektedir.
Hidrofobisite	Temas açısı	Membran yüzeyi ile su arasındaki ara yüzey gerilimini ifade etmektedir. Hidrofobik malzemeler suyu sevmez. Dolayısıyla ara yüzey gerilimini minimize etmek için sudaki partiküller sıvı-katı ara yüzeyinde birikirler. Genel olarak, hidrofobik malzemeler hidrofilik olanlara göre tıkanmaya daha yatkındır.
Yüzey veya gözenek yükü	Sıvı akımı potansiyel farkı	Membran yüzeyindeki elektrostatik yükü ifade etmektedir. Çözeltideki negatif yüklü türler ile negatif yüklü membran yüzeyi arasındaki itme kuvveti, kirletici türler ile membran arasındaki temas yüzeyini minimize ederek tıkanmayı azaltmaktadır. UF' de elektrostatik itme, benzer yüklü maddelerin geçişini azaltabilmektedir.
Yüzey pürüzlülüğü	Atomik kuvvet mikroskobu, optik profilometre	Membran tıkanmasını etkilemektedir. Bazı çalışmalar pürüzlü membranların pürüzsüz olanlara göre daha fazla tıkanmış olduğunu göstermektedir.
Porozite	Kalınlık/ağırlık ölçümleri	Membran boyunca yük kaybını etkilemektedir. Daha yüksek porozite daha az yük kaybına yol açmaktadır.
Kalınlık	Kalınlık ölçer, elektron mikroskobu	Membran boyunca yük kaybını etkilemektedir. Daha ince membranlarda daha az yük kaybı olmaktadır.

Tablo 7.6 (Devamı) Membranların karakteristik özellikleri ve performansa olan etkileri (Crittenden ve diğ., 2012)

Özellik	Tayin Yöntemi	Membran Performansına Olan Etkisi
Yüzey kimyası	ATR/FTIR, SIMS, XPS	Besleme suyu içerisindeki bileşenler ile membran yüzeyi arasındaki kimyasal etkileşimlere tesir ederek temizlemeyi ve tıkanmayı etkilemektedir.
Kimyasal ve termal stabilite	Ekstrem kimyasallara ve sıcaklığa maruziyet	Membran ömrünü etkiler. Kimyasal ve termal stabilite arttıkça kuvvetli temizleme rejimleri uygulanabilir ve bunun sonucunda membran malzemesi daha az deforme olmaktadır.
Biyolojik stabilite	Mikroorganizma maruziyeti	Membran ömrünü etkilemektedir. Düşük biyolojik stabilite, mikroorganizma kolonileşmesi ve membran malzemesinin fiziksel deformasyonu ile sonuçlanmaktadır.
Klor/oksidan toleransı	Klor/oksidan maruziyeti	Membran malzemesinin dezenfekte edilebilirliğini etkilemektedir. Periyodik dezenfeksiyon işlemi süzüntü tarafında membran yüzeyi üzerindeki mikrobiyal büyümeyi engellemektedir. Böylece membranın biyolojik deformasyonu azalmaktadır (membran ömrü uzar).
Mekanik dayanıklılık	Mekanik testler	Membranın pompa ve vana kullanımından kaynaklanan dalgalanmalara karşı direncini etkilemektedir.
İç fiziksel yapı	Elektron mikroskobu	Partikül tutulumunu ve akış hidrodinamiğini etkilemektedir. Membranın iç yapısını ölçmek için herhangi bir standart yöntem mevcut değildir.
Maliyet	Malzeme maliyeti	Membran sisteminin maliyetini etkilemektedir.

Membran üreticilerinin UF membranlarının giderme verimini tanımlamak için iki farklı yaklaşımı vardır. Bazı üreticiler, gözenek boyutları 0,01 – 0,04 μm aralığında olan MF membranlarına benzer bir gözenek boyutu sınıflandırması kullanmaktadırlar. Diğer üreticiler ise membranda tutulan maddenin moleküler ağırlığına bağlı olarak bir sınıflandırma yapmaktadırlar. Bu sınıflandırma molekül ağırlığı engelleme sınırı (MWCO) veya nominal moleküler engelleme sınırı olarak adlandırılmıştır. UF membranının MWCO değerini belirlemede kullanılan standart prosedür çeşitli moleküler ağırlıklardaki dekstran çözeltisinin filtre edilmesiyle gerçekleştirilmektedir (ASTM, 2001). Dekstran, virüslerden veya diğer parçacıklardan önemli derecede farklı fiziksel ve kimyasal özelliklere sahip olması beklenen dallanmış yapıda bir polisakkarittir. MWCO değeri, UF membranında %90 giderime veriminin olduğu moleküler ağırlığa tekabül etmektedir. MF ve UF membranlarının giderim verimindeki farklılıklar Şekil 7.8'de gösterilmiştir.



Şekil 7.8 MF ve UF membranlarında giderim verimlerinin belirlenmesi (Crittenden ve diğ., 2012)

Moleküllerin hidrodinamik çapı moleküler ağırlıklarından belirlenebilir. Örneğin, aşağıdaki ampirik ifade kullanılarak hidrodinamik çap ile dekstranın moleküler ağırlığı arasında bir ilişki kurulmuştur (Ioan ve diğ., 2000):

$$d_H = 0,11(MA)^{0,46} \quad (7.1)$$

Burada,

d_H : Dekstran molekülünün hidrodinamik çapını, nm
 MA : Moleküler ağırlığını, g/mol

ifade etmektedir. UF membranlarında MWCO değeri 1000 Dalton (Da) ile 500000 Da arasında değişmektedir. Bu MWCO değeri yaklaşık olarak 1-30 nm çap aralığındaki partiküllerin tutulmasına karşılık gelmektedir (Cheryan, 1998). Bu sonuçlar virüslerin boyutlarıyla karşılaştırıldığında MWCO değerine bağlı olarak bazı UF membranların virüsleri tamamen giderebildiği, bazılarının ise yetersiz kaldığı görülmektedir (Crittenden ve diğ., 2012).

Bir maddenin süzüntü giderme verimi:

$$R = 1 - \frac{C_p}{C_f} \quad (7.2)$$

ile ifade edilmektedir. Burada,

R : Giderme verimini, boyutsuz
 C_p : Süzüntü konsantrasyonunu, mol/lit veya mg/lit
 C_f : Besleme (giriş) suyu konsantrasyonunu, mol/lit veya mg/lit

ifade etmektedir. Giderme verimi, partiküler maddenin önemli kısmı için (örneğin, bulanıklık, partikül sayımı) veya ilgili bileşen için (örneğin, *Cryptosporidium* oositleri) ayrı olarak hesaplanabilmektedir. Membran filtrasyonunda, süzüntüdeki bileşenin konsantrasyonu, giriş konsantrasyonuna göre oldukça düşük olabilir. Eğer denklem 7.2 kullanılarak giderme verimi hesaplanacak ise özellikle mikroorganizmalar için virgülden sonra çok rakam olmasına sebep olacaktır. Bu

durumlarda log giderme verimi (LGD) kullanılır (Crittenden ve diğ., 2012).

$$LGD = \log(C_f) - \log(C_p) = \log\left(\frac{C_f}{C_p}\right) \quad (7.3)$$

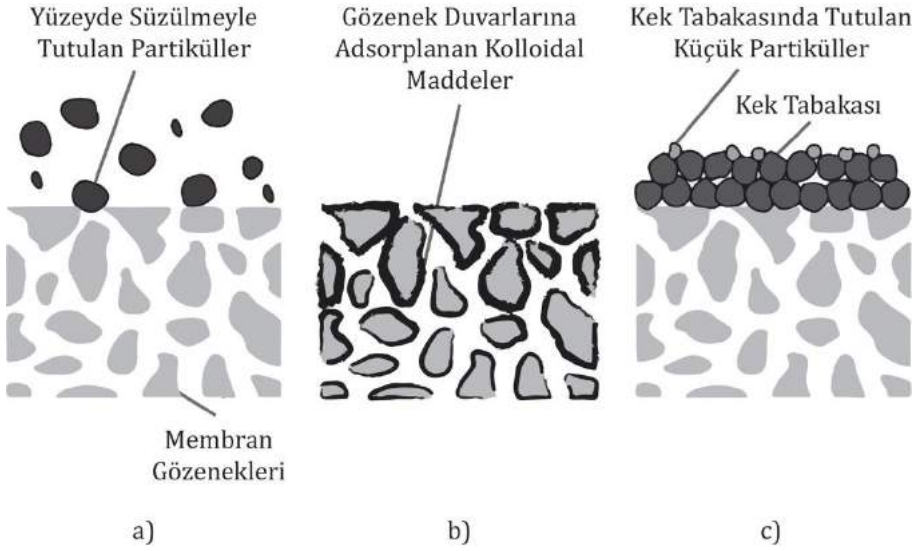
7.1.8.2. Filtrasyon Mekanizması

Membran filtrasyonunda partikül gideriminde en önemli giderme mekanizması süzme olmasına rağmen, adsorpsiyon ve kek oluşumuyla da giderme gerçekleşmektedir. Giderme mekanizmaları şematik olarak Şekil 7.9'da gösterilmiştir.

Süzme (eleme olarak da adlandırılır), membran filtrasyonundaki en baskın mekanizmadır. Genellikle membranın tutabildiği boyuttan daha büyük olan partiküller yüzeyde tutunurken, su ve daha küçük yapıları partiküller membrandan geçmektedirler.

Doğal organik maddeler (DOM) membran yüzeyine adsorplanabilirler (Jucker ve Clark, 1994). Dolayısıyla, çözünmüş maddelerin boyutları her ne kadar membranın tutabileceği boyuttan küçük olsa da giderim gerçekleşebilir. Adsorpsiyon, temiz bir membranın işletmesinin ilk zamanlarında önemli bir giderme mekanizması olabilir. Adsorpsiyon kapasitesi hızla tükenirken membranların uzun süreli işletilmeleri durumunda da etkili bir mekanizma olmaktan çıkmaktadır. Yine de adsorpsiyonun membran işletmesi üzerinde önemli etkileri vardır. Çünkü adsorplanan maddeler membran boyunca olan boşlukların boyutunu azaltarak, membranın daha küçük boyuttaki partikülleri süzme mekanizmasıyla gidermesini sağlamaktadır. Ayrıca, adsorpsiyon, MF ve UF membranlarının doğal organik maddeler tarafından tıkanmasının birincil sebebi olarak görülmektedir. Filtrasyon boyunca, temiz bir membran süzme mekanizmasına bağlı olarak yüzeyde zamanla katı bir kek tabakası biriktirir. Bu yüzey keki de filtre gibi davranarak giderme için ayrı bir mekanizma sağlamaktadır. Yüzey keki genellikle

“dinamik membran” olarak adlandırılır. Çünkü kekin filtreleme kapasitesi zamanla değişmektedir. Filtrasyon boyunca kek kalınlığı artarken geri yıkama süresince kısmen ya da tamamen giderilirler. Kek filtrasyonunun matematiksel modellemesi granüler filtrasyona benzermekte ve yüzey keki oluşumundan kaynaklanan ilave dirençler Kozeny vb. diğer denklemler ile hesaplanabilmektedir (Crittenden ve diğ., 2012).



Şekil 7.9 Membran filtrasyonunda giderim mekanizmaları a) Süzme: partiküller membran gözeneklerinden büyük olduğu zaman fiziksel olarak yüzeyde kalır b) Adsorpsiyon: partiküller gözenekten geçebilecek kadar küçük olduğundan iç gözeneklerin duvarlarına adsorplanır c) Kek tabakası: partiküller gözeneklerden geçebilecek kadar küçük olduğunda, daha büyük partiküllerin oluşturduğu kek tabakası tarafından yüzeyde tutunurlar (Crittenden ve diğ., 2012)

7.1.8.3. Mikroorganizmaların Giderimi

Su arıtımını ilgilendiren öncelikli mikroorganizmalar protozoa ve helminitler, bakteriler ve virüslerdir. Her birinin giderimi aşağıda

açıklanmıştır. Amerika'daki güvenli su arıtma yönetmeliği (SWTR)'ne göre, Giardia'nın 3-log ve virüslerin 4-log giderimini sağlayacak ekipmanların kullanılması gerekmektedir. Bundan dolayı, MF ve UF kullanımı çok yaygınlaşmıştır.

Tablo 7.7'de başlıca mikroorganizmalar ve boyutları verilmiştir. Bunların içerisinde virüsler, boyut olarak en küçük olanlardır. Virüslerin boyutları, 0,02-0,08 μm arasında değişmektedir. Virüsleri, 0,5 ile 10 μm aralık ile bakteriler takip etmektedir. Protozoa kisti ve protozoa oositlerinin boyutları ise 3-15 μm arasındadır. Daha önce de belirtildiği üzere, MF membranlarının boyutları, 0,05 ile 5 μm arasında değişmektedir. Bundan dolayı, su içerisinde tutmak istediğimiz mikroorganizmaya bağlı olarak, gözenek çapı belirli MF membranları kullanılmaktadır (Mallevialle ve diğ., 1996).

Tablo 7.7 İçmesuyu tesislerinde bulunan mikroorganizmaların yaklaşık boyutları (Mallevialle ve diğ., 1996)

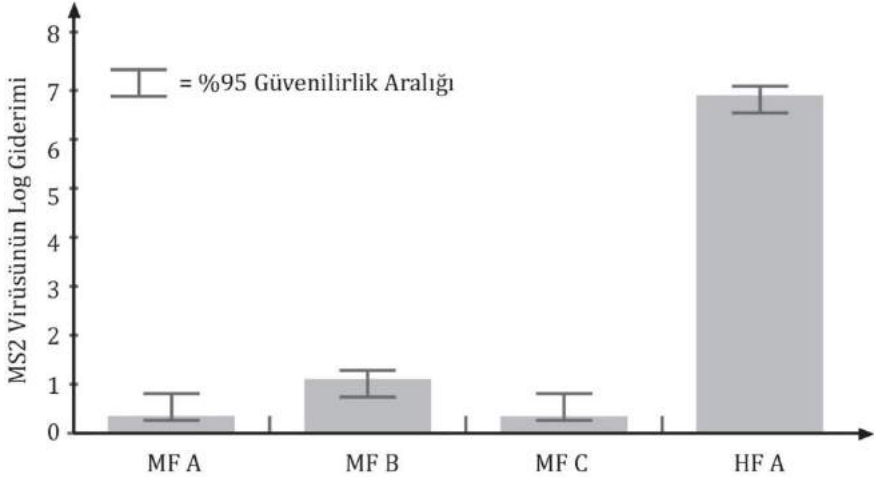
Organizma	Model	Yaklaşık boyut, μm
Virüs	MS2 bacteriophage	0,025
Koliform bakteri	Escherichia coli	1-3
Protozoa oositi	Cryptosporidium parvum	3-8
Protozoa kisti	Giardia muris	7-14

Virüslerin Giderimi

Virüsler, boyut açısından en küçük mikroorganizma grubunu temsil etmektedirler. Boyut aralığı olarak, 0,5 ile 10 μm ile UF membranların başlangıç ve MF membranlarının ise son boyut aralığına girmektedir. Virüslerin membranlarda tutulma mekanizması, fiziksel olarak elek mekanizması, membran üzerine adsorpsiyon ve kek tabakası içerisindeki partiküllere adsorpsiyon şeklindedir. Virüslerin, MF membranlarındaki giderilme verimi çok düşük boyutlarda iken, UF membranları ile yüksek oranda giderilebilmektedir. Şekil 7.10'da MS2

virüsü MF membranları ile 1 logdan az giderilebilirken, UF membranı ile yaklaşık 6,8 log giderme verimi elde edilebilmektedir.

Yapılan bazı çalışmalarda, yıkama çeşidinin, geri yıkamalı veya kimyasal yıkamalı olup olmadığı, virüs giderimini etkilediği tespit edilmiştir. Bu durum, kek tabakasının kalınlığı ve sıklığına bağlı olmaktadır. Membranın yaşı da virüs gideriminde etkili olmaktadır. Zamanla tersinir olmayan tıkanmadan dolayı membran gözeneklerinin tıkanması, virüs giderimini artırmaktadır. Virüsler, membran üzerine veya su içerisindeki partiküllere adsorbe olabilmektedirler. Bundan dolayı, su içerisindeki partikül madde konsantrasyonu da bir diğer önemli husustur. Bu durum sentetik ve doğal sularla yapılan çalışmalarda daha iyi gözlenmiştir. Virüs giderimi, partikül madde konsantrasyonu yüksek olan doğal sularda daha yüksek elde edilmiştir.



Şekil 7.10 MS2 virüsünün MF ve UF membranları ile giderimi (Jacangelo ve Adham, 1994)

Bakterilerin Giderimi

Bakteriler şekilleri itibari ile çok değişik boyutlarda bulunabilmektedirler. Bununla birlikte en genel bakteriler, MF ve UF

membranlarında büyük oranda tutulabilmektedirler. Giderilme mekanizması elek şeklinde olup, kek tabakası oluşumu ve membran üzerine adsorpsiyon da rol oynamaktadır. Tablo 7.8’de MF ve UF ile yapılmış çalışma sonuçları verilmiştir. Yapılan çalışmaların bir çoğunda, süzöntü akımındaki bakteri konsantrasyonu, ölçüm limitlerinin altında kalmaktadır. Ayrıca, MF ve UF ile yapılan çalışmalarda, giderme verimi yaklaşık olarak birbirine eşit çıkmıştır.

Tablo 7.8 MF/UF membranları ile *P.aeruginosa* ve *E.coli* giderimi (Mallevalle ve diğ., 1996; Jacangelo ve Adham, 1994)

Membran	Proses	Engelle me sınırı	<i>P.aeruginosa</i>			<i>E.coli</i>		
			Giriş, kob/ 100 ml	Süzöntü kob/ 100 ml	Log giderim	Giriş, kob/ 100 ml	Süzöntü, kob/ 100 ml	Log giderim
Memcor	MF	0,2 µm	1,5E+ 08	<1	>8,2	1,0E+ 08	<1	>8,0
Optimem	MF	0,2 µm	1,5E+ 08	<1	>8,2	1,0E+ 08	<1	>8,0
Desal	MF	0,1 µm	1,5E+ 08	<1	>8,2	1,0E+ 08	<1	>8,0
Aquasour ce	UF	100 kDa	5,3E+ 08	<1	>8,7	1,0E+ 08	<1	>8,0

Protozoaların Giderimi

Protozoa kistleri, Giardia muris ve Crytosporidium parvum’ ların toplamıdır. Her iki mikroorganizmada, MF ve UF membranlarının gözenek çaplarından daha büyüktür. Giardia muris ve Crytosporidium parvum’ların giderilme mekanizmaları, elek şeklindedir. MF ve UF’de büyük oranda tutulabilmekte ve elde edilen neticeler, ölçme limitlerinin altında kalmaktadır (ölçüm limiti: 1 kist veya 1 oosit/lit). Süzöntü akımında Giardia muris ve Crytosporidium parvum’ların bulunmasının nedeni, membran fiberlerinin kırılması ve deformasyona uğraması olabilir. Giderilme verimleri, membran tertip tarzına veya malzemesine

göre değişmemektedir. Tablo 7.9'da, *Giardia muris* ve *Crytosporidium parvum*'ların giderilmesi için yapılmış çalışmaların sonuçları verilmiştir.

Tablo 7.9 MF ve UF ile *Giardia muris* ve *Crytosporidium parvum* giderimi (Mallevalle ve diğ., 1996; Jacangelo ve diğ., 1995)

Membran	Proses	Gözenek çapı veya MWCO	Mikroorganizma	
			<i>G.muris</i> , kist/lt	<i>C.parvum</i> , oosit/lt
Memcor	MF	0,2 µm	<1	<1
			<1	<1
Optimem	MF	0,2 µm	<1	<1
			<1	<1
Aquasource	UF	100 kDa	<1	<1
			<1	<1

7.1.8.4. Partikül Giderimi

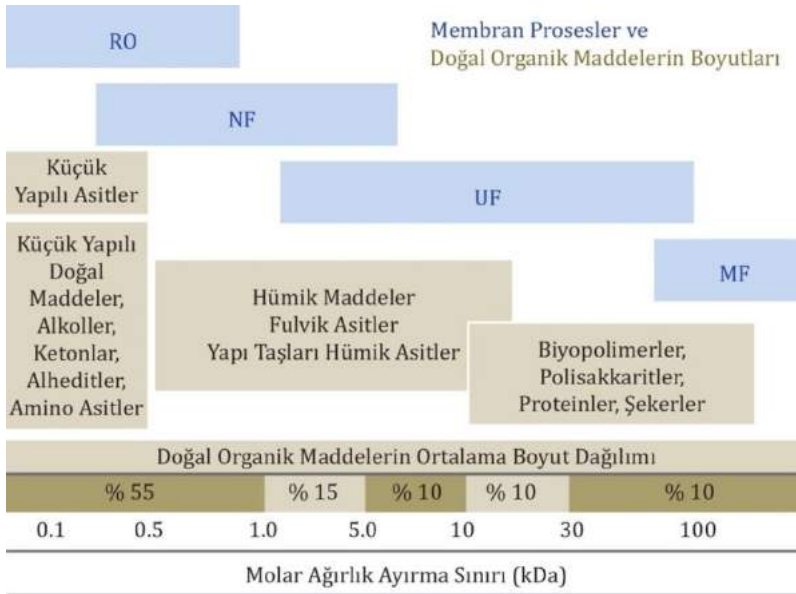
MF membranlarının en önemli uygulama alanı, partikül giderimidir. USEPA SWTR'a göre, konvansiyonel ve doğrudan filtrasyon yapan su artıma tesislerinde filtre edilen su numunelerinin %95'inde bulanıklık 0,5 NTU'nun altında olmalı ve bulanıklık değeri hiçbir zaman 5 NTU'nun üzerine çıkmamalıdır. Olivieri ve diğ., (1991), içi boşluklu fiber membranlar ile yüzeysel suların bulanıklığını 0,2 NTU'nun altına düşürmüştür. Aynı MF sistemi ile Letterman ve diğ. (1991), bulanıklığı 0,1 NTU'nun altında elde etmişlerdir. 1996 yılı itibari ile Amerika'nın en büyük MF tesisinde (Kapasite: 18900 m³/gün), ortalama bulanıklık değeri 0,05 NTU olarak elde edilmiştir. Wiesner ve diğ. (1991), tübüler membranların giderme verimini gözenek çaplarının etkilediğini belirlemişlerdir. Buna göre bulanıklığı 25 NTU olan bir yüzeysel suyun 0,05, 0,2 ve 0,8 µm'lik MF membranları ile arıtılması sonucunda, süzüntü akımındaki bulanıklık değerleri, 0,4, 0,9 ve 1,8 NTU olmuştur. Koagülant ilavesi, 0,05 ve 0,2 µm'lik MF membranlarında giderme verimini iyileştirmiş, fakat, 0,8 µm'lik MF membranları sonucunda bir değişiklik olmamıştır. Üstelik 0,8 µm'lik MF membranında, koagülant

ilavesi sonucunda daha yüksek bulanıklık değeri elde edilmiştir. Bunun nedeni ise membrandan geçen metal hidroksitlerine bağlanmıştır. Kuzey Kaliforniya'daki iki farklı yüzeysel su ile yürütülen UF çalışmasında, MWCO değeri 100 kDa olan selüloz türevinden üretilmiş içi boşluklu fiber membran kullanılarak (Aquasource, Fransa) çok düşük bulanıklık değerleri elde edilmiştir. Mokelumme Nehri'nden alınan su, ön filtrasyondan sonra membran filtrasyonu ile arıtmaya tabi tutulmuştur. Membran filtrasyonuna giren suyun bulanıklığı 0,3 - 0,82 NTU arasında değişmiş ve geri devredilen suyun bulanıklığı 2,54 NTU'ya kadar yükselmiştir. Buna rağmen, membran filtrasyonu çıkışındaki süzüntü suyunun bulanıklığı 0,03 - 0,04 NTU aralığında kalmıştır. Delta Nehri'nden su alınan bir diğer çalışmada da membran filtrasyonu öncesinde su, ön arıtmaya tabi tutulmuştur. Ön arıtma sonrasındaki bulanıklık değeri 11,5 - 24,8 NTU aralığındayken, membrandan geri devrettirilen suyun bulanıklığı 55,3 NTU'ya kadar yükselmiştir. Buna rağmen, aynı yüksek kalitede ve düşük bulanıklıkta su elde edilmiştir (Jacangelo ve diğ., 1989). Benzer sonuçlar, ön arıtma yapılmadan yüzey suyunun membrandan dik akış tertip tarzı ile arıtılmasıyla da elde edilmiştir. Membran malzemesinin ve molekül ağırlığı engelleme sınırının (MWCO), TOK ve bulanıklık giderimi üzerindeki etkileri çalışılmıştır. Suyun TOK içeriğindeki %40'lık bir azalmanın, ağırlıklı olarak sudaki düşük molekül ağırlıklı organik bileşenlerin yüksek konsantrasyonlarda bulunması sonucunda elde edildiği sonucuna varılmıştır. Fakat bulanıklık giderimi %98'e ulaşmıştır (Lainé ve diğ., 1989; Mallevialle ve diğ., 1996).

7.1.8.5. Doğal Organik Madde (DOM) Giderimi

1980'lerin sonlarından itibaren membran prosesleri, bulanıklığı, organik maddeleri, mikroorganizmaları ve dezenfeksiyon yan ürünü (DYÜ) öncülerini etkili bir şekilde arıtmasıyla giderek dikkatleri üzerine çekmiştir. Membranlar esas olarak makromolekülleri boyutlarına göre ayırdıklarından dolayı giderme verimi, membranların gözenek çapı ve gözenek çapı dağılımlarının, doğal organik maddelerin boyutları, boyut

dağılımları ve şekilleri ile karşılaştırılmasıyla belirlenir. DOM'lerin molar kütleleri kolloidal boyut aralığında olup, birkaç 100 Da'dan (Dalton, g/mol'e eşittir) başlayıp 100 kDa'dan daha büyük değerlere ulaşabilmektedir (Ericsson ve Trägårdh, 1997). DOM'lerin boyut dağılımları su kaynağına göre değişkenlik göstermekle beraber genellikle küçük moleküllerin çok büyük bir kısmı 1 kDa'dan daha az olduğu gözlenmiştir (Fan ve diğ., 2001; Kim ve Yu, 2005; Zularisam ve diğ., 2007b; Zularisam ve diğ., 2009) (Şekil 7.11).



Şekil 7.11 Farklı membran proseslerinin ayırma sınırı ve doğal organik madde (DOM) fraksiyonlarının boyutları (Fan ve diğ., 2001; Zularisam ve diğ., 2007a; Huber ve diğ., 2011; Thorsen, 2004; Kennedy ve diğ., 2005; Kaewsuk ve Seo, 2011, Jeong ve diğ., 2013; Sillanpää, 2015)

Eğer membran ile çözünmüş madde arasında elektrostatik itme kuvveti varsa giderme verimi, membranın nominal ayırma sınırına göre beklenenden daha büyük olabilir. Dolayısıyla hem membranın hem de asidik grup içeriği ve hidrofilik/hidrofobik karakterde olma gibi DOM'nin özellikleri DOM giderimi için önemli faktörlerdir. Elektriksel itme olması durumunda giderme verimini etkileyen diğer fizikokimyasal

faktörler pH, iyonik kuvvet ve iki değerlikli katyon (özellikle Ca²⁺) içeriğidir. (Metsämuuronen ve diğ.; 2014, Sillanpää, 2015). MF membranları, doğal ve sentetik organik maddelerin gideriminde de kullanılmaktadır. Membran gözenek çaplarındaki ve malzemelerindeki büyük farklılıktan dolayı, doğal organik maddelerin giderimi, ham suya bağlı olarak değişim göstermektedir. Olivieri ve diğ. (1991) çalışmasında, 0,2 µm'lik polipropilen MF membranları ile %15 TOK ve Trihalometan oluşma potansiyeli (THMOP) giderimi elde edilmiştir. Wiesner ve diğ. (1991) çalışmasında ise 0,05 µm'lik tübüler seramik MF membranlarında %30 TOK giderimi elde edilmiştir. THMOP ise hem 0,05 µm hem de 0,2 µm gözenek çaplı seramik membranlar ile %10 - 20 oranında giderilmiştir.

MF membranları ile normal işletme sırasında, çok az bir organik madde giderimi söz konusu iken, flok oluşturucu metal koagülantlar ve toz aktif karbon kullanılması, DYÜ öncü maddelerinin giderme verimini artırmaktadır (Olivieri ve diğ., 1991). Yapılan bir çalışmada 50 mg/lit alum ilavesi sonucunda, THMOP gideriminin %70'e yükseldiği gözlenmiştir (Reckhow ve Singer, 1990). Burada, koagülantın ilave edildiği şartlar da önem taşımaktadır (Mallevalle ve diğ., 1996). UF membranları ile yüzeysel suların arıtımında gevşek UF membranları (ayırma sınırı ≥60 kDa) kullanılması durumunda çözünmüş organik karbon (ÇOK) giderimi %14 ile %49 ve orta UF membranları (ayırma sınırı 10-60 kDa) kullanılması durumunda %20 ile %75 arasında değişiklik göstermiştir. Sıkı UF membranlarının (ayırma sınırı <10 kDa) ÇOK giderimi de oldukça yüksektir (%38-%87) (Tablo 7.10). MF membranlarında olduğu gibi UF membranlarında da membranın ayırma sınırıyla DOM giderimi için yapılan tahminler çok doğru sonuçlar vermemektedir. Boyutlarına göre giderim olmasının yanı sıra elektrostatik itme de UF membranlarında DOM giderimi için önemli bir ayırma mekanizmasıdır. Yapılan bir çalışmada en düşük DOM giderme verimleri yüksüz UF membranlarıyla elde edilirken, yüklü UF membranları ile membranın ayırma sınırı ve yüzey suyundaki DOM boyutları ile yapılan tahminlerden çok daha yüksek giderme verimleri elde edilmiştir (Cho ve diğ., 1999; Cho ve diğ., 2000a ve b; Yoon ve diğ.,

2005; Lee ve diğ., 2005; Sillanpää, 2015). Lee ve diğ., (2005), negatif yüklü ve 8 kDa ayırma sınırı olan bir membrandan yüzey suyu arıttıklarında giriş suyundaki DOM'nin molar kütlelerinin süzüntü suyunda sırasıyla 1230 ve 2360 kDa'dan 620 ve 900 Da'a düştüğünü gözlemişlerdir. Diğer bir çalışmada ise 8 kDa ayırma sınırı olan bir membran kullanılarak molar kütlesi 2 kDa'dan daha büyük olan kısmın tamamen giderildiği görülmüştür (Cho ve diğ., 2000b). Hidrofobik ve yüklü membran yüzeyi ile DOM arasındaki hidrofobik etkileşimler ve elektrostatik itmeler DOM giderimini önemli ölçüde arttırmaktadır. Yoon ve diğ. (2005), hidrofobik PES membranları ile DOM gideriminin, DOM'nin ortalama molar kütlesi ve membranın gözenek çapı gözönünde bulundurularak yapılan tahminden sekiz kat daha yüksek olduğunu bildirmişlerdir. Bu sonuçlar, membranın kabul edilen ayırma sınırı değerinden çok daha küçük olan moleküllerin de membranlarla giderilebildiğini açıkça göstermektedir (Sillanpää, 2015).

Tablo 7.10 Doğal sulardan MF ve UF membranları ile yapılan DOM giderim çalışmaları (Sillanpää, 2015)

Besleme suyu	Membran, malzemesi, ayırma sınırı/gözenek çapı, modül tipi, TMP	Değişkenler	ÇOK giderimi (%)	Süzüntü kalitesi; içeriği ve/veya giderimi (%)	Kaynak
Hümkik asit, 15 mg/lt	MF, polikarbonat, 0,1 µm,	pH: 6		%20 TOK	Ben-Sasson ve diğ., (2013)
		pH: 7		%33 TOK	
		pH: 8		%14 TOK	
	UF, PES, 100 kDa	pH: 6		%59 TOK	
		pH: 7		%49 TOK	
		pH: 8		%56 TOK	
Yüzeysel su; ÇOK, 1,3 mg/lt	PVDF, 100 nm, içi boşluklu fiber	Batık modül	35		Chae ve diğ., (2009)
		Basınçlı modül	35		
Yüzeysel su; ÇOK, 2,2 mg/lt; SUVA, 2,9; THMOP, 75 µg/lt; HAAOP, 80 µg/lt	PE, 100 nm, çapraz akış		18	ÇOK: 1,8 mg/lt THMOP: 55 µg/lt, %8 HAAOP: 48 µg/lt, %4	Siddiqui ve diğ., (2000)
Yüzeysel su; ÇOK, 5,3 mg/lt; SUVA, 1,8	ZeeWeed 1000, 20 nm, gerçek ölçek		66	ÇOK: 1,9 mg/lt THMOP: %54 HAAOP: %77	Lamsal ve diğ., (2012)
Moorland suyu; TOK, 9,8 mg/lt	PSf, 100 kDa, düz plaka, lab. ölçekli, 100 kPa		18	UV ₂₅₄ , %22	Bessiere ve diğ., (2009)
Yüzeysel su; ÇOK, 3,1 mg/lt; SUVA, 2,9	Farklı düz plaka membranlar, dik akışlı filtrasyon, lab. ölçekli	S-PES, 20 kDa, hidrofobik		~75	Yoon ve diğ., (2005)

Tablo 7.10 (Devamı) Doğal sulardan MF ve UF membranları ile yapılan DOM giderim çalışmaları (Sillanpää, 2015)

Besleme suyu	Membran, malzemesi, ayırma sınırı/gözenek çapı, modül tipi, TMP	Değişkenler	ÇOK giderimi (%)	Süzüntü kalitesi; içeriği ve/veya giderimi (%)	Kaynak
Hümitik asit, 2 mg/lt; ÇOK, 8,7 mg/lt; farklı pH larda	Farklı düz plaka membranlar veya yükler, karıştırıcı basınç kabı, lab. ölçekli, 69 kPa	100 kDa, nötr, pH = 3,5 100 kDa, nötr, pH = 7,5 100 kDa, yüklü, pH = 3,5 100 kDa, yüklü, pH = 7,5 PES/100 kDa, zeta: -12,3 mV		UV ₂₅₄ , %55 UV ₂₅₄ , %59-97 UV ₂₅₄ , %79 UV ₂₅₄ , %92-98 UV ₂₅₄ , %66	Shao ve diğ., (2011)
Hümitik asit; ÇOK, 5 mg/lt; farklı boyut aralıkları	PSf, 100 kDa, hidrofobik, içi boşluklu fiber, çapraz akış	6,5-22,6 kDa; ÇOK: 10,9 mg/lt	96	THMOP <20 µg/lt, %95	Lin ve diğ., (1999)
		2,2-6,5 kDa; ÇOK: 7,0 mg/lt	74	THMOP ~ 50 µg/lt	
		0,65-2,2 kDa; ÇOK: 7,5 mg/lt	64	THMOP ~ 60 µg/lt	
		180-650 Da; ÇOK: 7,5 mg/lt	14	THMOP ~ 480 µg/lt, %10	
Hümitik asit; ÇOK, 5 mg/lt; farklı pH larda	Farklı membranlar, içi boşluklu fiber, çapraz akışlı, 150 – 170 kPa	PSf, 100 kDa, hidrofobik, pH:4	60		Lin ve diğ., (2001)
		PSf, 100 kDa, hidrofobik, pH:7	~25		
		PSf, 10 kDa, hidrofobik, pH:7	~80		
		SA, 10 kDa, hidrofilik, pH:7	~80		

Tablo 7.10 (Devamı) Doğal sulardan MF ve UF membranları ile yapılan DOM giderim çalışmaları (Sillanpää, 2015)

Besleme suyu	Membran, malzemesi, ayırma sınırı/gözenek çapı, modül tipi, TMP	Değişkenler	ÇOK giderimi (%)	Süzüntü kalitesi; içeriği ve/veya giderimi (%)	Kaynak
%6.3 DOM, Avustralya	Farklı membranlar, karıştırıcılı basınç kabı, lab. ölçekli, 100 – 300 kPa	100 kDa	9		Schäfer ve diğ., (2000)
		30 kDa	10		
		10 kDa	51		
		5 kDa	74		
		3 kDa	77		
		1 kDa	86		
Yüzeysel su (YS) ve baraj gölü (BG)	PSf, 68 kDa, hidrofobik, batık içi boşluklu fiber membran modülü	YS; ÇOK: 6,7 mg/l, SUVA: 1,3	~17	UV ₂₅₄ , ~%26	Zularisam ve diğ., (2007a)
		BG; ÇOK: 8,0 mg/l, SUVA: 2,8	~38	UV ₂₅₄ , ~%44-50	
Yüzeysel su; ÇOK, 6,8 mg/l; SUVA, 1,3; farklı fraksiyonlar	PSf, 68 kDa, içi boşluklu fiber membran	Hidrofobik fraksiyon	49		Zularisam ve diğ., (2007a)
		Transfilik fraksiyon	31		
		Hidrofilik fraksiyon	14		
	CA, 50 kDa, içi boşluklu fiber membran	Hidrofobik fraksiyon	34		
		Transfilik fraksiyon	27		
		Hidrofilik fraksiyon	22		
Hümik asit; ÇOK, 10 mg/l	Seramik membran, 15 kDa, 3,54 nm, tekil tüp, lab	pH: 2,4; zeta: -2,9 mV	59	UV ₂₅₄ , %85	de la Rubia ve diğ., (2006)
		pH: 7,9; zeta: -15,6 mV	99		

Doğal Organik Madde Fraksiyonları ve Dezenfeksiyon Yan Ürünleri

Bazı araştırmacılar, DOM ve DYÜ öncü maddelerinin giderimini daha iyi anlamak için farklı DOM fraksiyonlarını izole etmişlerdir. Ham sudaki hidrofobik, transfilik ve hidrofilik kısımların oranları sırasıyla %38-79, %11-31 ve %9-38 aralıklarında değişmektedir (Zularisam ve diğ., 2007a; Kennedy ve diğ., 2005; Yoon ve diğ., 2005; Lee ve diğ., 2004).

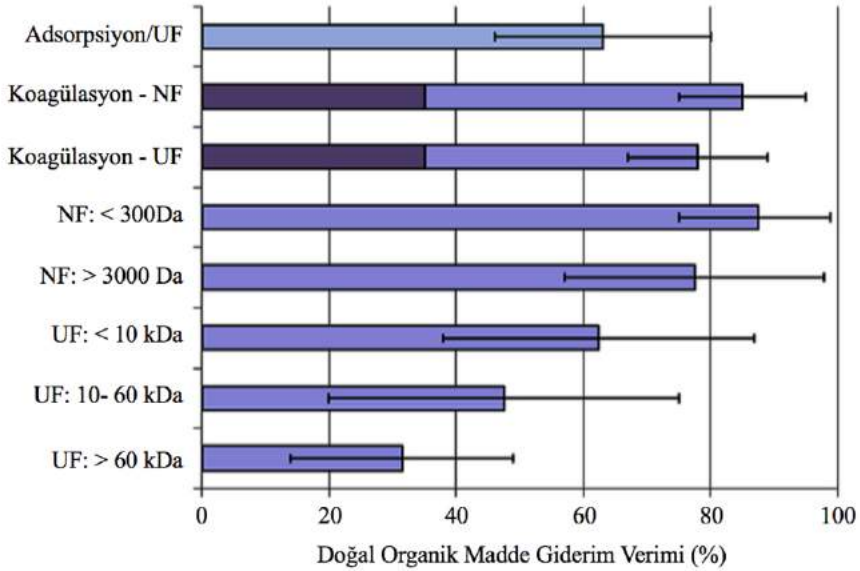
Yee ve diğ., (2009), farklı DOM fraksiyonlarının DYÜ oluşturma potansiyellerini araştırmışlardır. Hidrofobik ve hidrofilik esaslı DOM'lerin daha fazla THM oluşturabilen kısım olduğunu, ancak yine de ham sudaki düşük konsantrasyonlarından (ÇOK'un yaklaşık %14' ü) dolayı en az THMOP olduğunu bulmuşlardır. En yüksek THMOP taşıyan DOM fraksiyonları, hidrofobik asitler (ÇOK' un yaklaşık %40'ı) ve hidrofilik nötr organik maddelerdir (ÇOK'un yaklaşık %22'si).

Lin ve diğ., (1999), 100 kDa UF membranının ÇOK ve THMOP'ini %95 oranında giderebildiğini bildirmişlerdir. Süzüntüdeki THMOP'nin AB yönetmelik sınırı değeri olan 100 µg/lt'nin altına düşürülmüştür. Yine de en küçük molar kütle fraksiyonundan gelen THMOP'nin sadece %10'u giderilebilmiştir ve süzüntüdeki konsantrasyonu yaklaşık 480 µg/lt'dir.

Diğerlerine nazaran daha yüksek ayırma sınırına sahip bazı UF membranlarının yüzey sularından DYÜ öncü madde gideriminde yeterince verimli oldukları görülmüştür. 1-60 kDa membranlar ile laboratuvar ölçekli yapılan çalışmalarda ÇOK, THMOP ve haloasetik asit (HAA) oluşma potansiyellerinin giderimleri sırasıyla %27-85, %47-82 ve %28-63 olarak bulunmuştur. 20 nm gözenek çaplı membranlar ile işletilen gerçek ölçekli tesislerde de laboratuvar ölçekli çalışmayla uyumlu olarak sırasıyla %66, 54 ve 77 giderme verimleri elde edilmiştir (Lamsal ve diğ., 2012; Sillanpää, 2015). Bunun aksine UF membranları, assimile edilebilen organik karbon (AOK) gideriminde etkili değillerdir. Hem ve Efraimsen (2001), analizini yaptıkları sularda AOK'un çoğunlukla DOM'nin 1 kDa'dan daha küçük olan molar kütlesiyle ilişkili

olduğu ve bu da TOK'un %16–38'ine tekabül ettiğini görmüşlerdir. 10 kDa ve 1 kDa'luk membranlar ile yapılan çalışmalarda AOK giderim oranlarının sırasıyla %30 ve %49 olduğu görülmüştür.

Yüksek molar kütleyle sahip DYÜ öncü maddelerini içeren ham sulardan DOM fraksiyonlarını gidermek için sıkı UF membranları kullanılabilir. Düşük ve orta ağırlıktaki molar kütleyle sahip DOM fraksiyonları gidermek için ise UF membranları diğer prosesler ile birleştirilmelidirler (Şekil 7.12).



Şekil 7.12 Farklı membran teknolojileri ile ham sulardan doğal organik madde (DOM) giderimi (Sillanpää, 2015)

7.1.8.6. Pestisit Giderimi

Toz aktif karbon (TAK)/MF kombinasyonunun kullanıldığı arıtma prosesleri pestisit giderimi için oldukça etkilidir. Anselme ve diğ., (1991), TAK/UF sistemi ile pestisitleri ve sentetik organik maddeleri

verimli bir şekilde giderebildiklerini bulmuşlardır. Jack ve Clark (1998), 10 mg/lt TAK konsantrasyonu kullanarak TAK/UF sistemi ile giriş atrazinin %61'ini ve giriş siyanazinin %70'ini giderebilmişlerdir. Clair ve diğ., (1997), 5 mg/lt TAK ile %57 ve 20 mg/lt TAK ile %89 atrazin giderebildiklerini belirtmişlerdir. Bu sonuçlara göre, TAK'un membran sistemleri ile birleştirilmesi ile adsorbantın sistemdeki bekletme süresi arttığından adsorpsiyon kapasitesi de artabilmektedir (AWWA, 2005).

7.1.8.7. İnorganik Madde Giderimi

Organik maddelerin MF ve UF membranları ile giderilmesine benzer olarak, inorganik maddelerin giderimi de partiküler formdaki bileşenlerin hangi oranda suda bulunduğuna bağlıdır. İnorganik maddelerin giderimi koagülant, oksitleyici veya iyon değiştirici reçinelerin kullanılması ile iyileştirilebilir. Bazı çalışmalar, yüklü membranlar kullanılması durumunda aynı yüklerin birbirlerini itmesi ile inorganik maddelerin giderilebildiğini göstermektedir. Fakat bu olay, laboratuvar ortamında hazırlanmış sular için geçerli olup, iyonlar membran yüzeyini nötralize ettiğinden doğal olarak gerçekleşebilen bir olay değildir. Dolayısıyla, MF ve UF membranları ile inorganik madde giderimi, koagülant, oksitleyici veya iyon değiştirici reçinelerle birleştirilmesiyle sınırlandırılırlar (AWWA, 2005).

MF ve UF membranları ile demir-mangan giderimi, bu türlerin oksitlenmesine bağlıdır. Oksitlenen demir ve mangan, MF/UF ile giderilebilir forma dönüşmektedir. Konvansiyonel tesisler gibi demir ve mangan, havalandırma veya permanganat, klor ve ozon ile kimyasal oksidasyon sonucu oksitlenebilir. Havalandırma, mangan oksitlenmesine nazaran demir için daha etkili bir oksitleme yöntemidir. Tablo 7.11'de MF ve UF membranları ile inorganik madde giderimi çalışmaları özetlenmiştir. Özellikle oksitlenmesi güç olan mangan için giderim sonuçları değişkenlik göstermektedir. Schneider ve diğ. (2001), farklı oksitleyicilerin mangan giderimi üzerindeki etkisini inceleyip, klor dioksinin en etkili oksitleyici olduğunu belirtmişlerdir. Crawford ve Bach

(2001), mangan gideriminin koagülant çeşidine ve pH'a oldukça bağlı olduğunu bulmuşlardır. Genellikle, demir giderimi kolay oksitlenmesi sebebiyle oldukça yüksekken, oksitlenmesi zor olması sebebi ile mangan giderimi daha düşüktür.

Arsenik, MF ve UF membranları ile giderimi ancak demirli bir koagülant veya adsorbant eklenmesi ile mümkün olmaktadır. Tablo 7.11'de gösterildiği gibi Chang ve diğ., (2001), demir klorür kullanarak iyi bir arsenik giderimi elde ederken, Shorney ve diğ., (2001) demir klorür ve demir sülfat kullanarak iyi bir arsenik giderimi elde edilebileceğini göstermişlerdir. Bazı durumlarda, örneğin arseniğin daha yüksek bir oksidasyon seviyesindeki bir türe dönüşmesi, sıkı ve yüklü bir UF membranında yük etkisi ile giderimini sağlayabilmektedir. Amy ve diğ., (1995), 10000 Da UF membranları kullanarak %63 As(V) giderebilirken, As(III) giderememişlerdir. Fakat Yoon ve diğ., (2001) ile Liang ve diğ., (2001), sudaki iyonik türlerin membran yüzeyini nötralize etmesinden dolayı yüklü UF membranları ile doğal sulardan perkloratı gideremediklerini belirtmişlerdir. Sonuç olarak arsenik ve perkloratın MF/UF prosesleri ile giderimi için koagülant veya iyon değiştirici reçine ile beraber kullanılması gerekmektedir. Hidrojen sülfür genellikle MF ve UF membranları ile giderilememektedir. Çünkü havalandırma ile giderim kıyaslandığında maliyeti daha yüksek olmaktadır. Ancak özel durumlarda örneğin çok yüksek giderme verimleri istendiğinde MF ve UF membranları ile arıtma iyi bir giderme verimi sağlamaktadır. Talton ve diğ., (2000), klor oksidasyonu/membran filtrasyonu ile hidrojen sülfür gazının neredeyse tamamını giderebilmiştir.

7.1.9. Su Kalitesi

MF ve UF membranları partiküler maddeleri sulardan elek mekanizmasıyla ayırmak için tasarlanmışlardır. Çözünmüş organik ve inorganik türler ise ön arıtma olmadan yalnızca MF veya UF membranları ile giderilemezler.

Tablo 7.11 MF ve UF membran sistemleri ile inorganik madde giderim verimleri (AWWA, 2005)

Parametre	Su kaynağı	Kullanılan membran	Oksidant / koagülant	Giriş (g/lt)	Giderim (%)	Kaynak
Arsenik	Yellowstone Nehri	İki MF ünitesi	Yok	14,1-17,1	8	Chang ve diğ., (2001)
		İki UF ünitesi	5 mg/lt FeCl ₃	1,3-6,7	77-85	
Arsenik	Salt River Proje Kanalı (Arizona)	Microza MF	Yok	5	4 As(V)	Shorney ve diğ., (2001)
		Memcor CMF-s MF			8 As(V)	
		ZeeWeed 500 UF			8 As(V)	
		UF			4 As(V)	
		Microza MF	4-96 As(V)			
		Memcor CMF-s MF	41-96 As(V)			
		ZeeWeed 500 UF	5- 5 mg/lt Fe ₂ (SO ₄) ₃	16- 8	36-96 As(V)	
		UF	23-96 As(V)			
		Microza MF	-			
		Memcor CMF-s MF	10- 5 mg/lt Fe ₂ (SO ₄) ₃	4	56-83 As(III)	
ZeeWeed 500 UF	60-82 As(III)					
UF	90 As(III)					
Demir	Rockport Baraj Gölü	Memcor CMF	10 mg/lt FeCl ₃	45-101	70	Paxman ve diğ., (2001)
		Aquasource UF			70	
		Koch UF			70	
		ZeeWeed 500 UF			70	

Tablo 7.11 (Devamı) MF ve UF membran sistemleri ile inorganik madde giderim verimleri (AWWA, 2005)

Parametre	Su kaynağı	Kullanılan membran	Oksidant / koagülant	Giriş (g/lit)	Giderim (%)	Kaynak
Demir	West Nehri	MF	15 mg/lit	190	90	Chan ve diğ., (1997)
		Aquasource UF	polialüminyum klorür	242	>96	
Demir ve Mangan	Edwards Akiferi	Aquasource UF	Yok	1,39 Fe	> 96 Fe	Lynk ve diğ., (2001)
				50 Mn	>40 Mn	
Demir ve Mangan	Alcovy Nehri	MF	Yok	Belirtilme miş	100 Fe / 22 Mn	Schneider ve diğ., (2001)
			Klor		98 Fe / 29 Mn	
			ClO ₂		100 Fe / 99 Mn	
			KMnO ₄		98 Fe / 70 Mn	
Mangan	Jackson, Miss.	ZeeWeed 500 UF	10-15 mg/lit alüminyum klorhidrat ve 10 mg/lit alum	180	50-100	Crawford ve Bach, (2001)

Çözünmüş türleri bu membranlar ile gidermek için, koagülant, toz aktif karbon (TAK) veya çeşitli kimyasallar ilave edilerek partiküler formlar oluşturulmalıdır. Aynı zamanda partiküler maddelerin membranı hızlıca tıkaııp enerji maliyetini artırmaması ve membran ömrünü kısaltmaması için, membran filtrasyonu öncesinde de uygun arıtma yöntemleri seçilmelidir. Tablo 7.12’de spesifik kirleticilerin giderimi için gerekli ön arıtma ihtiyaçları listelenmiştir. MF membranlarının diğer bir uygulama alanı ise NF ve TO membranları öncesinde ön arıtma elemanı olarak kullanılmasıdır. Son yıllarda, özellikle su geri kazanımı eğilimi bütün dünyada arttığı için, suların geri kazanılmasında MF/UF membranları, TO ve NF membranları öncesinde ön arıtma elemanı olarak kullanılmaktadır. Yüzeysel suların NF membranları ile arıtılması için yapılan bir çalışmada, MF membranlarının, diğer ön arıtma yöntemlerine göre (kimyasal arıtma ve granüler aktif karbon) daha verimli olduğu görülmüştür (Reiss ve Taylor, 1991).

Tablo 7.12 Spesifik kirleticilerin giderimi için gerekli ön arıtma ihtiyaçları (AWWA, 2005)

Parametre	Ön Arıtma İhtiyacı		
		MF	UF
Partiküler / Mikrobiyal	Bulanıklık	Yok	Yok
	Protozoa	Yok	Yok
	Bakteri	Yok	Yok
	Virüs	Koagülasyon	Yok
Organik	TOK	Koagülasyon/TAK	Koagülasyon/TAK
	DYÜ öncüsü	Koagülasyon/TAK	Koagülasyon/TAK
	Renk	Koagülasyon/TAK	Koagülasyon/TAK
	Tat ve koku	Koagülasyon/TAK	Koagülasyon/TAK
	Pestisit	TAK	TAK
İnorganik	Demir ve mangan	Oksidasyon	Oksidasyon
	Arsenik	Koagülasyon	Koagülasyon
	Hidrojen sülfür	Oksidasyon	Oksidasyon

UF membranları, TO membranları öncesinde ön arıtma amaçlı olarak kullanılmaktadır (Strohwalde ve Jacobs, 1992). Böylelikle TO membranlarının ömürleri artmaktadır. UF sistemlerinin, TO öncesinde ön arıtma amaçlı olarak kullanılmasının faydaları şunlardır (Heyden, 1985):

- Sürekli ve kolay otomatik işletme imkanının olması
- TO membranları için daha iyi kalitede su üretmesi
- Kimyasal madde ilavesi gerektirmemesi
- Fazla yer kaplamaması

Fransa'da Sen nehri suları üzerinde yapılan çalışmalarda, TO öncesinde ön çöktürmesi yapılan suların tıkkama indeksi veya kil yoğunluk indeksi (SDI), 6-10 arasında değişirken, UF membranı ile arıtılan suyun SDI değeri 0,2'ye düşmektedir. Ham atıksuyun SDI değeri, 25'in üzerinde iken, konvansiyonel arıtma, MF ve UF membranları ile arıtıldıktan sonra elde edilen SDI değerleri, Tablo 7.13'te verilmiştir (Lainé ve Gislette, 1995). Kil yoğunluk indeksi (SDI) bir su kaynağında partikül kirlilik miktarının bir ölçüsü olup özellikle ters osmoz sistemlerinin kolloidal ve partiküler kirlenme oranını tahmin etmek için geliştirilen bir standarttır.

Tablo 7.13 Çeşitli ön arıtmaların NF/TO üzerindeki SDI ve partikül yoğunluğuna etkileri (Mallevalle ve diğ, 1996)

	SDI	Bulanıklık, NTU
Ham Atıksu	>25	17
Konvansiyonel arıtma	5	0,2
MF	1-2	<0,1
UF	<0,5	<0,1

7.1.9.1. Ön filtrasyon

Su içerisindeki büyük partiküllerin membranları (özellikle içi boşluklu fiber membran türü) tıkkayabileceğinden dolayı, MF membranları

öncesinde, 50-200 µm aralığında bir filtrasyon işlemi uygulanmaktadır. Virüs veya çözünmüş organik madde gideriminin söz konusu olduğu durumlarda, kimyasal madde veya toz aktif karbon ilavesi gerekebilir (Mallevalle ve diğ., 1996).

7.1.9.2. pH Ayarlama

Kullanılan membran malzemesinin türüne göre, membran öncesinde pH'nın ayarlanması gerekebilir. pH ayarı, özellikle selüloz asetat membran türleri için gereklidir. Membranlar için uygulanan pH ayarı, sadece inorganik maddelerden ileri gelen çökeltmenin önlenmesi için değil, membran malzemesine uygunluk açısından da gereklidir (Mallevalle ve diğ., 1996).

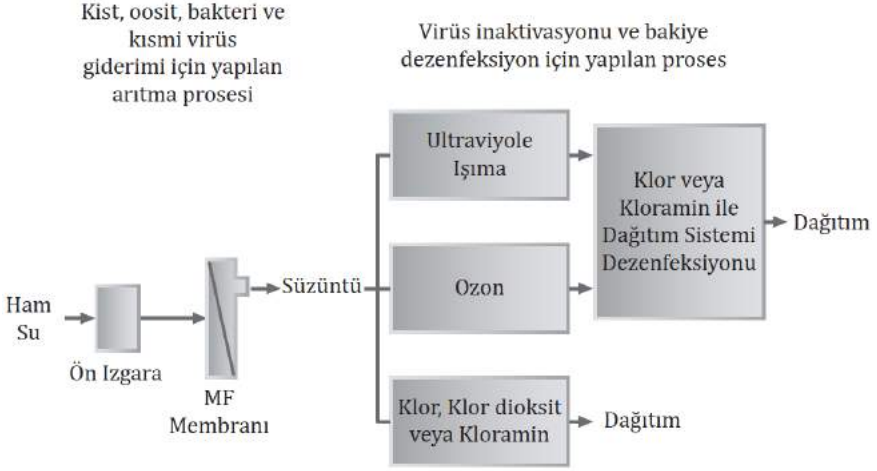
7.1.9.3. Pompa İhtiyaçları

MF ve UF sistemlerinde üç değişik pompa türü kullanılmaktadır. Bunlar, membrana suyu pompalamak için gerekli olan pompa, geri devir pompası ve geri yıkama pompasıdır. Membran pompası, genellikle değişken devirli olmakta ve 1,4–2 bar basınç aralığında çalışmaktadır (Mallevalle ve diğ., 1996).

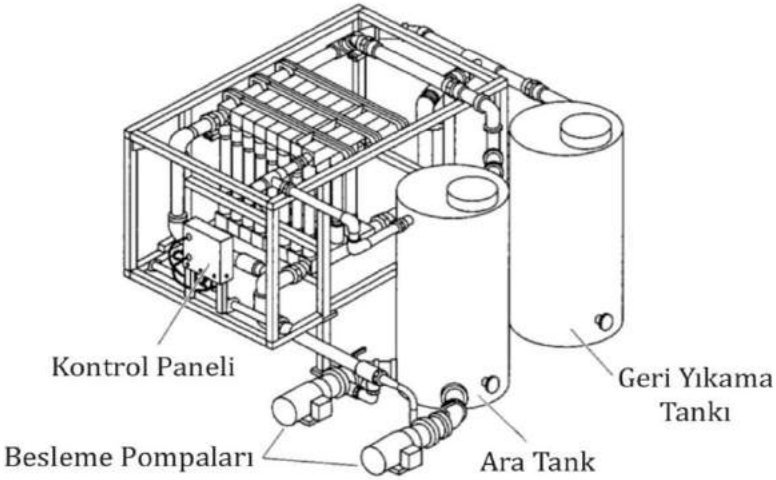
7.1.9.4. Son Arıtma

MF membranları ile uygun koşullar altında, bakteri ve protozoalar giderilebilmekte iken, virüsler giderilememektedir. Bundan dolayı, MF sonrasında, dezenfeksiyon sistemlerinin uygulanması gerekmektedir (Şekil 7.13). Genellikle, ozon, klorlama ve klor dioksit uygulanan kimyasal dezenfeksiyon yöntemleri olarak uygulanabilir. Bununla birlikte, virüslerin dezenfeksiyonu için uzun temas süreleri gerekmektedir. Şekil 7.14'te tipik bir MF paket sistemi için şematik bir çizim verilmiştir. MF tesisi esas olarak ön ızgaralar, besleme pompası,

yıkama tankı, otomatik hava geri yıkama sistemi, kompresör, izleme monitörü, otomatik kontrol ekipmanı, geri yıkama tankı ve havalı geri yıkamalarda hava filtresi ünitelerini içermektedir.

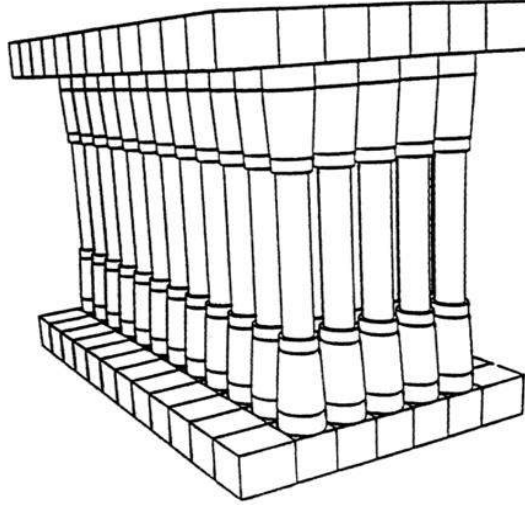


Şekil 7.13 MF ile dezenfeksiyon kullanılması durumunda farklı proses seçenekleri (Mallevalle ve diğ., 1996)

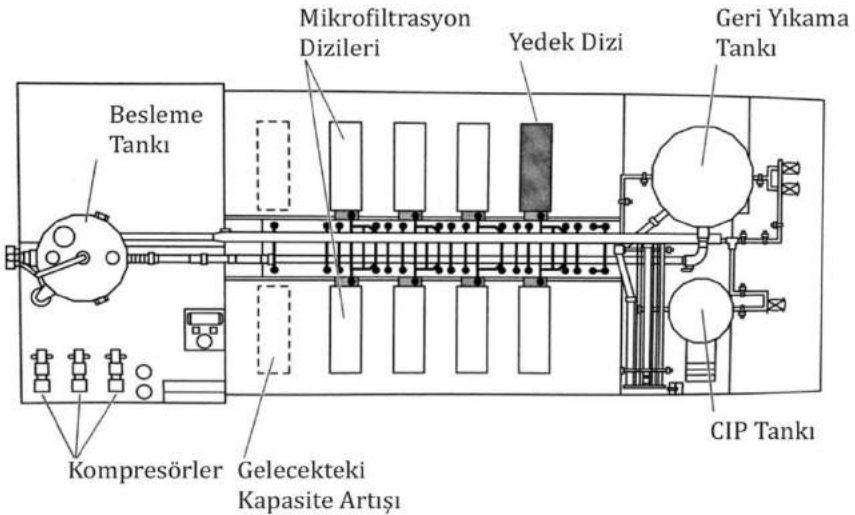


Şekil 7.14 Tipik bir paket MF tesisinin şematik görünümü (Mallevalle ve diğ., 1996)

Büyük tesislerde, membranlar bloklar halinde yerleştirilmektedirler (Şekil 7.15) ve besleme akımı, değişik modüllere dağıtılmaktadır (Şekil 7.16).



Şekil 7.15 Membran modül bloğu şematik çizimi (Mallevalle ve diğ., 1996)



Şekil 7.16 19000-26000 m³/gün' lük MF tesisinin genel yerleşimi (Mallevalle ve diğ., 1996)

7.1.10. Membran Filtrasyonunda Akış Hidroliği

MF ve UF membranlarında, aşağıda verilen ve Darcy Kanunu olarak bilinen gözenekli ortamdaki temel akış kuralı geçerlidir.

$$v = k_p \frac{h_L}{L} \text{ ve} \quad (7.4)$$

- v : Yüzeysel akışkan hızı, m/sn
 k_p : Hidrolik permeabilite katsayısı, m/sn
 h_L : Gözenekli ortamdaki yük kaybı, m
 L : Gözenekli ortamın kalınlığını, m

ifade etmektedir. Darcy Kanunu'ndaki hidrolik geçirgenlik katsayısı, yük kaybı ve akışkan hızı arasındaki oranı belirlemede kullanılan bir ampirik parametredir ve porozite ve spesifik yüzey alanı gibi ortamın karakteristik özelliklerine bağlıdır. Membrandan geçen akış her ne kadar Darcy Kanunu'na uysa da membrandaki akış için ifade tamamen farklı bir formda yazılmaktadır. Akış, yüzeysel hızdan ziyade hacimsel akı (J) ile sürücü kuvvet, yük kaybı yerine transmembran basıncı (P) ile ve ortam karakteristikleri de direnç katsayıları ile ifade edilmektedir. Ayrıca membran akışı eşitliği akışkan viskozitesini de içermektedir (Darcy Kanunu'nda permeabilite katsayısının içindedir). Çünkü viskozitenin akı üzerinde oldukça önemli bir etkisi vardır ve sıcaklıkla belirlemesi de kolaydır. Sonuç olarak membran akışı aşağıdaki denklem 7.5 ile ifade edilir.

$$J = \frac{Q}{A_m} = \frac{\Delta P}{\mu R_m} \quad (7.5)$$

- J : Membranın hacimsel su akısını, lt/m².st veya m/sn
 ΔP : Membrandaki basınç farklılığını, bar
 μ : Suyun dinamik viskozitesini, kg/m.sn
 R_m : Membran direnç katsayısını, m⁻¹

ifade etmektedir. Membran direnç katsayısı laboratuvar deneyleri ile hesaplanabilir. Böylece diğer basınç ve sıcaklık şartları için membran akısı da hesaplanabilir.

Granüler filtrasyonda temiz yatak yük kaybının hesaplanmasında yapıldığı gibi, MF ve UF membranlarında da porozite, nominal gözenek çapı, spesifik yüzey alanı ve membran kalınlığı gibi bu membranların iç yapısını tanımlamada kullanılan ölçülebilir parametreler ile membran akısının hesaplanabilir. Fakat bu parametrelerin ölçümü zor olmakla beraber, MF ve UF membranlarının amorf iç yapıları matematiksel olarak tam olarak doğru ifade edilememektedir. Ayrıca gerçek ölçekli membran filtrasyonu tesislerinin hacimsel akıları temiz membran direncine kıyasla tıkanma olayından daha çok etkilenirler. Sonuç olarak, kolaylıkla ölçülebilen temel parametrelerden membran akısının hesaplanması için tam olarak güvenilir modeller mevcut değildir (Crittenden ve diğ., 2012).

7.1.10.1. Sıcaklık ve Basıncın Etkisi

İşletme süresince, temizlemenin ne zaman gerekli olduğunu belirlemek için, tıkanma sonucu gerçekleşen akıdaki değişiklikler izlenmektedir. Akı, sıcaklık ve suyun viskozitesine bağlı olduğu için tıkanma, sıcaklık ve basınçtaki simultane değişikliklerden (viskoziteyi etkiler) etkilenmektedir. Ilıman iklimlerde yaz ve kış aylarındaki suyun sıcaklığı 20°C'den daha fazla değişebilmektedir. Suyun viskozitesi sıcaklıktan etkilendiği için yaz aylarındaki membran akısı, kış aylarına göre %70 daha fazla olabilmektedir. Sıcaklık değişiklikleri genellikle sabit bir sıcaklıkta eşdeğer akının hesaplanmasıyla düzenlenmektedir (Denklem 7.6) (Crittenden ve diğ., 2012).

$$J_s = J_M \left(\frac{\mu_M}{\mu_s} \right) \quad (7.6)$$

Burada,

- J_M : Ölçülen sıcaklıktaki akıyı, lt/m².st
 J_S : Standart sıcaklıktaki akıyı (genellikle 20°C), lt/m².st
 μ_M : Ölçülen sıcaklıkta suyun dinamik viskozitesini, kg/m.sn
 μ_S : Standart sıcaklıkta suyun dinamik viskozitesini, kg/m.sn

ifade etmektedir. Dinamik viskozite literatürde tablolardan bulunabileceği gibi, hesap yöntemi ile de elde edilebilir. Membran proseslerinde sıcaklığın akı üzerindeki etkisini belirlemek için sıklıkla kullanılan ilişki, denklem 7.7'de gösterilmiştir.

$$J_S = J_M (1,03)^{T_s - T_M} \quad (7.7)$$

Burada,

- T_M : Ölçülen sıcaklığı, °C
 T_S : Standart sıcaklığı, °C

ifade etmektedir. Standart sıcaklık olarak 20°C kullanılması durumunda, denklem 7.7, 1 ile 28°C'lik sıcaklık aralığında %5'e kadar doğru sonuç vermektedir. 28°C' nin üzerindeki sıcaklıklarda, denklem 7.7 doğru sonuçlar vermemektedir. Bunun yerine daha kesin sonuç veren ifadeler kullanılmalıdır. Denklem 7.7'deki faktör (1,03), sıcaklığın sadece suyun viskozitesine olan etkisini hesaplamada kullanılmaktadır. Yüksek sıcaklıkta malzemelerin şişmesi gibi membran malzemesi üzerinde de sıcaklığın etkisi vardır. Bazı üreticiler hem suyun viskozitesindeki hem de malzeme özelliklerindeki değişiklikleri hesaplamak için sıcaklık doğrulama formülleri geliştirmişlerdir.

Standart sıcaklıktaki akının transmembran basıncına bölünmesiyle, spesifik akı hesaplanmakta ve böylece akı, basınç için normalize edilmiş olmaktadır (Denklem 7.8).

$$J_{SP} = \frac{J_S}{\Delta P} \quad (7.8)$$

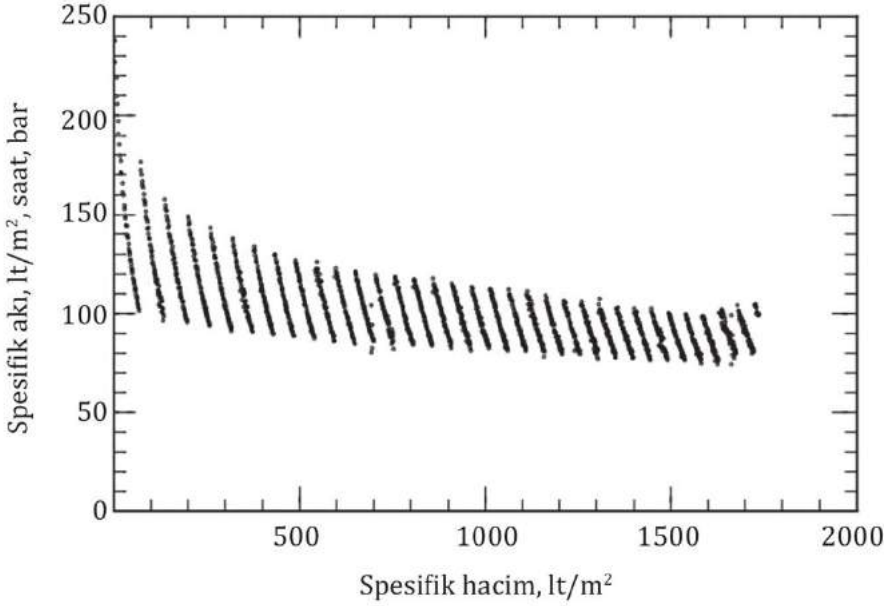
Burada,

J_{SP} : Standart sıcaklıktaki spesifik akıyı, lt/m².st.bar

ifade etmektedir. Spesifik akı, yeni ve kullanılmamış bir membrandan temiz bir suyun süzülmesi durumunda, membran geçirgenliği olarak adlandırılmaktadır. Membran geçirgenliği laboratuvar analizleri sonunda belirlenebilir. Spesifik akı ve membran geçirgenliğini belirtirken genel olarak lt/m².st.bar birimi kullanılmaktadır (Crittenden ve diğ., 2012).

7.1.11. Membran Tıkanması

Tıkanma genellikle membran filtrasyonu tesislerinin tasarımını ve işletimini önemli ölçüde etkileyen en önemli parametre olarak kabul edilmektedir. Doğal bir suyun membrandan filtre edilmesine dair laboratuvar deneyi sonucu Şekil 7.17'de verilmiştir. Bu deneyde membran, debisi yaklaşık olarak birkaç saat içerisinde yarıya inmiştir. Her bir eğri bireysel 30 dakikalık filtrasyon süresini göstermektedir. Her bir filtrasyon süresi sonunda yapılan geri yıkama sonrasında membran yüzeyinden katıların yıkanmasıyla kaybedilen debinin büyük bir kısmı geri kazanılmıştır. Fakat tamamen geri kazanılamamıştır. Ayrıca uzun süreli işletme sonunda performansta azalma kaydedilmiştir. Tıkanma, gözenek tıkanması, gözenek daralması ve kek oluşumu mekanizmaları, geri dönüşlü - geri dönüşsüz tıkanma durumuna göre veya tıkanmaya sebep olan maddeler (partiküler, biyokirleme ve doğal organik madde) ile karakterize edilmektedir (Crittenden ve diğ., 2012).



Şekil 7.17 Doğal suyun membrandan filtre edilmesi sonucu oluşan tıkanma profili (Crittenden ve diğ., 2012)

7.1.11.1. Tıkanma Mekanizmaları

Membran tıkanması genellikle, gözenek tıkanması, gözenek daralması ve kek oluşumu mekanizmalarının gerçekleşmesiyle gözlenmektedir. Gözenek tıkanması, gözeneği tamamen kapatacak bir partikülün gözeneğe girmesiyle gerçekleşir. Bu mekanizma için membran, içinde orifisler bulunan bir plaka olarak düşünülür ve akışın hidrolik direnci, açık gözeneklerin net alanı ile orantılıdır.

Gözenek daralması, membrandaki gözeneklere maddelerin adsorpsiyonu sonucu gözenek boşluğu hacminin azalmasıdır. Gözenek daralmasının meydana gelmesi için birkaç temel unsur vardır. Birincisi, katı madde membranın gözenek boyutundan daha küçük olmalıdır. Böylece yüzeyde tutunmaktansa membran yapısının içine nüfuz edebilir. İkincisi, bu katı maddeler difüzyonla veya hidrodinamik

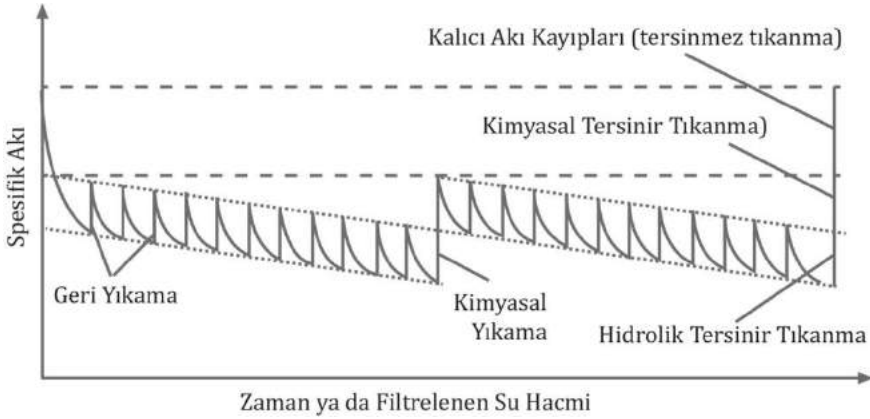
koşullarla gözenek duvarlarına doğru taşınmalıdır. Üçüncüsü ise katı maddelerin gözenek duvarlarına tutunması için gerekli çekim gücüne sahip olmaları gerekmektedir. Çekim gücü olmaması durumunda bu maddeler tutunmadan membrandan geçebilirler. Araştırmalar, hidrofobik membranların hidrofilik olanlara göre daha çok tıkanıldığını göstermiştir ve besleme suyu içerisindeki hidrofobik bileşenler tıkanmaya daha çok sebebiyet vermektedir.

Membran gözeneklerine girmek için çok büyük olan katı maddeler, filtre keki adı verilen gözenekli yapı içerisinde membran yüzeyinde toplanmaktadırlar. Membranı korumak için 0,2 mm'den daha geniş sediment/katı maddeler kartuş filtrelerle ön filtrasyona tabi tutulur. Böylece kek tabakası çoğunlukla 0,2 mm ile membran ayırma sınırı arasındaki partiküller maddelerden oluşmaktadır. Kek tabakası "dinamik membran" olarak davranır ve ilave olarak daha küçük maddeleri de tutabilir. Fakat aynı zamanda hidrolik direnç de oluşturabilir. Kek tabakası, membran ayırma sınırından daha küçük boyuttaki partikülleri tutarak membrana ulaşmasını engeller. Böylece filtrasyon verimliliğini artırır ve gözenek sıkışmasından kaynaklanan tıkanmayı minimize eder (Crittenden ve diğ., 2012).

7.1.11.2. Tıkanmanın Tersinirlik Durumu

Tıkanma, tersinir ve tersinir olmayan olarak karakterize edilir. Zamana karşı spesifik akının ideal grafiği Şekil 7.18'de gösterilmiştir. Gerçek ölçekli tesisler genellikle sabit akı modunda işletilmektedirler. Böylece akı sabit kalırken transmembran basıncı artışından spesifik akıda düşüş yaşanmaktadır. Başlangıç işletme dönemi boyunca spesifik akıda bir düşüş gerçekleşmekte ve bu akı kaybının bir kısmı geri yıkama ve temizleme işlemleri ile geri kazanılamaz. Kalıcı akı kaybı tersinir olmayan tıkanma olarak adlandırılır ve kaynak suyu kalitesi ile özellikle kullanılan membranın çeşidine bağlı olmaktadır. Spesifik akı her bir filtre çalışması boyunca azalır (genellikle transmembran basıncı artışı olarak kaydedilir). Ancak büyük bir kısmı geri yıkama süresinde geri

kazanılabilir. Spesifik akıdaki uzun süreli ancak yavaş azalışlar, yavaş gelişen adsorpsiyon ve katı maddelerin membran yapısında tıkanmasından (gözenek daralması) kaynaklanmaktadır. Bu katı maddeler çözülerek ve kimyasal yıkama yapılarak giderilebilirler. Kimyasal yıkama ile geri kazanılabilen akı kayıpları kimyasal tersinir tıkanma olarak adlandırılır (Crittenden ve diğ., 2012).



Şekil 7.18 Doğal suyun filtrasyonu boyunca spesifik akıdaki değişiklikler (Crittenden ve diğ., 2012)

7.1.11.3. Direnç Modeli

Direnç modelinde, membran tıkanmasının her bir bileşenine bir direnç değeri uygulanmaktadır. Bu bileşenlerin birbirlerinden bağımsız olarak davrandığı ve her birinin hidrolik dirence katkıda bulunduğu kabul edilmektedir. Direnç modeli aşağıdaki eşitliklerle ifade edilmektedir (Denklem 7.9 ve 7.10) (Crittenden ve diğ., 2012).

$$J = \frac{\Delta P}{\mu (R_m + R_{ir} + R_{hr} + R_{cr})} \quad (7.9)$$

$$J = \frac{\Delta P}{\mu (R_m + R_c + R_p)} \quad (7.10)$$

Burada,

- R_m : Membran direnç katsayısını, m^{-1}
- R_{ir} : Tersinmez tıkanma direnç katsayısını, m^{-1}
- R_{hr} : Hidrolik tersinir tıkanma direnç katsayısını, m^{-1}
- R_{cr} : Kimyasal tersinir tıkanma direnç katsayısını, m^{-1}
- R_c : Kek tabakası direnç katsayısını, m^{-1}
- R_p : Gözenek daralması direnç katsayısını, m^{-1}

ifade etmektedir.

7.1.11.4. Partiküler Tıkanma

Büyük partiküller membran yüzeyinde birikerek kek yapısını oluştururlar. Kek oluşumundan kaynaklanan tıkanma genellikle direnç modeli ile modellenmektedir. Laboratuvar çalışmalarında iyi tanımlanmış bir çözelti (örneğin, monodispers küre şekilli lateks partiküller) kullanarak kek tabakası direnç katsayısı, Kozeny denklemi ile hesaplanabilir. İlgili hesaplamalar, Bölüm 5' te verilmiştir. Doğal sistemlerde kek tabakası polidispers katılardan oluştuğu için kek tabakası direnci, partikül çapı, porozite ve kek tabakası kalınlığı gibi parametrelerle kolayca hesaplanamamaktadır. Bu durumda, kek tabakası direnç katsayısı, spesifik kek direnci olarak veya kütleli yük başına direnç olarak tanımlanmaktadır. Kütleli yük, birim membran alanı başına tutulan kuru katıların kütlelerini ifade etmektedir. Giriş katı madde konsantrasyonu, filtrelenen hacim ve membran alanı kolay bir şekilde hesaplanabildiğinden, kek direnci de zamanın fonksiyonu olarak (filtrelenen hacim ile) aşağıdaki eşitlik ile hesaplanabilmektedir (Denklem 7.11):

$$R_c = \alpha_c \frac{CV}{a} \quad (7.11)$$

Burada,

C : Partikül konsantrasyonunu, mg/lt

V : Filtrelenen giriş suyu hacmi, m³

a : Membran alanını, m²

α_c : Spesifik kek direncini, m/g

göstermektedir. Çapraz akış filtrasyonunda, tutulan partiküllerin membran yüzeyinden taşınmasından dolayı kek tabakası oluşumu daha komplekstir. Partiküllerin membran yüzeyine doğru konvektif akışı, en az üç mekanizma ile açıklanmaktadır (Kim ve DiGiano, 2009; Cheryan, 1998). Birinci mekanizmada, membran yüzeyine paralel akan su, yüzeyde kayma kuvveti oluşturarak partikülleri akıntı yönünde sürüklemekte ve kek oluşumunu minimize etmektedir. İkinci mekanizmada, çapraz akış hızı konsantrasyon sınır tabakasının kalınlığını azaltmaktadır. Bu da konsantrasyon gradyanını arttırarak parçacıkların membran yüzeyinden uzaklaşmasını arttırmaktadır. Son mekanizmada ise bu hız sahasındaki parçacıkların membranın diğer tarafında daha yüksek bir hıza maruz kalacak şekilde membran yüzeyine yakın bir hız gradyanı oluşmaktadır (Crittenden ve diğ., 2012).

7.1.11.5. Biyotıkanma

Biyotıkanma, biyofilm oluşumundan kaynaklanan sistem performansındaki kayıptır (Ridgway ve Flemming, 1996). Filtrasyon boyunca, mikroorganizmalar membran yüzeyine doğru hareket etmekte ve burada, geri yıkama esnasında uzaklaşmalarını engelleyecek yeterli kuvvetle tutunmaktadır. Tutunduktan sonra, ilave tıkanmaya sebep olan hücre dışı enzimler salgılayabilirler. Su arıtımında biyotıkanma, besleme suyunda, geri yıkama suyunda veya her ikisinde klor kullanılmasından dolayı gerçekleşmektedir. Üreticilerin son trendlerinden birisi de

biyotıkanma etkisini azaltmaya yardımcı olacak klora dirençli membran malzemelerinin kullanılmasıdır (Crittenden ve diğ., 2012).

7.1.11.6. Doğal Organik Madde (DOM) Tıkanması

Partiküler tıkanma, uygun geri yıkama yöntemi ile (partiküllerin membran gözeneklerinden büyük olması durumunda), biyotıkanma ise uygun dezenfeksiyon yöntemi ile kontrol edilebilir. En problemlili ve en az kontrol edilebilir tıkanma ise doğal organik maddelerin membran yüzeyine adsorpsiyonundan kaynaklanan tıkanmadır. DOM tıkanması (veya çözünmüş türleri), ticari olarak ulaşılabilir çözünmüş organik maddeler ile yürütülen laboratuvar deneyleri ile doğrulanmıştır. Doğal organik maddelerin membrana adsorplanabilirliği klasik adsorpsiyon izotermi ile kanıtlanmıştır (Crozes ve diğ., 1993; Jucker ve Clark, 1994). Hümik, fülvik ve tannik asit çözeltilerinin membranla filtrasyonu, hızlı bir şekilde tıkanmanın olduğunu göstermiştir (Crozes ve diğ., 1993; Lahoussine-Turcaud ve diğ., 1990a; Yuan ve Zydney, 1999, 2000). Hem yüzeyde kek oluşumu hem de gözenek sıkışması, tıkanmayı oluşturan mekanizmalar olarak öngörülmektedir (Combe ve diğ., 1999; Kim ve diğ., 1992; Yuan ve Zydney, 1999; Yuan ve diğ., 2002).

DOM adsorpsiyonu ile akı arasındaki ilişki matematiksel olarak henüz tanımlanamamıştır. Ayrıca su kalitesi ölçümlerinin bir fonksiyonu olarak DOM tıkanmasının derecesini tahmin etmek için de henüz bir model bulunmamaktadır. Tıkanma, DOM karakteristiğine, membran malzemesine ve besleme suyu özelliklerine bağlı olsa da DOM boyutu ve stabilitesi tıkanmadaki en önemli faktörler olarak görülmektedir.

DOM tıkanması üzerinde etkili olan birkaç önemli faktör Tablo 7.14'te belirtilmiştir (Crittenden ve diğ., 2012).

Tablo 7.14 Membranların doğal organik maddeler tarafından tıkanmasına sebep olan faktörler (Crittenden ve diğ., 2012)

Faktör	Gözlenen Etki
Hidrofobisite	Hidrofobik membranlar daha fazla DOM adsorplarlar ve dolayısıyla hidrofilik membranlara göre daha hızlı tıknırlar (Matthiasson, 1983; Laîné ve diğ., 1989; Cheryan, 1998). Doğal organik maddenin hidrofobik fraksiyonlarının ve kaynaklarının tıkanmaya daha fazla sebep olduğu tahmin edilmektedir. Yapılan bazı çalışmalardaki sonuçlar da bu tahmini doğrulamaktadır (Crozes ve diğ., 1993; Yuan ve Zydney, 1999; Schäfer ve diğ., 2000). Diğer yandan bazı araştırmacılar da hidrofilik doğal organik maddelerin daha fazla tıkanmaya sebebiyet verdiğini bildirmişlerdir (Amy ve Cho, 1999; Carroll ve diğ., 2000; Lin ve diğ., 2000)
Elektrostatik yük	Çoğu DOM negatif yüklüdür ve çoğu MF/UF membranları da işletme boyunca hafifçe negatif yük kazanırlar. Elektrostatik itilmeyi arttıran şartlar DOM tıkanmasını azaltabilir. Yüksek pH değerlerinde hem membran üzerindeki negatif yükün büyüklüğü (Causserand ve diğ., 1994; Nyström ve diğ., 1994; Combe ve diğ., 1999) hem de çözünmüş organik karbon üzerindeki negatif yük artma eğilimindedir. Beklendiği üzere, düşük pH şartları membran üzerine DOM adsorpsiyonunu (Jucker ve Clark, 1994; Combe ve diğ., 1999) ve DOM adsorpsiyonundan kaynaklanan tıkanmayı arttırmaktadır (Kulovaara ve diğ., 1999)
Kolloidal stabilite	Kolloidlerin membran yapısına girmek için gözenek boyutundan daha küçük olması gerektiği için, gözenek duvarlarına yapıştıklarını açıklamak için ek bir mekanizma gereklidir. Huang ve diğ., (2008a) tarafından geliştirilen ve deneysel sonuçlarla desteklenen bir model, düşük partikül-membran stabilitesi ve yüksek partikül-partikül stabiliteli kolloidlerin tıkanmaya daha fazla sebep olduğunu göstermektedir

Tablo 7.14 (Devamı) Membranların doğal organik maddeler tarafından tıkanmasına sebep olan faktörler (Crittenden ve diğ., 2012)

Faktör	Gözlenen Etki
İyonik kuvvet	Yüksek iyonik kuvvet, çift tabakayı sıkıştırarak elektrostatik itmeyi (ve partikül stabilitesini) azaltır yani yüksek iyonik kuvvette tersinmez tıkanmada artış görülür (örn., deniz suyu) (Kulovaara ve diğ., 1999)
Kalsiyum konsantrasyonu	Kalsiyum iyonları DOM ve membran yüzeyi arasında pozitif yüklü köprü gibi davranabilir. Kalsiyum, DOM üzerindeki negatif yükleri nötralize ederek membran yüzeyine DOM adsorpsiyonu arttırmış ve akının daha fazla azalmasına sebep olmuştur (Schäfer ve diğ., 2000)
Boyut/ moleküler ağırlık	Hangi DOM bileşeninin tıkanmaya sebep olduğunu belirlemede boyut çok önemli bir faktördür. Bazı çalışmalar, yüksek moleküler ağırlıklı ve kolloidal maddelerin tıkanmaya daha fazla sebep olduğunu göstermektedir (Lin ve diğ., 1999, 2000; Yuan ve Zydney, 1999, 2000; Habarou ve diğ., 2001; Howe ve Clark, 2002). Bu kolloidal bileşenler tarafından gerçekleşen tıkanma, büyük materyallerin çözülmüş materyallere göre gözenekleri daha fazla sıkıştırma kabiliyeti ile tutarlılık göstermektedir

7.1.11.7. Membran Tıkanma İndeksi

Gerçek ölçekli performansları tahmin etmek için temel modellerin olmaması durumunda, farklı ölçekler, farklı membran çeşitleri veya farklı su kaynakları gibi farklı şartlar altındaki tıkanmayı karşılaştırabilmek için ampirik modeller kullanılmaktadırlar. Direnç modeli kullanılarak tıkanma direnci hesaplanabilir. Bu dirençlerden biri temiz membran direnci, diğeri ise tıkanma direncidir. Burada, R_t tüm tıkanma türlerinden kaynaklanan toplam dirençtir

$$J = \frac{\Delta P}{\mu (R_m + R_f)} \quad (7.12)$$

Tıkanma direncinin besleme suyu ile membran yüzeyine taşınan kirlilik kütlesi ile doğru orantılı olduğu temel varsayımıyla, tıkanma direnci birim membran alanı başına filtrelenen su miktarı ile ilişkilendirilebilir. Direnç,

$$R_f = k V_{sp} \quad (7.13)$$

ile gösterilebilir. Burada,

k : Dirençteki artış oranını, m^{-2}

V_{sp} : Spesifik ürün, membran alanı başına filtrelenen su hacmini, m^3

ifade etmektedir. Denklem 7.7'yi kullanıp standart sıcaklıktaki akıya dönüştürüp ve denklem 7.13'ü denklem 7.12'de yerine koyduktan sonra, denklem 7.12 spesifik akı olarak tekrar yazılabilir.

$$J_{sp} = \frac{J_s}{\Delta P} = \frac{1}{\mu (R_m + k V_{sp})} \quad (7.14)$$

Yeni bir membran için, $V_{sp} = 0$ ve $R_f = 0$ olacağından

$$J_{sp0} = \frac{1}{\mu R_m} \quad (7.15)$$

olmaktadır. Genellikle membran filtrasyon performansı, akının ilk değeri ile belirli bir zaman sonunda oluşan değerinin karşılaştırılması ile belirlenebilir. Temiz membran geçirgenliği, üretimdeki değişkenlikler sonucu oluşan membran gözenek boyutları, kalınlık veya porozitesindeki ufak farklılıklar nedeniyle bir membran numunesinden diğerine değişebilmektedir. Yeni membran performansına karşı

normalleştirme, deney sonuçlarının karşılaştırılmasıyla membran numunesinin değişkenliğini ortadan kaldırmaktadır. Spesifik akının, temiz (yeni) membranın spesifik akısına bölünmesiyle bu performans değerlendirilmesi yapılabilir.

$$J'_{sp} = \frac{J_{sp}}{J_{sp0}} = \frac{1/[\mu(R_m + kV_{sp})]}{1/(\mu R_m)} = \frac{R_m}{R_m + kV_{sp}} \quad (7.16)$$

Tıkanma indeksi, $1/J'_{sp}$ nin bir fonksiyonu olarak belirtilmesi durumunda, eğrinin eğiminden bulunabilir.

$$\frac{1}{J'_{sp}} = 1 + (MFI)V_{sp} \quad (7.17)$$

Burada,

$MFI = kRm$: Membran tıkanma indeksini (m^{-1})

ifade etmektedir. Membran tıkanma indeksi (MFI), pilot ölçekli çalışma sonuçları ile laboratuvar ölçekli sonuçları veya pilot ölçekli çalışma sonuçları ile deneysel sonuçları karşılaştırmak için kullanılabilen ampirik bir tıkanma indeksidir. MFI, tıkanma direnci doğrudan spesifik üretimle orantılı olduğu sürece herhangi bir kirlenme şekli için geçerlidir. Spesifik akı kullanımı, filtrenin sabit basınçta veya sabit akı halinde olmasına bakılmaksızın, membranların tıkanmasından dolayı J_{sp} düşüş gösterdiğinden, sabit basınç (sabit basınçta akı azalır) veya sabit akıdaki (sabit akıda basınç artar) filtrenin karşılaştırılmasını sağlamaktadır. Spesifik üretim, farklı membran alanlı (yani farklı ölçekli) farklı sürelerin veya sistemlerin karşılaştırılmasını sağlamaktadır. Huang ve diğ. (2008b), denklem 7.17'nin hem sabit basınç hem de sabit akı şartları altında normal tıkanma, orta derecede tıkanma veya kek filtrasyonu mekanizmaları için bir yaklaşım olarak türetilbileceğini göstermiştir. MFI, iki nokta arasındaki çizginin

eğiminden veya akı verilerinin lineer regresyonundan hesaplanabilir (Crittenden ve diğ., 2012).

7.1.12. Proses Tasarımı ve Tasarım Kriterleri

Bu bölümde, MF ve UF membranlarının tasarımında kullanılan temel eşitliklerden bahsedilecektir. Membran proseslerindeki en temel eşitliklerden birisi transmembran basıncına bağlı olarak membran akısını veren formüldür (Denklem 7.18).

$$J = \frac{TMP}{R_t \mu} \quad (7.18)$$

göstermektedir. Toplam süzüntü üretim kapasitesi,

$$Q_t = Q_p + Q_{GY} \quad (7.19)$$

dir. Burada,

- Q_t : Toplam süzüntü suyu üretimini
- Q_p : Tesis kapasitesini
- Q_{GY} : Geri yıkama için kullanılan süzüntü suyu debisini

ifade etmektedir. Gerekli toplam membran alanı ise,

$$A = \frac{Q_t}{J \eta} \quad (7.20)$$

ile hesaplanabilir. Burada,

- A : Membran alanını
- Q_t : Toplam süzüntü suyu üretimini

- J : Membran akısını
 η : Çalışma faktörünü

göstermektedir. Burada çalışma faktörü, membranın günlük çalışma yüzdesini (ondalık olarak ifade edilmiş) ifade etmektedir. Bu parametre, geri yıkama, kimyasal yıkama gibi zamanları ya da membranın süzöntü suyu üretmediği diğer zamanları hesaba katmak için kullanılmaktadır. Çalışma faktörü aşağıdaki formülle hesaplanabilir (Denklem 7.21) (AWWA, 2005).

$$\eta = 1 - (\eta_{GY} + \eta_{CIP} + \eta_{diğer}) \quad (7.21)$$

Burada,

- η_{GY} : Geri yıkama faktörünü,
 η_{CIP} : CIP çalışma faktörünü,
 $\eta_{Diğer}$: Diğer (kısa süreli temizleme vb.) çalışma faktörünü,

ifade etmektedir. Membran modülü sayısı,

$$Modül\ sayısı = \frac{A}{A_{modül}} \quad (7.22)$$

formülünden hesaplanabilir. Burada,

- A : Toplam membran alanı ihtiyacını
 $A_{modül}$: Bir modüldeki membran alanını

ifade etmektedir. Membran paketi sayısı ise

$$Paket\ sayısı = \frac{Modül\ sayısı}{M_{paket}} \quad (7.23)$$

ile hesaplanır. Burada,

M_{paket} : Bir paketteki modül sayısını

göstermektedir. Membran tesisinin geri kazanım oranı,

$$R = \frac{Q_p}{Q_f} \times 100 \quad (7.24)$$

ile hesaplanır. Burada,

R : Geri kazanım oranını, %

Q_p : Tesis kapasitesini

Q_f : Toplam besleme suyu debisini

göstermektedir. Toplam besleme debisi ise,

$$Q_f = Q_p + Q_{GYP} + Q_{GYf} \quad (7.25)$$

ile hesaplanmaktadır. Burada,

Q_f : Toplam besleme suyu debisini

Q_p : Tesis kapasitesini

Q_{GYP} : Geri yıkama için kullanılan süzüntü suyu debisini

Q_{GYf} : Geri yıkama için kullanılan besleme suyu debisini (AWWA, 2005)

ifade etmektedir. İçme suyu arıtımı için MF ve UF tesislerinin tasarım ihtiyaçları ticari membranların özelliklerine göre değişiklik göstermekle beraber, bazı genel ticari membranlar için tasarım kriterleri Tablo 7.15 ve Tablo 7.16'da listelenmiştir. Ayrıca membran filtrasyonu tesislerinin genel işletme karakteristikleri Tablo 7.17'de gösterilmiştir.

Tablo 7.15 Bazı MF/UF membranları için genel tasarım kriterleri (AWWA ve ASCE, 2012)

	Polimerik Basınçlı Sistemler	Seramik Basınçlı Sistemler	Polimerik Batık sistemler
Membran tipi	MF ve UF	MF ve UF	MF ve UF
Uygulamalar	Su, deniz suyu ön arıtımı, üçüncül artıma, tekrar kullanım	Su, deniz suyu ön arıtımı, üçüncül artıma, tekrar kullanım	Su, deniz suyu ön arıtımı, üçüncül artıma, tekrar kullanım
İşletme modu	Dik akış	Dik akış / çapraz akış	Çapraz akış
Transmembran basıncı	3-40 psi (21-276 kPa) (0,2-3 bar)	3-60 psi (21-414 kPa) (0,2-4 bar)	(-1)-(-12) psi vakum [(-7)-(-83) kPa] [(-0,1)-(-0,8) bar]
Akış doğrultusu	Dıştan içe veya içten dışa	İçten dışa	Dıştan içe
İçi boşluklu fiber membran boyutları (DÇ/İÇ)*	0,8-13 mm / 0,47-0,53 mm	1-7 mm kanal	0,95-1,9 mm / 0,47-08 mm

7.1.13. Diğer Arıtma Prosesleri ile Kombinasyon

Tipik bir MF/UF sistemi akış diyagramı Şekil 7.19' da verilmiştir. Basit bir ön arıtma ile birlikte bu şekilde kullanılabilirdiği gibi ham su kalitesine bağlı olarak başka arıtma sistemleri ile de birlikte kullanılabilir. Avrupa ve Kuzey Amerika başta olmak üzere dünyanın çeşitli bölgelerinde ilk kurulan membran arıtma tesisleri, yüzey suları ve yüzey suyu etkisi altındaki yeraltı sularını partiküllerden ve mikrobiyal maddelerden arındırmak amaçlı kurulmuştur.

Tablo 7.16 Bazı MF/UF membranları için genel tasarım kriterleri (AWWA ve ASCE, 2012)

	Polimerik Basınçlı Sistemler	Seramik Basınçlı Sistemler	Polimerik Batık sistemler
Membran malzemesi	PVDF/PES	Seramik	PVDF
Ort. gözenek çapı	0,02–0,1 µm	0,01–1,2 µm	0,02–0,04 µm
pH toleransı	1–10	0–14	5–10
Maksimum işletme sıcaklığı	40°C	300°C	40°C
Ön filtrasyon	400–500 µm	400–1000 µm	500–1000 µm
Serbest klor	5–20 mg/lt	Limit yok	500000 ppm-st**
Serbest klor – temizleme için	1000–5000 mg/lt	Limit yok	1000 mg/lt
Kloramin	5–10 mg/lt	Limit yok	1000000 ppm-st**

*DÇ = dış çap, İÇ = iç çap

**ppm-st membran ömrü limitidir (mg/lt klor konsantrasyonunun membranın o konsantrasyondaki klora maruz kaldığı saatle çarpımına eşittir)

Bu sistemler doğrudan membran filtrasyonu kullanan sistemlerdir. Çalışma şemaları Şekil 7.20’de basitçe gösterilmiştir.

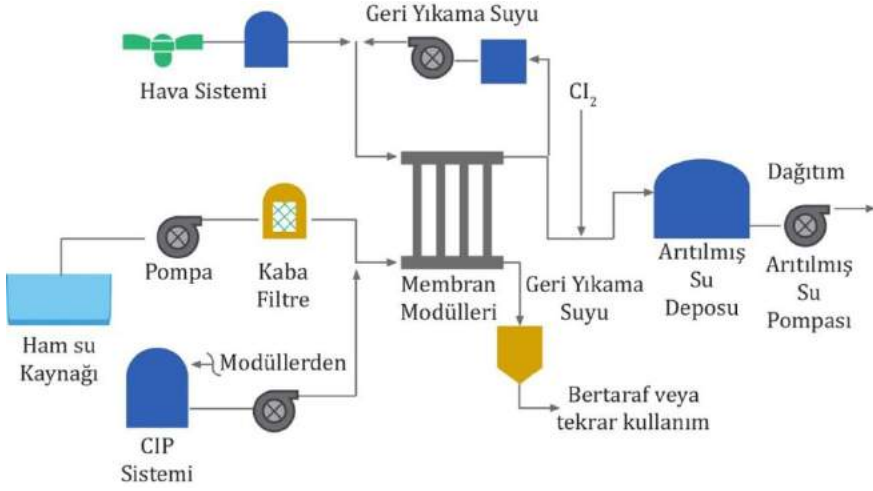
Kuzey Amerika’da doğrudan MF veya UF membran filtrasyonu uygulayan tesisler ilk olarak 1991 ve 1993 yılları arasında kurulmuştur. Bu tesisler ufak kapasiteli olmakla beraber personelsiz veya az personel imkanına sahip şehre uzak yerleşim yerlerindeki özel arıtma ihtiyaçlarını gidermek için kurulmuştur. 1994 yılında ise ilk büyük kapasiteli, düşük basınçlı membran filtrasyon tesisi Saratoga, Kaliforniya’da kurulmuştur. Bu tesis 14000 m³/gün kapasiteli olup MF membranları kullanmıştır. Saratoga’daki tesisin kurulumu su arıtma camiasına yüzey suyu arıtma standartlarına ulaşmada membran

sistemlerin faydaları ve maliyet açısından rekabet gücünü göstermiştir. Daha sonra birçok 10000 m³/gün'den büyük kapasiteli tesisin kurulmasına başlanmıştır (Freeman, 2001). Bazı istisna durumlar hariç bu periyot içerisinde kurulumu yapılan düşük basınçlı membran filtrasyonu tesisleri, sadece bulanıklık ve mikrobiyal madde giderimi için tasarlanmıştır ve sadece ön filtrasyon, membran filtrasyonu ve dezenfeksiyondan oluşmaktadır (AWWA, 2005).

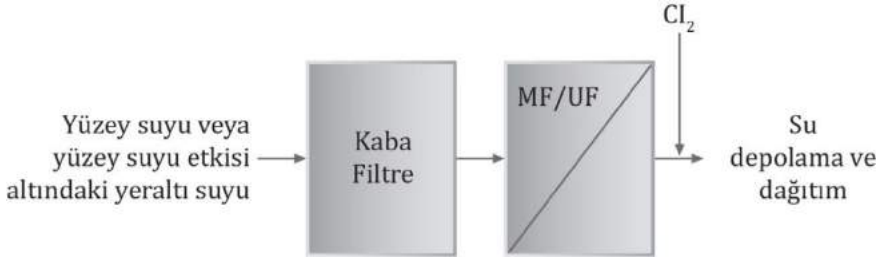
Tablo 7.17 Membran filtrasyon tesislerinin genel işletme karakteristikleri (Crittenden ve diğ., 2012)

Parametre	Birim	Tavsiye edilen aralık
Süzüntü akısı		
Basınçlı sistemler	lt/m ² .st	30 - 170
Batık sistemler	lt/m ² .st	25 - 75
Normal transmembran basıncı		
Basınçlı sistemler	Bar	0,4 - 1
Batık sistemler	Bar	0,2 - 0,4
Maksimum transmembran basıncı		
Basınçlı sistemler	Bar	2
Batık sistemler	Bar	0,5
Geri kazanım	%	>95
Filtrasyon çalışma süresi	Dakika	30 - 90
Geri yıkama süresi	Dakika	1 - 5
Kimyasal yıkama sıklığı	Gün	5 - 180
Kimyasal yıkama süresi	Saat	1 - 6
Membran ömrü	Yıl	5 - 10

Partikül ve mikrobiyal madde giderimi yanında, ileri arıtma ihtiyaçlarını gidermek amacıyla düşük basınçlı membran filtrasyonu ile diğer su arıtma ünitelerinin kombinasyonundan oluşan sistemlerin kurulumu son yıllarda oldukça artmıştır. Membran filtrasyonu ile diğer proseslerin birleşiminden oluşan bu sistemlere Hibrit Membran Sistemleri adı verilmektedir. Pek çok bölgedeki yüzey sularının hem çözülmüş hem de partiküler halde kirlilik içermesinden dolayı, hibrit sistemler hakim teknoloji haline gelmektedir.



Şekil 7.19 MF/UF sistemi çalışma akış diyagramı



Şekil 7.20 Direkt membran filtrasyonu akım şeması (AWWA, 2005)

Hibrit membran sistemleri, düşük basınçlı membran filtrasyon sisteminin akım şemasında bulunduğu yere aşağıdaki gibi sınıflandırmaya tabi tutulmaktadır. Bu sınıflandırmaya göre:

- **Başlangıcında Membran Arıtma İçeren Sistemler:** Bu sistemlerde membran filtrasyonu doğal olarak oluşan partiküler ve mikrobiyal maddeleri gidermek amacı ile ilk arıtma basamağında kullanılmaktadır.
- **Ortasında Membran Arıtma İçeren Sistemler:** Bu sistemlerde membran filtrasyonu ara basamak olup, doğal olarak oluşan partikülleri ve mikrobiyal maddeleri gidermenin yanısıra arıtma sırasında partikül haline çevrilmiş veya partiküllere adsorbe

ettirilmiş çözünmüş kirliliklerin giderimi için de kullanılmaktadır.

- **Sonunda Membran Arıtma İçeren Sistemler:** Bu sistemlerde membran filtrasyonu en sonda bulunup (dezenfeksiyon hariç), doğal olarak oluşan partikülleri ve mikrobiyal maddeleri gidermenin yanısıra arıtma sırasında partikül haline çevrilmiş veya partiküllere adsorbe ettirilmiş çözünmüş kirliliklerin giderimi için de kullanılmaktadır.

Hibrit membran sistemleri Tablo 7.18'de özetlenmiştir.

7.1.13.1. Başlangıcında Membran Arıtma İçeren Sistemler

Membran filtrasyonu-ozonlama-biyolojik filtrasyon

Partikül madde içeriğinden dolayı ozon ihtiyacının fazla olduğu ve bu partikül maddelerin giderilmesiyle ozon masraflarının düştüğü tesislerde ozonlama ve biyolojik filtrasyon öncesinde membran filtrasyonu kullanılmaktadır. Tesiste mikrofiltrasyon, ozonlama ve biyolojik aktif karbon filtrasyonu kullanılabilir (Thompson ve diğ., 2003). Avustralya'da kurulu 125000 m³/gün kapasiteli tesiste, baraj gölü suyunu arıtmak üzere batık MF membranları sonrasında, ozonlama ve biyolojik aktif karbon üniteleri kullanılmıştır (AWWA, 2005).

Membran filtrasyonu – granüler aktif karbon

Membran filtrasyonunu takiben granüler aktif karbon ünitesi içeren arıtma tesislerinde, partiküler ve mikrobiyal madde giderimi için ultrafiltrasyon ve mevsimsel olarak oluşan tat ve koku yapan maddeleri gidermek için granüler aktif karbon kullanılabilir. Membran arıtmanın granüler aktif karbon önüne konulmasıyla, granüler aktif karbon sistemine yapılan partikül madde yüklemesi azalmakta ve aktif karbonun geri yıkama frekansı azaltılabilmektedir (AWWA, 2005).

Tablo 7.18 Hibrit membran sistemlerinin tasarımı (AWWA, 2005)

Membran Arıtma Sistemi Başta	Membran filtrasyonu – ozonlama - biyolojik filtrasyon	Tat ve koku bileşenleri, doğal organik madde (renk dahil)
	Membran filtrasyonu – granüler aktif karbon	Tat ve koku bileşenleri, doğal organik madde (renk dahil)
	Membran filtrasyonu – nanofiltrasyon (NF)	Doğal organik madde, sertlik, toplam çözünmüş katı
Membran Arıtma Sistemi Ortada	Doğrudan membran filtrasyonu – ters osmoz (TO)	Doğal organik madde, sertlik, toplam çözünmüş katı
	Konvansiyonel ön arıtma – membran filtrasyonu – ters osmoz (TO)	Yüksek veya değişken bulanıklık, doğal organik madde, sertlik, toplam çözünmüş katı
	Kireç yumuşatma – membran filtrasyonu – ters osmoz (TO)	Yüksek veya değişken bulanıklık, doğal organik madde, sertlik, toplam çözünmüş katı
Membran Arıtma Sistemi Sonda	Ön oksidasyon – membran filtrasyonu	Demir ve mangan, tat ve koku bileşenleri
	Adsorpsiyon – membran filtrasyonu	Doğal organik madde
	Hat üzerinde koagülasyon – membran filtrasyonu	Doğal organik madde, arsenik
	Doğrudan membran filtrasyonu	Doğal organik madde
	Konvansiyonel ön arıtma – membran filtrasyonu	Doğal organik madde, yüksek bulanıklık
	Kireçle yumuşatma – granüler aktif karbon – membran filtrasyonu	Sertlik, yüksek bulanıklık, tat ve koku bileşenleri
	Kireçle yumuşatma – konvansiyonel ön arıtma – membran filtrasyonu	Sertlik, yüksek bulanıklık, doğal organik madde, demir ve mangan, tat ve koku bileşenleri
	Ozonlama – flokülasyon-Partiküler aktif karbon – membran filtrasyonu (CRISTAL prosesi)	Yüksek bulanıklık, doğal organik madde, tat ve koku bileşenleri, sentetik organik bileşenler (pestisitler)
	Konvansiyonel arıtma – membran filtrasyonu	Membranlar buarada geliştirilmiş partikül giderimi için kullanılır

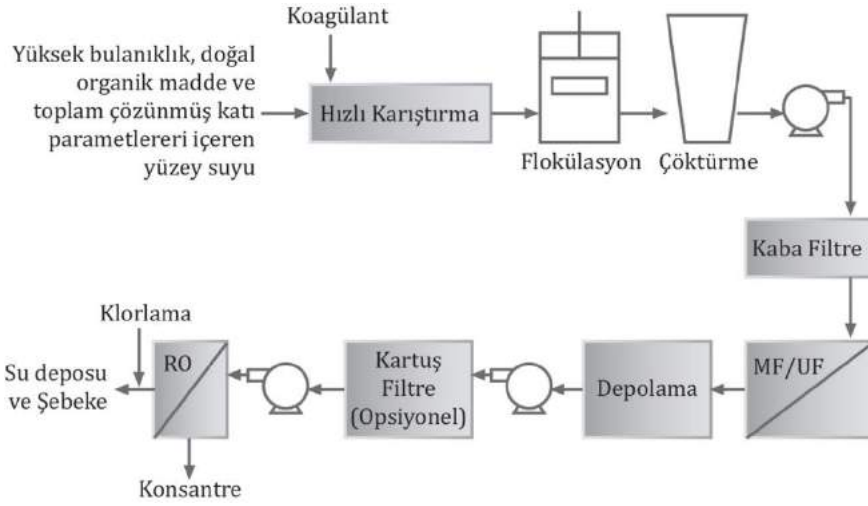
Membran filtrasyonu - NF/TO

Bu arıtma kombinasyonunda, düşük basınçlı ve yüksek basınçlı membran prosesleri bir arada kullanılmaktadır. Bu sistem, yüksek sertlik içeren ve ayrıca, tuzluluğu yüksek yüzey sularına ve deniz sularına uygulanmaktadır. Mikrofiltrasyon ve ultrafiltrasyon ile partiküler ve kolloidal tıkanma problemi oluşturan maddeler etkili bir biçimde giderilebilir. Böylece NF ve TO membranları minimum tıkanma ile çalışabilirler (AWWA, 2005).

7.1.13.2. Ortasında Membran Arıtma İçeren Sistemler

Koagülasyon-Flokülasyon/Koagülasyon-Flokülasyon-Çöktürme (Sedimentasyon) / Kireçle Yumuşatma-Membran Filtrasyonu-TO

Bu entegre membran sisteminde, düşük basınçlı membran filtrasyonundan önce koagülasyon-flokülasyon ve koagülasyon-flokülasyon-çöktürme işlemlerinden birisi veya kireçle yumuşatma uygulanmaktadır. İlk iki ön arıtma prosesi, doğal organik madde değerlerini düşürüp MF/UF membranlarında tıkanmayı azaltmakta ve MF/UF çıkışının bir kısmına ters osmoz uygulanıp dezenfeksiyon uygulanması durumunda dezenfeksiyon yan ürünleri oluşumu azalmaktadır. TO arıtma ihtiyacı yüksek konsantrasyonda toplam çözünmüş katı madde varlığı gibi demineralizasyon gerektiren durumlarda ortaya çıkmaktadır (Fuerst ve diğ., 2003). Şekil 7.21'de koagülasyon - flokülasyon - çöktürme - membran filtrasyonu - ters osmoz sistemleri için akım şeması görülmektedir.

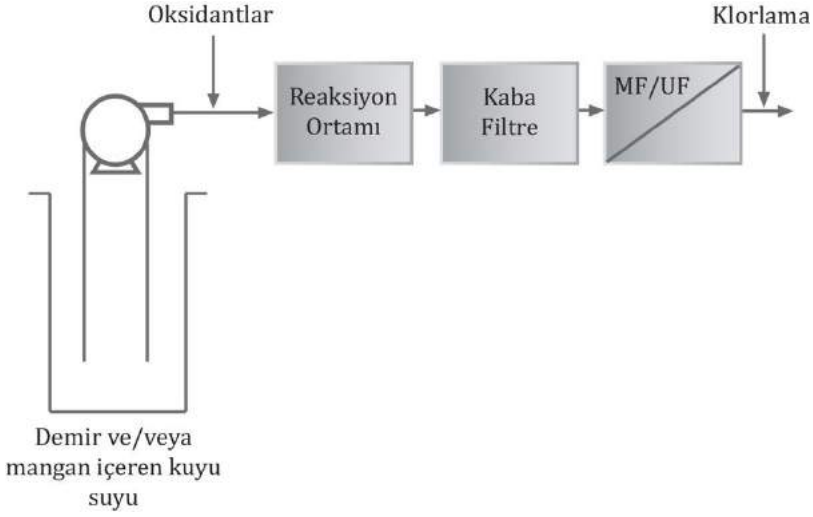


Şekil 7.21 Koagülasyon-flokülasyon-çöktürme-membran filtrasyonu- ters osmoz sistemleri için akım şeması örneği (AWWA, 2005)

7.1.13.3. Sonunda Membran Arıtma İçeren Sistemler

Ön Oksidasyon – Membran Filtrasyonu

Dünya'daki pek çok yeraltı suyu yüksek oranda demir ve mangan konsantrasyonuna sahiptir. Şebekeye dağıtım yapılmadan önce hava ve klor ile temas sonucu şebekeden kırmızı ve siyah renkli su akmasını engellemek için sudaki bu içeriklerin giderilmesi gerekmektedir. Demir/mangan giderimi geleneksel olarak iki aşamalı proses üzerine kurulmaktadır. Bunlar, demir ve manganın oksitlenmesi için oksidant ilavesi ve oksitlenmiş partiküllerin giderimi için granüler filtrasyondur. Burada katı-sıvı ayrımı için granüler filtrasyon yerine düşük basınçlı membran filtrasyonu kullanılabilir. Fe/Mn giderimi yapabilen membran temelli arıtma tesisi şeması Şekil 7.22'de görülmektedir. Kuvvetli oksidanta dayalı membran kullanılan tesislerde, en çok tercih edilen oksidant potasyum permanganattır. Ozonlama da kullanılmaktadır. Ancak ozonlamadan çıkan kalıntı membran ile temas edemeden suda dağılıp yok olmaktadır.



Şekil 7.22 Yeraltı suyunda bulunan demir ve mangan giderimi için düşük basınçlı membran filtrasyon kullanan bir tesisin akım şeması (AWWA, 2005)

Oksidant dayanımsız membran içeren tesislerde ise pH yükseltme ile havalandırmanın kombinasyonu kullanılmaktadır. Demir ve mangan gideriminde membran kullanan çeşitli arıtma tesisleri Tablo 7.19'da verilmiştir. Burada dikkat edilmesi gereken hususlardan birisi Fe/Mn oksidasyonu reaksiyonlarının membran filtrasyondan önce tamamen bitmesi gerekliliğidir. Aksi durumda Fe/Mn filtrelerden geçmekte, membran gözeneklerinde çökelmelere bağlı tıkanmalar gözlenmekte ve geri yıkama esnasında da tıkanmalar gözlenmektedir. Bu kategorideki diğer potansiyel uygulamalardan biri de, membran filtrasyondan önce ön oksidasyon ile tat koku giderimi için klordioksit kullanımınıdır. Ancak bu arıtma sistemi kombinasyonunu kullanan gerçek ölçekli bir arıtma tesisi bulunmamaktadır.

Boru Hattı Üzerinde Koagülasyon - Membran Filtrasyon

Arsenik için maksimum kontaminant seviyesinin 50 µg/l'ten 10 µg/l'te düşürülmesini içeren yasal düzenleme ile birlikte, doğal arsenik içeren pek çok yeraltı suyu ile yüksek konsantrasyonda arsenik içeren

bazı yüzey sularının arıtılması ihtiyacı doğmuştur. Bu tarz suların hat içerisinde koagülasyonunu takip eden membran filtrasyonu kombinasyonu ile arıtılması sonucu arsenik değerleri etkili bir biçimde 100 µg/lit seviyelerinden 2 µg/lit seviyelerine düşürülmüştür. (Chang ve diğ., 1994; Amy ve diğ., 2000; Chwirka ve diğ., 2000). Şekil 7.23'te bu prosesin basit bir gösterimi verilmiştir.

Tablo 7.19 Demir ve mangan giderimi için MF/UF tesislerinin karakteristikleri (AWWA, 2005)

Tesis ismi	Membran Tipi	Oksidant
Rothesay	Batık UF	Potasyum Permanganat
Littleton	Çapraz Akışlı UF	Ozon
Seekonk	Batık UF	Potasyum Permanganat
Foxwoods	Çapraz Akışlı MF	Hava (pH:10'da)

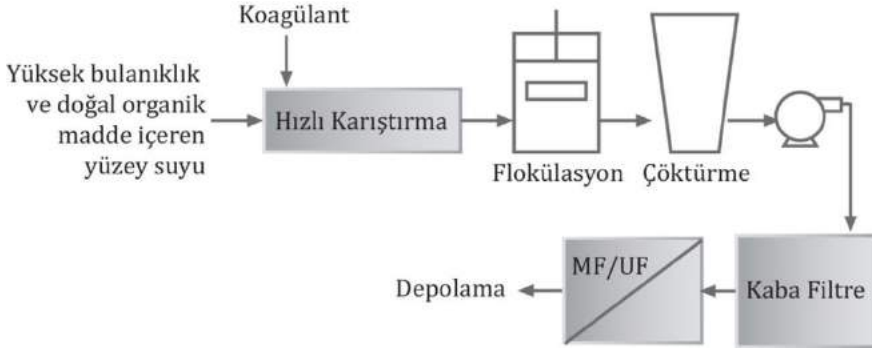


Şekil 7.23 Yeraltı suyundan arsenik giderimi için kullanılan düşük basınçlı membran sistemlerinin basit bir gösterimi (AWWA, 2005)

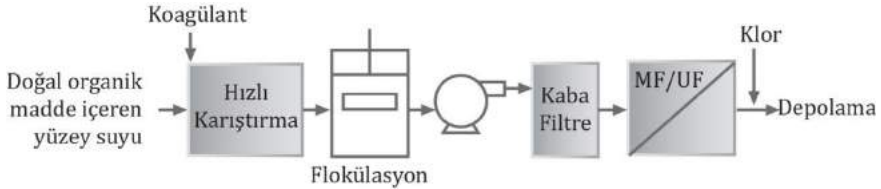
Konvansiyonel Ön Arıtma - Membran Filtrasyonu

Pek çok su kaynağı koagülasyon ve flokülasyon uygulamasını gerektirecek kadar çok doğal organik madde içermektedir. Bu tarz sularda etkili partikül ve mikrobiyal madde giderimi amaçlı MF/UF kullanılmak istenildiğinde, koagülasyon ve membran filtrasyonu proseslerinin kombinasyonları kullanılmaktadır (Şekil 7.24 ve Şekil 7.25). Araştırmalar membran filtrasyondan önce koagülasyon ve flokülasyon uygulanmasının organik maddeler tarafından oluşturulan membran tıkanmasını engellediğini göstermiştir (Lahoussine-Tourcaud ve diğ., 1990b; Carroll ve diğ., 2000). Bu çalışma prensibi üzerine ilk tesisler 90'lı yılların sonunda Kuzey Amerika'da küçük ölçekli olarak kurulmuştur ve batık UF sistemi içermektedir. Daha sonra Kanada ve

Amerika'nın birçok yerinde daha büyük kapasiteli tesisler kurulmuştur. Bu tür tesislerde koagülant miktarı önemlidir. Fazla koagülant tıkanmalara yol açıp membranın performanslı çalışmasını engelleyebilir. Bunun için ön çalışma yapılarak, optimum doz belirlenmelidir (AWWA, 2005). Tablo 7.20'de bu entegre membran sistemlerine örnekler verilmiştir.



Şekil 7.24 Koagülasyon ve flokülasyon ile birlikte kullanılan düşük basınçlı membran sistemlerinin akım şeması (AWWA, 2005)



Şekil 7.25 Konvansiyonel Ön Arıtma - Membran Filtrasyonu sistemlerinin akım şemalarının basitleştirilmiş gösterimi (AWWA, 2005)

Tablo 7.20 Konvansiyonel Ön Arıtma - Membran Filtrasyonu sistemi kullanan tesislere örnekler (AWWA, 2005)

Tesis	İçerdiği Prosesler
San Patricio, Teksas, A.B.D.	Klor Dioksit, koagülasyon, flokülasyon, çöktürme, MF
Beksar, Teksas, A.B.D.	Yüksek hızlı birleşik sistem, UF
Güney San Joaquin, California, A.B.D.	DAF, UF
Cass vilayeti, Missouri, A.B.D.	Yüksek hızlı çöktürme, klorlama, UF

Kireçle Yumuşatma - Granüler Aktif Karbon/Konvansiyonel Ön Arıtma - Membran Filtrasyonu

Yüksek sertlikte yüzey sularında giderim sağlayabilmek için membran filtrasyonunun kireçle yumuşatma ile beraber kullanımı hızla artmaktadır. Marco Island, Florida'da bulunan 7000 m³/gün kapasiteli tesis, kireçle yumuşatılmış suyun batık UF sistemi ile arıtılmasına örnek olarak verilebilir.

Kireçle yumuşatmayı granüler aktif karbon yataklarının izlediği tesislerde GAK yatağı içerisindeki karbonat çökmesini engellemek için öncelikle kireçle yumuşatılmış suyun rekarbonasyon ile stabilize edilmesi tavsiye edilmektedir (AWWA, 2005).

Ozonlama - Biyolojik Filtrasyon - Membran Filtrasyonu

Bulanıklık ve doğal organik madde değerlerinin düşük olduğu ancak, tat ve koku problemi içeren yüzey sularında membran filtrasyonun, ozonlama ve biyolojik filtre ile beraber kullanımı uygundur.

Ozonlama ve biyolojik filtrasyon etkili bir tat koku giderimi sağlarken MF/UF çok iyi partiküler ve mikrobiyal giderim sağlamaktadır. Genellikle ozon ihtiyacını belirlemek için pilot ölçekli testler gerekmektedir. Bulanıklık yüksek ise ozon ihtiyacını artırabilir. Bu durumlarda ilave bir ön arıtma gerekebilir (AWWA, 2005).

Konvansiyonel Arıtma - Membran Filtrasyon

Membran filtrasyonu, gelişmiş mikrobiyal giderimi gereken durumlarda konvansiyonel bir arıtma tesisi çıkışına eklenebilir. Amerika'da Pittsburgh bölgesinde kullanılan çapraz akışlı MF sistemi kullanan 120000 m³/gün kapasiteli tesis bu kombinasyonun kullanıldığı bir sistemdir (AWWA, 2005).

7.2. Nanofiltrasyon ve Ters Osmoz (NF/TO) ile İçme Suyu Arıtımı ve Desalinasyon Sistemleri

7.2.1. Genel Bilgiler

Nanofiltrasyon ve ters osmoz (NF/TO) membranları, deniz suyu ve kuyu suyu arıtımı, dezenfeksiyon yan ürünü arıtımı, sertlik giderimi, renk giderimi, inorganik kirleticilerin arıtımı (nitrat, florür, arsenik, ağır metaller vb), sentetik ve doğal organik maddelerin giderimi, patojen giderimi ve atıksuların geri kazanılarak tekrar kullanımı (direkt veya dolaylı (yeraltına deşarj vb)) maksatları için uygulanmaktadır. NF/TO membranları, boşluksuz membranlar oldukları için her ne kadar askıda katı maddeleri (yüksek ve düşük bulanıklık vb) de tutabiliyor olsalar da, askıda katı maddeler membran yüzeylerini hemen tıkayabilmektedir. Bu tıkanma bazen geri dönüşümlü, bazen ise geri dönüşümsüz olmaktadır. Bundan dolayı, NF/TO membranları öncesinde, ham suda bulunan partiküler maddelerin ön arıtma ile tutulması gerekmektedir.

NF/TO membranlarının en önemli kullanım alanı tuzlu yüzeysel sulardan, tuzlu yeraltı sularından, deniz suyundan, ileri arıtmadan geçmiş atıksulardan ve endüstriyel proses sularından tuz giderimidir. NF membranları daha çok az tuzlu suların arıtımı ve sertlik giderimi gibi maksatlar ile kullanılabilirken, ters osmoz membranları, yüksek tuzluluktaki kuyu suları, deniz suları, ileri arıtmadan geçmiş atıksulardan su geri kazanımı ve endüstriyel atıksuların geri kazanımı gibi maksatlar ile kullanılabilir.

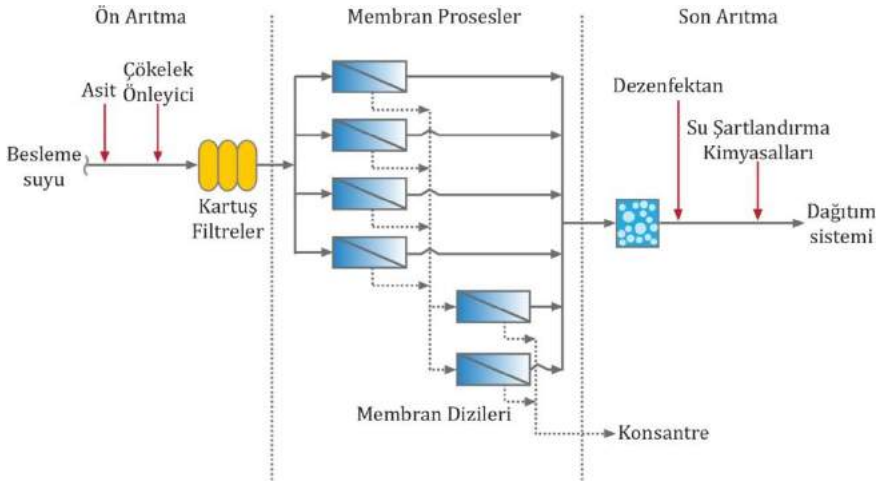
Ticari olarak piyasada bulunan membranların giderme kabiliyeti farklı olabilmektedir. Hedef TÇM aralığı için uygun membranlar seçilmelidir. Yeraltı suyu arıtımında farklı, deniz suyu arıtımında farklı ve diğer daha az tuzlu yüzeysel suların arıtımında farklı membranlar kullanılabilir. Tuz konsantrasyonunun artması, membrana uygulanacak basıncın artmasına sebep olmaktadır. Bundan dolayı, düşük tuzluluk konsantrasyonundaki yüzeysel sulara daha düşük

basınçlı TO membranlarının, yüksek tuzlulukta sulara (deniz suyu veya endüstriyel sular) yüksek basınçlı ve yüksek giderme verimli ters osmoz membranlarının kullanılması gerekmektedir. Kullanılabilir sulara tavsiye edilen TÇM konsantrasyonu, 500 mg/l'tir. Genellikle ters osmoz membranları ile arıtmada, eğer tuzluluğu daha da aşağılara çekmek çok pahalı olacak ise bu değer sınır değer olarak kabul edilmekte ve arıtılacak suyun konsantrasyonu bu değer altında olacak şekilde bir arıtma gerçekleştirilmektedir. TO membranları ile giderme çok yüksek olduğu için bazı durumlarda, arıtılan su korozyif, düşük tamponlama kapasitesinde ve düşük alkalinite de olabilmektedir. Ön arıtmada çökeltme kontrolü için asit kullanıldığında, suyun pH değeri de düşük olmakta ve süzöntü suyunu agresif yapıda kılmaktadır. Bundan dolayı, TO membranları, çıkışta uygun son arıtma elemanları ile borularda korozyonu önleyici düşük TÇM ve iyi tamponlama kapasitesine sahip su elde edilecek şekilde boyutlandırılmaktadır (AWWA, 2007). Tipik bir NF/TO sistemi aşağıdaki birimlerden oluşmaktadır. Bunlar:

- Su alma yapısı
- Ön arıtma sistemi
- Membran sistemi
 - Yüksek basınç pompası
 - Membranlar ve basınç kapları
 - Enerji geri dönüşüm sistemi (Desalinasyon sistemlerinde)
 - Membran temizleme sistemi
- Son arıtma
- Konsantre uzaklaştırma

Şekil 7.26'da tipik bir NF/TO sistemi akış diyagramı verilmiştir. NF/TO sistemine uygulanan her türlü su kaynağı, belli bir ön arıtmaya tabii tutulmalıdır. TO öncesinde, partiküler tıkanmayı önlemek üzere planlanan ön arıtma prosesi, genellikle konsantrasyonu arttıktan sonra kimyasal olarak çökelebilecek maddelerin çökelmelerini önlemek üzere asit ve/veya antisakalant ilavesi, sonrasında ise 5-20 µm'lik kartuş

filtrelerden oluşmaktadır. Eğer ters osmoz sistemi ile arıtılacak su kaynağı daha da kirli ise yukarıda bahsedilen ön arıtma birimlerine ilave olarak başka ön arıtma sistemleri (kum filtresi, ultrafiltrasyon/mikrofiltrasyon membranları vb) de kullanılabilir. Ters osmoz sonrası, havalandırma, gazifikasyon, pH ayarlama, korozyon önleyici kimyasal ilavesi, florlama ve dezenfeksiyon gibi konvansiyonel su arıtma sistemlerinde kullanılan birçok son arıtma işlemi uygulanır. Bu işlemler, ileride daha detaylı olarak anlatılmıştır. Ters osmoz sistemlerinin iyi bir şekilde tasarımı ve işletilmesi için arıtılacak su kaynağı ve arıtılan suyun kalitesinin çok iyi bilinmesi ve buna göre ön arıtma ve son arıtma işlemlerinin uygulanması gerekmektedir (AWWA, 2007).



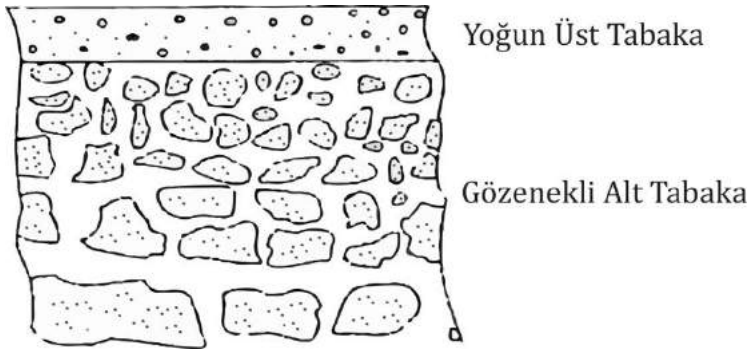
Şekil 7.26 Tipik bir NF/TO sistemi akım şeması (AWWA, 2007)

7.2.2. NF/TO Membran Malzemeleri ve Tertip Tazları

Ters osmoz membranlarının en temel bileşeni membran malzemesi ve malzemenin içerisine yerleştirildiği tertip tarzıdır. Aşağıda içme suyu arıtımında kullanılan membran malzemeleri ve tertip tarzları konusunda bilgi verilmiştir.

7.2.2.1. Membran Malzemeleri

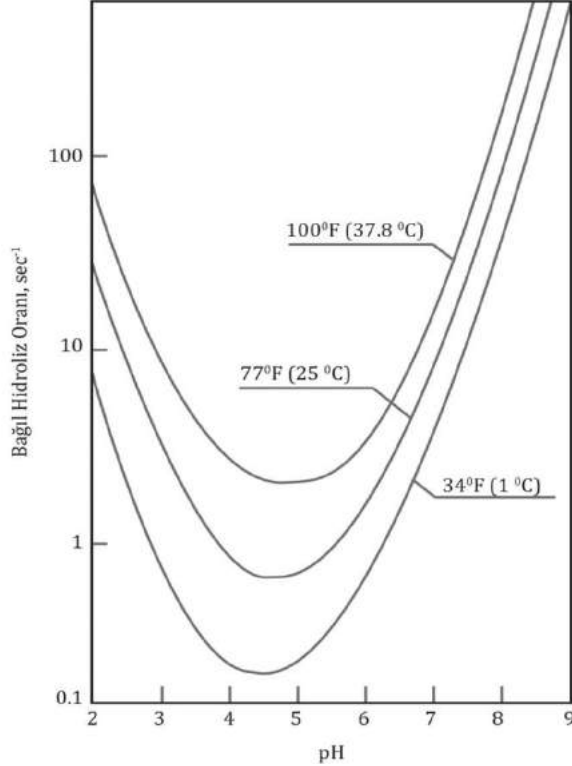
Membranlar, genellikle asimetrik (iki katmanlı) ve kompozit (üç katmanlı) yapıdadırlar. Ters osmoz membran malzemesi olarak en yaygın kullanılanları, selüloz asetat ve aromatik poliamid membranlardır. Ters osmoz prosesinde, su arıtımı için genellikle ince film kompozit membranlar (TFC) kullanılmaktadır. İnce film kompozit membranlar genellikle üç tabaka içerirler. Bunlar, ince yoğun üst aktif tabaka (50–200 nm kalınlıkta), poroz destek tabakası (tipik olarak 50–150 μm) ve mekanik dayanıklılık için dokunmamış kumaş tabakasıdır (100–500 μm). Esas giderme yüzeydeki aktif tabakada gerçekleşmektedir. Boşluklu destek tabakası ise özellikle deniz suyunda uygulanan 50-60 barlık çok yüksek basınçlara karşı aktif tabakaya destek olmaktadır. İlk selüloz asetat TO membranlarının yüzeyindeki yoğun aktif tabaka, çarpraz bağlanma ile elde edilmektedir. Modifiye edilmiş selüloz diasetat ve selüloz triasetat membranları, selüloz olmayanlara göre daha ucuzdur ve halen kullanılmaktadır (Şekil 7.27).



Şekil 7.27 Destek tabakası ve aktif tabakadan oluşan bir membran kesiti (Shilton, 1997)

Selüloz malzemedен üretilen membranların bazı sınırlamaları vardır. İlk olarak, selüloz asetat, selüloza hidrolize olmaktadır. Bu durum, membranın ideal şartlarda bile tuz giderme verimini etkilemektedir. Şekil 7.28'de görüldüğü üzere, selüloz asetatın hidrolizi, pH ve

sıcaklıktan etkilenmektedir. Hidroliz, yüksek sıcaklıklarda artmaktadır. Optimum pH değeri 5 olmakla birlikte, membranın kullanım ömrünü artırmak için 4,5-6,5 aralığında tutulabilir. Bundan dolayı, kimyasal membran temizlemesi bu pH aralıklarına uyacak şekilde dar sınırlarda (4-8 aralığı) yapılmalıdır. Ancak bu dar sınırlar bazı durumlarda membranın etkili temizlenmesini engellemektedir. Selülozik membranlar aynı zamanda, selüloz enzim üretimi kapasitesine sahip mikroorganizmaların olduğu durumlarda da zarar görmektedir. Bununla birlikte bu risk, selüloz membranın oksidasyona olan direncinden dolayı 1 mg/l'ter gibi yüksek klor konsantrasyonu ilavesi ile önlenmektedir. Selüloz asetat membranların klorla karşı olan bu direnci, bu membran türünün en önemli üstünlüğüdür.

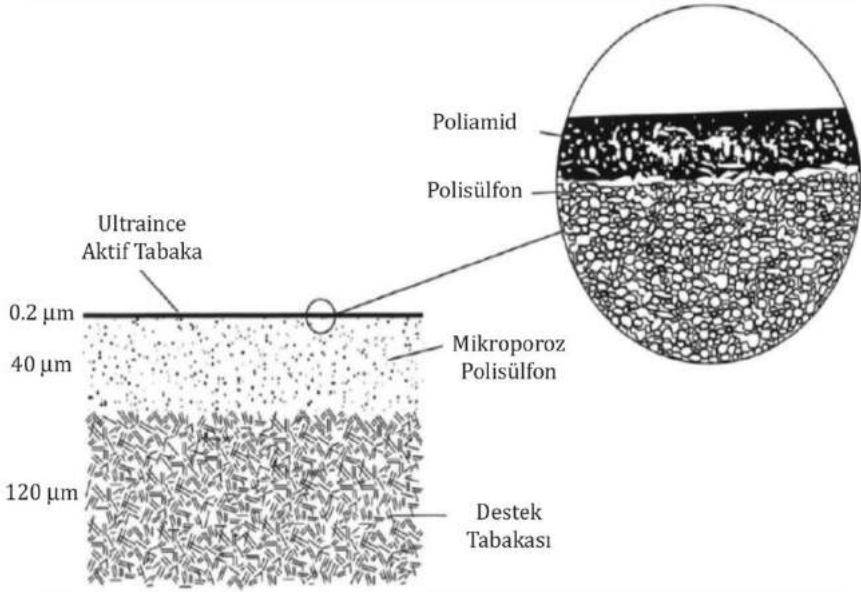


Şekil 7.28 Sıcaklık ve pH'nın selüloz asetat membranlarının hidrolizindeki etkisi (AWWA, 2007)

Asimetrik membranlar, ister selölüz ister diğer malzemelerden olsun, zamanla sıkışmaya uğramaktadırlar. Sıkışma poroz alt tabakada meydana gelmekte ve bu durum zamanla akı azalmasına sebep olmaktadır. Sıkışma derecesi uygulanan basınçla ilgili olduğu için en yüksek basıncın kullanıldığı deniz suyu ters osmoz uygulamalarında bu durum daha yaygın olarak görülmektedir. Kuyu suyu uygulamalarında da benzer sıkışma görülebilir (AWWA, 2007; Verbeke ve diğ., 2017).

Son zamanlarda geliştirilen bir diğer membran tipi ise ince film kompozit membranlardır. Kompozit membranlar, genellikle kullanılan polisülfan mikroporoz malzeme üzerine arayüzey polimerizasyonu ile bir başka polimerin kaplanması ile elde edilir. Bu işlem ile Şekil 7.29'da görüldüğü üzere, yüzeyde 250-2000Å kalınlığında çok ince bir yüzey tabakası elde edilir. Yüzeydeki ince kaplama için çok değişik polimerler kullanılır. En yaygın kullanılanları, aromatik poliamidlerdir. Bunlar, aril-alkol poliamid ve poliüre'dir. İlk üretilen poliamid membranlar için aril-alkil poliamid malzemesi kullanılmıştır. Bu membran malzemesi, oksidasyona karşı çok hassastır ve uzun dönemde performansı etkilenmektedir. Kompozitler ayrıca, tam aromatik çarpaz bağlarla bağlanmış poliamid malzemelerden de yapılabilir. Nanofiltrasyon membranlarında, üst tabaka olarak modifiye edilmiş poliamid ve piperazinamid malzemeleri de kullanılabilir.

Aromatik poliamid membranlar, selölüz membranlara göre daha geniş pH dayanımlara sahiptir. Hiç hidrolize olmadan, 2-12 pH aralığını tolere edebilirler. Biyolojik etkilerden etkilenmezler. Bununla birlikte, oksidasyona karşı dirençlerinin az olması, membran yüzeyinin zamanla zarar görmesine sebep olabilir. Bundan dolayı, poliamid membranlara girmeden önce klorlu ham suların kloru alınmalıdır. Tablo 7.21'de selölüz asetat ve kompozit membranların birbirlerine göre olan üstünlük ve mahsurları verilmiştir (AWWA, 2007).



Şekil 7.29 İnce film kompozit membranların kesiti (AWWA, 2007)

Tablo 7.21 İnce film kompozit ve selüloz membranların karşılaştırılması (AWWA, 2007)

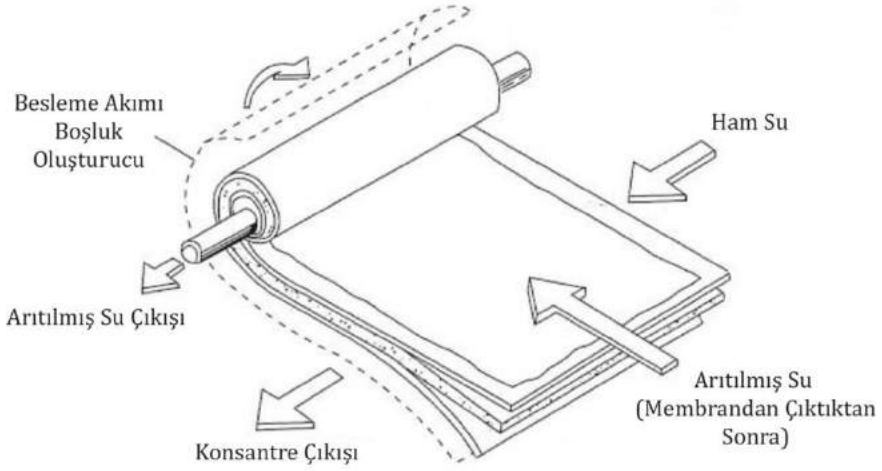
Parametre	İnce film kompozit membranlar	Selüloz asetat membranlar
Tuz giderimi, %	Yüksek (> % 99,5)	Düşük (maks. % 95)
Basınç	Düşük	Yüksek
Yüzey yükü	Daha fazla negatif	Daha az negatif
Klora olan tolerans	Zayıf	İyi
Yıkama sıklığı	Çok	Az
Organik giderimi	Yüksek	Düşük
Biyolojik tıkanma	Daha çok hassas	Daha az hassas
Biyolojik bozulma	Yok	Yüksek
pH toleransı	2-12	4-8

7.2.2.2. Membran Tertip Tarzları

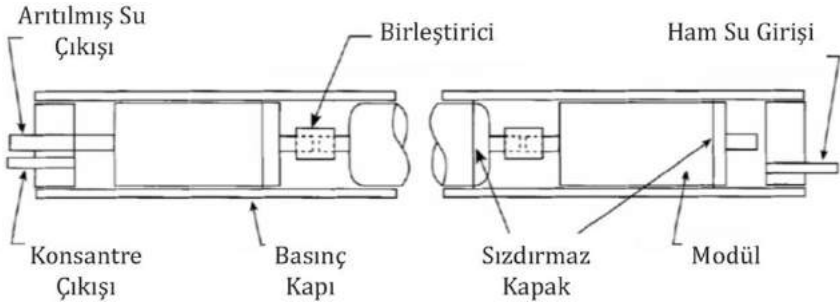
NF/TO membranı olarak kullanılan en yaygın tertip tarzı tipleri spiral sargılı ve içi boşluklu fiber membranlardır. Aşağıda, bu membran tertip tarzları hakkında bilgi verilmiştir.

Spiral Sargılı Membranlar

Membranlar spiral sargılı tertip tarzına Şekil 7.30'da gösterildiği şekilde sokulmaktadır. Burada kullanılan membran yaprak halde üretilmektedir. Yaprak haldeki membran belli ölçülerde kesilmekte, iki membran üst üste koyularak arasına, iki membranı birbirinden ayıran boşluk oluşturucu yerleştirilmektedir. Boşluk oluşturmak maksadı ile kullanılan bu yapı, aynı zamanda süzüntü akımının yol aldığı yerdir. Bu yapının üç kenarı yapıştırılır ve açık olan kenarı, ortada süzüntüyü taşıyan tübe bağlanır. En üstte kısma tekrar, hem besleme akımını taşıyan, hem tüp etrafına sarıldığında membranları birbirinden ayıran hem de akım geçtiğinde türbülans oluşturan boşluk oluşturucu bir plastik malzeme yerleştirilir. Sonrasında, tüp etrafında sarılır. En üstte ise spiral şeklinde sarılan bu yapıyı sıkı bir şekilde tutacak şekilde dış sargı sarılır. Spiral sargılı membranlar daha sonra, membran kabı olarak adlandırılan bir silindirik yapının içine birden fazla sayıda yerleştirilir. Besleme ve konsantre akımları, süzüntü túbüne paralel doğrultuda akmaktadır. Membrandan geçince, merkeze doğru süzüntü spiral bir yol kat eder ve ortadaki tüpte toplanır. Membrandan geçemeyen konsantre akımı ise besleme akımı doğrultusunda paralel akmaya devam etmekte membranın diğer ucundan çıkmaktadır. Bir çok uygulamada, basınç kabı içerisine altı ile sekiz arasında element yerleştirilir (Şekil 7.31). Bir membrandan çıkan konsantre akımı diğer membran için besleme akımı niteliğindedir. Süzüntü akımı ise ortadaki tüpte toplanır ve her iki uçtan toplanabilir (AWWA, 2007; Wang ve diğ., 2010).



Şekil 7.30 Spiral sargılı modül (AWWA, 2007)

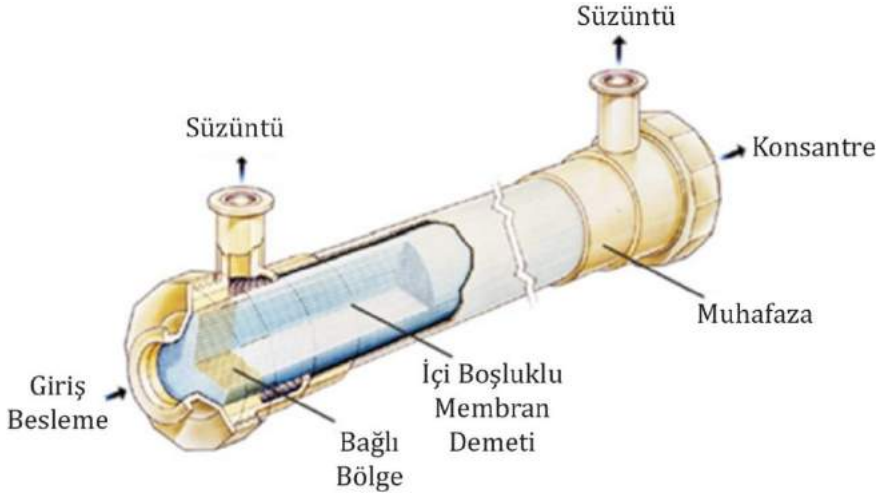


Şekil 7.31 Basınç kabı bağlantıları (AWWA, 2007)

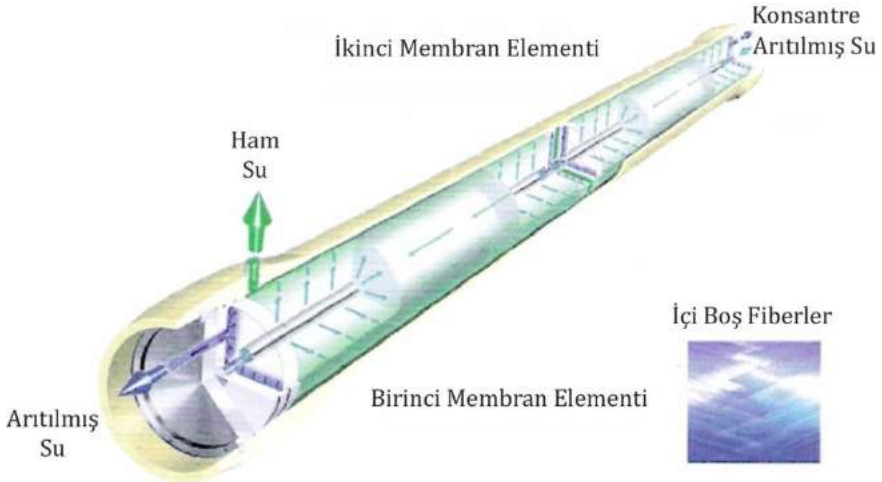
İçi Boşluklu Fiber Membranlar

Şekil 7.32'de içi boşluklu fiber membran modülünün bir şematik şekli verilmiştir. Belli sayıda bir demet içi boşluklu fiber membran tutam haline getirilmekte ve iki ucu açık bir tüp içerisine yerleştirilmekte ve her iki uçtan tübe yapıştırılmaktadır. İçi boşluklu fiber membranlarda besleme, merkezdeki tüpten oluşmaktadır. Askıda haldeki ince fiberler içine giren su daha sonra süzüntü akımı tüpünde toplanmaktadır. İnce

fiberlere girmeyen ve dışarıda kalan konsantre akımı ise konsantre tüpünden uzaklaştırılmaktadır. Yüksek paketleme oranı ile ince fiberler arasında çok az boşluk kalması, partiküller ve kolloidal maddeler tarafından membranın tıkanmasını kritik hale getirmektedir (AWWA, 2007).



Şekil 7.32 İçi boşluklu membran modülü (Pall, 2015)



Şekil 7.33 İçi boşluklu fiber membran modülü kabı (AWWA, 2007)

7.2.3. NF/TO Membran Sistemi Bileşenleri

Bu bölümde, ham su temini, su alma yapıları, ön arıtma, membran ünitelerinin proses tasarımı, son arıtma ve konsantre uzaklaştırma gibi NF/TO sistemlerinin genel proses tasarım prensipleri hakkında bilgi verilmiştir. Tablo 7.22'de tipik tasarım faktörleri ve ilgili temel prosesler hakkında bilgi verilmiştir.

Tablo 7.22 Membran sistemi tasarım faktörleri ve ilgili temel prosesler (AWWA, 2007)

Tasarım faktörleri	İlgili temel prosesleri
Kaynak suyu temini	
Su Kalitesi	Su alma yapısı, ön arıtma, membran by-pass hattı ve karıştırma
Su miktarı	Pompalar, temel işletme boyutları
Ön arıtma	
Kirlilik potansiyeli	
Partiküler	Koagülasyon, flokülasyon, çöktürme, filtrasyon, MF, UF
Organik	Koagülasyon, flokülasyon, çöktürme, filtrasyon, MF, UF
Biyolojik	Koagülasyon, flokülasyon, çöktürme, filtrasyon, MF, UF, klorlama, deklorinasyon
Çökeltme potansiyeli	pH ayarlama ve çökelti önleyici (inhibe edici) ilavesi
Membran prosesi	
Besleme basıncı	Membran arıtımı
Süzüntü geri kazanımı	Membran arıtımı
Süzüntü akısı	Membran arıtımı
Süzüntü kalitesi	Membran arıtımı
Son arıtma	
Stabilizasyon	Havalandırma-gaz giderimi, pH ayarlama, alkalinite geri kazanımı, potansiyel korozyon önleyici ilavesi
Dezenfeksiyon	Dezenfeksiyon
Son su kalitesi	Membran by-pass sistemi ve karıştırma

Bir NF/TO membran tesisinde, ön arıtma, membran birimleri, arıtılmış su ve konsantre su uzaklaştırma üniteleri ve membran yıkama, kimyasal besleme ve depolama, enstrümantasyon ve kontrol ile yıkama sistemleri gibi yardımcı sistem ekipmanları içermektedir. Şekil 7.34'te Avşa deniz suyu arıtma tesisinden görüntüler verilmiştir.



Şekil 7.34 Avşa deniz suyu arıtma tesisi (Babuçu, 2009)

7.2.3.1. Ham Suyun Temin Edilmesi ve Kalitesi

Membran sistemlerinde en önemli hususlardan birisi güvenilir ham su teminidir (Missimer, 1994). Çok iyi tasarlanmış membran sistemlerinde bile, eğer çok kirli ve değişken karakterde ham su geliyor ise bazı problemler oluşabilir. NF/TO sistemlerinin tasarımında gerekli su kalitesi parametrelerin listesi Tablo 7.23'te verilmiştir. İyi ve tam su kalitesi analizi, tasarımcıya doğru bir ön arıtma ve membran tasarımı imkânı sağlamaktadır. Su analizi ayrıca, arıtılacak suyun kalitesi konusunda tahmin etme imkanı vermektedir. Ters osmoz membranlarında çökeltme potansiyelinin hassas bir şekilde değerlendirilmesi için kritik parametreler olan, baryum, stronsiyum, sülfat, florür ve silikanın çok hassas bir şekilde belirlenmesi gerekmektedir. Birçok uygulamada tıkanma potansiyeli tahmini, çözülmüş organik karbon, bulanıklık konsantrasyonları ve/veya bakteri sayımı gibi biyolojik indikatörler kullanılarak da yapılabilmektedir. Çok hassas bir tıkanma potansiyeli tahmini için pilot ölçekli çalışmaların da yapılması gerekebilmektedir.

NF/TO sistem tasarımında birincil derecede düşünülmesi gereken kirleticiler aşağıda özetlenmiştir;

- Katyonlar
 - Membran sisteminde konsantre edildiğinde çökelek oluşturabilecek katyonlar (Kalsiyum, stronsiyum, baryum vb.)
 - Membranı tıkayabilecek hidroksit çökeleği oluşturabilecek katyonlar (demir, mangan vb.)
 - Çıkışta su kalitesi kriterlerin sağlanmasında katyonlar (sertlik iyonları, sodyum, boron (deniz suyu arıtımında) vb.)
- Anyonlar
 - Çökelek oluşturabilecek anyonlar (alkalinite iyonları, sülfat, florür, fosfat (atık su geri kazanım uygulamalarında) vb.)

- Çıkışta su kalitesi kriterlerinin sağlanmasında anyonlar (klorür vb.)
- İyonik olmayan bileşikler
 - Özellikle iki değerlikli katyonların olduğu durumlarda, konsantre edildiğinde çökelebilen silika
- Bakteri ve kolloidal maddeler gibi potansiyel kirleticiler
- Hidrojen sülfür

Tablo 7.23 Su kalitesi analizlerinde tavsiye edilen parametreler (AWWA, 2007)

Katyonlar		
Alüminyum	Amonyum	Baryum
Boron	Kalsiyum	Krom
Bakır	Demir	Kurşun
Mağnezyum	Mangan	Potasyum
Sodyum	Stronsiyum	Çinko
Anyonlar		
Bikarbonat	Karbonat	Klorür
Florür	Nitrat	Nitrit
Fosfor (Top. ve orto)	Sülfat	
Diğerleri		
Alg	Alkalinite	Renk
İletkenlik	Çözünmüş oksijen	HPC (Heterotrofik plaka sayısı)
Hidrojen sülfür	İyonik güç	Yağ ve Gres
Top. ve çöz. organik karbon	pH	Silika
SDI	Sülfür üreten bakteri	Sıcaklık
TÇM	Toplam koliform	Toplam sertlik
TAKM	Bulanıklık	

Gerekli besleme suyu debisi, süzüntü suyu debisinden büyüktür. Tablo 7.24'te görüldüğü üzere, geri kazanım oranı % 30 ile 90 arasında değişiyor ise, giriş suyu debisi süzüntü suyu debisinin 1,11 ile 3,33 katı kadar daha büyüktür. Şekil 7.35'te değişik geri kazanım oranlarında, besleme suyu debisi ile süzüntü debisinin oranı verilmiştir.

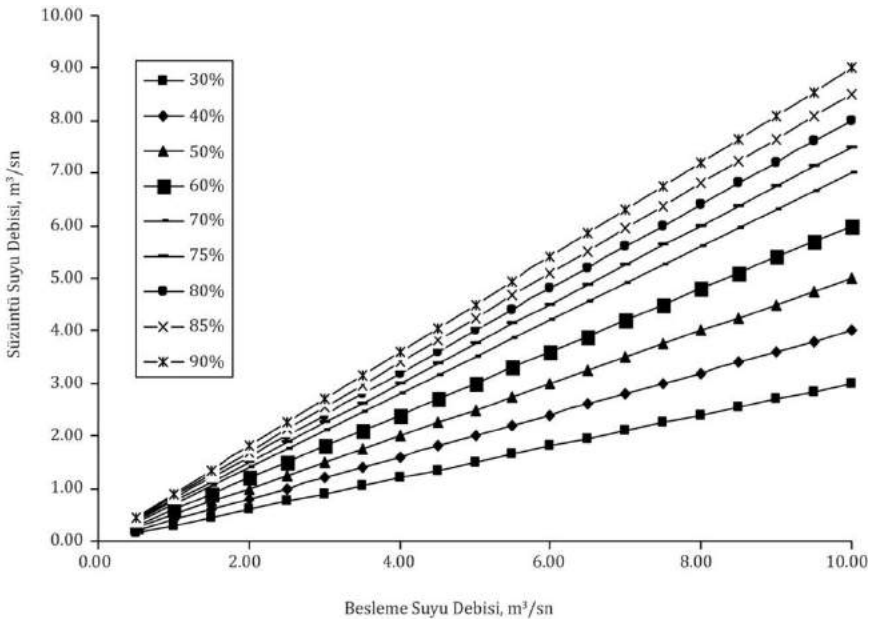
Tablo 7.24 Geri kazanım oranına göre besleme suyu debisini değişimi (AWWA, 2007)

Süzüntü suyu debisi, m ³ /sn	Geri kazanım oranı, %	Besleme suyu debisi, m ³ /sn	Konsantre akımı debisi, m ³ /sn
1,00	30	3,33	2,33
1,00	40	2,50	1,50
1,00	50	2,00	1,00
1,00	60	1,67	0,67
1,00	70	1,43	0,43
1,00	75	1,33	0,33
1,00	80	1,25	0,25
1,00	85	1,18	0,18
1,00	90	1,11	0,11

Değişik geri kazanım oranlarındaki ham su debisi, özellikle pompaların ve borulamanın boyutlandırılmasında önem taşımaktadır. Eğer farklı kalitelere birden fazla ham su kaynağı var ise bunlardan sadece birini kullanmak ekonomik olabilmektedir. Bundan dolayı, membran sistemi maliyeti araştırılırken, su temini maliyetinin de gözönüne alınması gerekmektedir. Ayrıca ham suyun kimyasal stabilitesinin de değerlendirilmesi önemlidir. Arıtma tesisi tasarımında meydana gelebilecek değişiklikleri önceden belirlemek açısından, ham suyun kalitesi uzun bir dönem boyunca izlenmelidir.

7.2.3.2. Ham Su Alma Tesisleri

Ham su alma tesisleri, bir NF ve TO membran sisteminin önemli bir elemanıdır. Bir membran tesisinin ömrü boyunca, yeterli ve kararlı debi ve su kalitesi sağlanmalıdır. Su alma yapısının boyutlandırılmadan önce, fırtına gibi doğal afet, deniz canlılarının (mercan, sünger ve midye) girmesi ve su kalite değişimleri gibi etkilerinin tahmin edilebilmesi için oşinografik araştırmaların yapılması gerekmektedir. Su alma ağızı, dalga kırılma bölgesi dışında ve fırtınaların sebep olduğu askıda katı madde kalkma derinliğinin dışında olmalıdır. Su alma noktasındaki su kalitesi değişimleri de dikkate alınmalıdır. Çünkü deniz kenarlarında su kalitesi çok değişken olabilmektedir. Bazı durumlarda, su alma ağızı, bir kaç km açıktaki olabilir. Gel-gitlerin olduğu yerlerde, su alma ağızı için birden fazla alternatif düşünülmelidir.



Şekil 7.35 Süzüntü suyu debisinin değişik geri kazanım oranlarındaki değişimi (AWWA, 2007)

Su alma ağızı, sürüklenme ve çarpma gibi etkiler gözönüne alınarak boyutlandırılmalıdır. Deniz canlılarının büyümesi ayrıca dikkate alınmalıdır. Bu canlıların büyümesini kontrol eden dezenfeksiyon gibi tertibat, giriş ızgarası ve borulama içinde tedarik edilmelidir. Birçok durumda paralel çalışan birden fazla giriş yapısının yapılması tavsiye edilmektedir (AWWA, 2007). Deniz suyundan su alma yapıları iki şekilde olmaktadır. Bunlardan birincisi yüzeyaltı su alma yapıları, ikincisi ise yüzeyden su alma yapılarıdır. Yüzeyaltı su alma yapıları, özellikle küçük ve orta büyüklükteki deniz suyu arıtma tesislerinde kullanılmaktadır. Büyük kapasiteli deniz suyu arıtan ters osmoz sistemleri daha çok açık su alma yapılarını kullanmaktadır.

Yüzeyaltı Su Alma Yapıları

Yüzeyaltı su alma yapıları, ham su toplama sistemi (dikey ve yatay su alma kuyuları, infiltrasyon kuyuları ve bank (kıyı) filtrasyonu) ve ilgili su alma pompa sistemi ve elektrik ekipmanlarından oluşmaktadır. Yüzeyaltı su alma yapılarının inşaatı diğer sisteme göre daha kolaydır. Ayrıca, toplanan su yeraltında bir yavaş kum filtre sistemi ile süzüldüğü için askıda katılar, silt, yağ ve gres, doğal organik maddeler ve su ortamı canlıları gibi su özellikleri açısından daha iyi kalitede su elde edilmektedir. Normal ve kararlı şartlarda, yüzeyaltı su alma yapıları ile uzun süreli işletmelerde kimyasal olarak da kararlı su elde edilmektedir. Yüzeyaltı su alma sistemi için kuyu inşaa etmeden önce su ortamının hidrojeolojik bilgileri elde edilmelidir. Yapılacak test programı ve modelleme, kurulacak tesis büyüklüğü ve yerel hidrojeolojiye bağlı olarak değişmektedir. Deniz suyunu arıtmada yüzeyaltı su alma sistemleri pratik ve/veya ekonomik ise jeolojik formasyonun (akifer) verimi, akifer yatağının kalınlığı ve deniz kenarındaki kuyudan çekilecek suyun kalitesini etkileyen diğer yakın tatlı su kaynakları gibi faktörler değerlendirilmelidir. Yüzeyaltı su alma sistemlerinin tercih edildiği jeolojik durumlar, verimin 1000 m³/gün/m'den büyük olduğu geçirimli zeminler ve derinliğin 15 m'den büyük olduğu durumlardır. Eğer, derin olmayan sığ yeraltı suyundan kuyu ile su alınıyorsa ve kuyuya doğru bir

depozit girişi söz konusu ise bu durum, yüzeyaltı su alma sisteminin kurulumunu sınırlamaktadır. Deniz suyu kıyısından yüksek katı madde konsantrasyonu çekiliyor, verimi düşük ve yıkama sıklığı da düşük ise bu durumlarda, NF ve TO sistemleri için yüzeyaltı su alma sistemleri düşünülmemektedir.

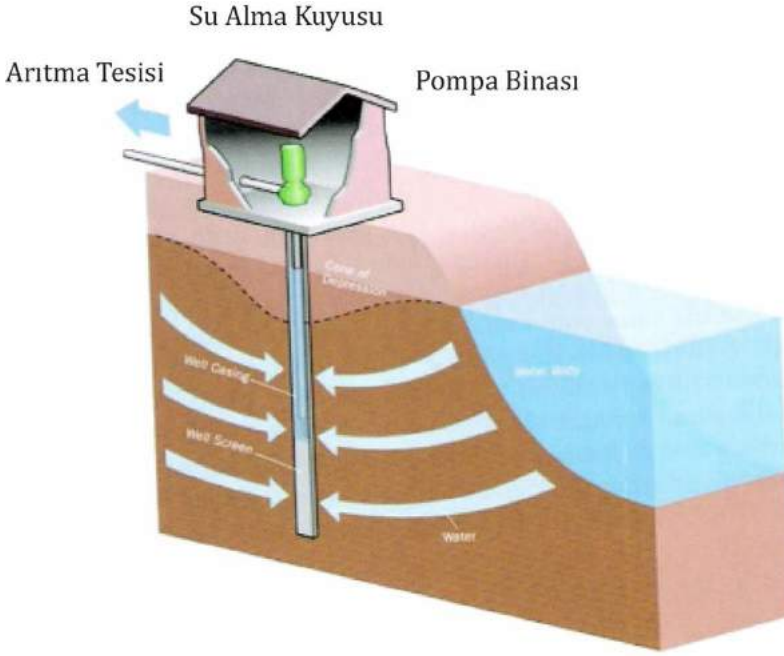
Kıyılardaki kuyular ve açık su alma yapıları, kaynak olarak aynı suyu kullanmaktadırlar. Açık su alma yapılarında, su içerisindeki partiküler maddeler, ön arıtma sisteminde tutulmaktadır. Yüzeyaltı su alma sisteminde ise kuyuya girmeden, deniz tabanında tutulur. Deniz tabanında biriken bu maddeler, dalgaların etkisi ile buldukları yerden uzaklaşırlar. Eğer, taban dalga akımı ile uzaklaştırılan katıların miktarı, burada zamanla biriken katıların miktarından büyük değil ise zamanla tabanda birikmeye başlar. Bu durum kuyunun kapasitesini ve suyun kalitesini negatif yönde etkileyebilir.

Su Alma Kuyuları

Su alma kuyuları, yatay ve dikey olarak açılabilirler. Dikey kuyular, yatay kuyulara göre daha ucuzdurlar. Ancak, verimleri daha düşüktür (400-4000 m³/gün). En yaygın olarak kullanılan yatay kuyular, radyal toplama kuyularıdır. Deniz suyu arıtımında kullanılan bir diğer kuyu türü ise yatay doğrultuda kazılan kuyulardır.

Dikey Kuyular

Bu kuyular, metalik olmayan muhafaza, paslanmaz çelikten kuyu ızgarası ve paslanmaz çelikten batmış veya dikey türbin pompalar içermelidir (Şekil 7.36).



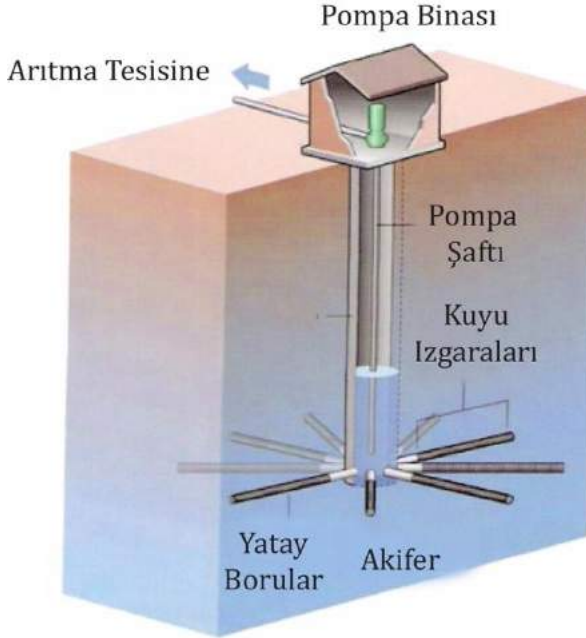
Şekil 7.36 Dikey kuyular (AWWA, 2007)

Yatay Kollektörlü Su Alma Kuyuları

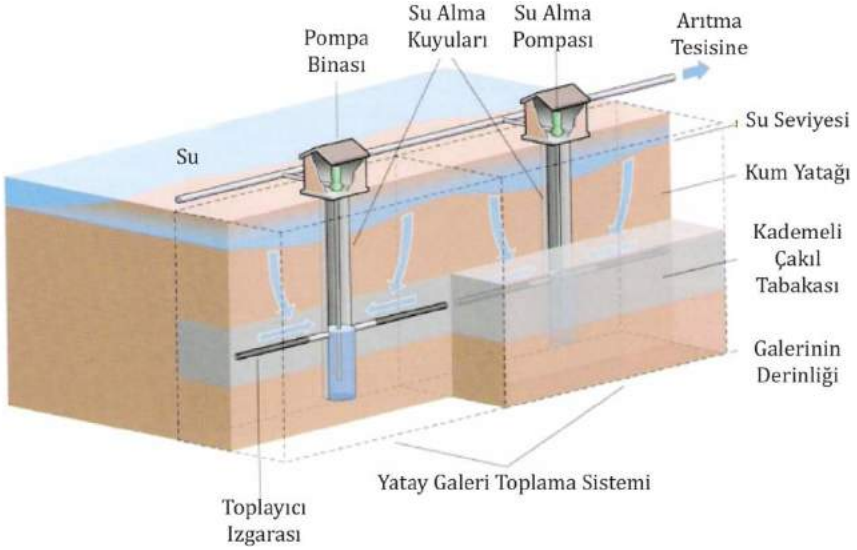
Bu sistemlerin maliyetleri yüksek olduğu için NF/TO öncesinde pek yaygın olarak kullanılmamaktadır. Kuyu ızgarası, yatay borular üzerinde döşendiği için dikey kuyulara göre daha fazla suyun girişi mümkün olabilir. Bundan dolayı daha az kuyu açmak gerekebilir. Bu tür kuyular, 2000-20000 m³/gün debi aralığında kullanılabilir. Kuyunun ana gövdesi, 2,7-6 m çapında betonarme olarak inşa edilebilir. Bu bölümün derinliği 10 ile 45 m arasında olabilir (Şekil 7.37). Yatay boruların sayısı, yerleşimi ve uzunluğu, hidrojeolojik araştırmalar ile belirlenmektedir. Tipik çapları, 0,2-0,3 m ve uzunlukları 60 m'ye kadar olabilmektedir. Genellikle en yaygın kullanılan pompa, dalgıç pompalardır. Bununla birlikte, orta ve büyük kapasiteli tesislerde, daha yüksek verime sahip oldukları için dikey türbin pompalar kullanılabilir (AWWA, 2007).

İnfiltrasyon Galerileri

Yeraltı geçirimliliğinin düşük olduğu yerlerde kullanılırlar. Bu sistemler için yatay ve düşey boruların yerleştirilmesi için bir kazı işlemi gerekmektedir. Bir tek kuyunun kapasitesi, 750–7500 m³/gün aralığında değişebilir. En yaygın olanı yatay toplamalı olanlarıdır (Şekil 7.38). Üç tabakadan oluşmaktadır. Bunlar, en alt tabakada, 2-3,5 m lik bir kum tabaka, 1,2–2 m'lik bir çakıl tabaka bölgesi ve en üstte, 6-9 m'lik bir kum tabakadır. Yatay kuyu toplama ızgaraları, 3 cm/sn su hızı sağlanacak şekilde boyutlandırılmaktadır.



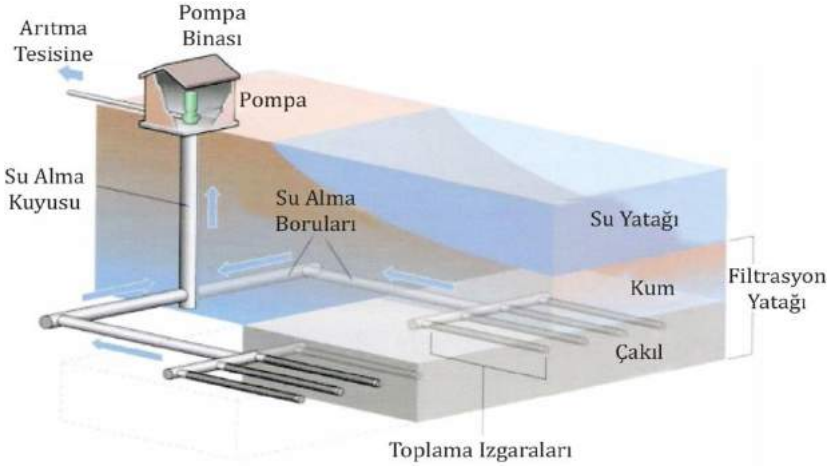
Şekil 7.37 Yatay kollektörlü su alma kuyuları (AWWA, 2007)



Şekil 7.38 İnfiltrasyon galerileri (AWWA, 2007)

Deniz Tabanı Filtrasyon Sistemleri

Bu sistemde, tabanda düşey bir kuyu sistemine bağlı yavaş kum filtresi gibi çalışan filtrasyon sistemi bulunmaktadır (Şekil 7.39). Filtre yatağı, yavaş kum filtreler gibi boyutlandırılır. Filtre yatağının yüzeysel yükleme oranı, $0,12-0,24 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{st}'\text{dir}$. Her 6-12 ayda, yüzeyden 2,54 cm lik kum yatağı sıyrılır. Her 3 yılda ise kum tamamen yenilenir. Maliyeti, diğer sistemlerden 1,2-2,3 kat daha yüksek olup, en yüksek maliyetli yüzeyaltı su alma sistemidir. Yatay kollektörlü su alma sistemleri, deniz tabanı filtrasyon sistemlerinin basit halidir. En büyük farklılık, yatay kollektörlü sistemler, filtrasyon için deniz tabanını kullanırlar. Eğer, deniz tabanı filtrasyon sistemini kurarak yeterli debiyi elde etmek mümkün olmuyor ise bu durumda, insan yapısı deniz tabanı filtrasyon sistemleri kurulmalıdır.



Şekil 7.39 Deniz tabanı filtrasyon sistemleri (AWWA, 2007)

Yüzeysel Su Alma Sistemleri

Yüzeysel su alma sistemleri, denizdeki su alma ağızı, su alma borusu, su alma odası, ince ızgara, ham su alma pompası, elektrik, enstrümantasyon ve kontrol sistemi, kimyasal dozlama ekipmanı ünitelerini içermektedir. Yüzeysel su alma sistemlerinin uygun bir biçimde tasarlanması için alınacak suyun uzun süreli olarak kalitesinin izlenmesi, su alma ağızı çevresindeki su canlılarının karakterizasyonunun yapılması ve su alma ağızı çevresinde mümkün olabilecek potansiyel kirletici kaynakların (denize yağ bırakabilecek evsel ve endüstriyel deşarjlar, yağmur suyu deşarj sistemleri, büyük liman veya marina faaliyetleri vb) araştırılması gerekmektedir. Yüzeysel su alma sistemleri, özellikle büyük deniz suyu arıtma tesislerinde inşaa edilmektedir.

Su Alma Ağızı

Su alma ağızı iki şekilde olabilir. Birincisi, betonarme veya çelikten yapılmış dikey ağızlık, ikinci ise deniz tabanına döşenmiş ve su yüzeyinin hemen altına kadar yükselen bir borudur. Su alma ağızı,

yeterli debiyi alabilecek ve deniz ortamından gelen canlıları almayacak şekilde tasarlanmalıdırlar. Su alma ağzının en uygun yerinin belirlenmesi için su alma yeri etrafında detaylı hidrolojik çalışmalar yapılmalıdır. Su alma ağzı, minimum su derinliğinin altında olmalıdır. Fırtınanın sebep olduğu dalga hareketlerinden korunmalıdır. Ayrıca, fırtınaların sebep olduğu sediment kalkması ve suya karışması gibi kirliliklerden de etkilenmemelidir. Su alma yeri belirlenirken, saatlik ve mevsimlik su kalitesi değişimleri de izlenmelidir. Su alma ağzı, yüzeyinden en az 3 m aşağıda ve tabandan sediment girişi olmaması için en az 3 m yukarıda olmalıdır. Su alma ağzına, büyük parçaların girmemesi için ince ızgara yerleştirilebilir. Büyük membran sistemlerinde, su alma ağzı 10 m veya daha derinlerde yapılıyor ise su alma ağzına hız şapkası yerleştirilmeli ve böylelikle taban sedimentlerinin ve deniz canlılarının girmemesi için giriş hızı 0,15 m/sn'den düşük olmalıdır. Su alma ağzı daha sığ bölgelerde ve kapasite küçük ve orta büyüklükte (20000 m³/gün) ise su alma borusunun ağzına yerleştirilmiş bir ızgara büyük parçaların borulara ve pompalara girmesine mani olabilir. Su alma ağzı, kıyıdan belli bir miktar içeridedir. Alınacak su kalitesi açısından en iyi derinlik 30 m veya üzeridir. Bu derinliklerde su alma ağzına giren parçacık yükü, sığ bölgelerdekinden 20 kat daha düşüktür. Deniz altına boru döşeme maliyeti, karada döşemeye göre 4 ile 10 kat daha pahalı olduğu için su alma ağzından alınacak suyun kalitesi ile daha başka yerlere (daha sığ yerlere) inşaa edilmesi halindeki maliyeti karşılaştırılmalıdır. Yapılan değerlendirmelerde, en uygun su alma ağzı, 30 m derinlik ve kıyıdan 460 m açıkta olmasıdır. Eğer, böyle bir su alma ağzı derinliği mevcut değil ise sığ bir yere su alma ağzı yerleştirilerek daha kompleks bir arıtma tesisi yapmak, daha derinlere boru hattı döşemekten daha ucuzdur. Denizde, daha derinlere boru hattı döşemek maliyetli olduğu için yüzeyden su alan mevcut deniz suyu ters osmoz sistemlerinde taban derinliği 3 ile 10 m arasında değişmektedir. Bundan dolayı bu derinliklere döşenen suda yüksek askıda katı madde ve deniz canlısı içerdiği için membran öncesinde uygun ön arıtma sistemi gerektirmektedir (AWWA, 2007). Su alma borusu, su alma ağzını pompa istasyonuna bağlayan borudur. Genellikle, deniz tabanında

döşenmektedir. Boru tipi, yüksek yoğunluklu polietilen boru, betonarme veya çelik olabilir. Deniz suyu uygulamalarında, yüksek dereceli paslanmaz çelik boru tavsiye edilmektedir. Yüksek yoğunluklu boru çapı maksimum 1600 mm civarında olduğu için daha büyük olanlar çelikten yapılabilir. Birden fazla sayıda fakat daha küçük çapta yüksek yoğunluklu polietilen boru döşemek, büyük çapta bir adet beton veya çelik boru döşemeye göre daha ucuzdur. Büyük tesislerde, paslanmaz çelikten yapılan borular kullanılabilir. Son zamanlarda dupleks paslanmaz çelik borular kullanılmaya başlamıştır. Su alma borusunda, su canlılarının büyümesine müsaade etmeyecek şekilde su hızının 1,2-1,8 m/sn aralığında olması istenmektedir. 1 m/sn'den düşük hızların, canlıların zamanla büyümesi ve boru çapını küçülterek kapasite azaltması gibi mahsurları vardır. Çok büyük hızlarda ise çarpma ve büyük organizmaların boru hattına girme riski vardır.

Su Alma Yapısı Izgaraları

Orta veya büyük kapasiteli tipik bir yüzeysel su alma ağzında, el ile temizlenen çubuk ızgaralar ve sonrasında otomatik olarak temizlenen ince ızgaralar vardır. Çubuk ızgara genişliği 7,5–10 cm civarındadır ve görevleri, büyük katı malzemeleri almaktır. Bu ızgaraların görevleri, pompaları korumak olduğu için, ızgaralar arası mesafe, pompaların kanat aralıklarının mesafesinden küçük olmalıdır. Eğer ön arıtma granüler filtrasyon içeriyor ise kaba ızgaradan sonra ince ızgara da yerleştirilir. Ön arıtmada MF ve UF membran sistemleri de bulunuyor ise çubuk ızgaralar, bu membranları korumaya yetmez (su içindeki sivri maddeler çubuk ızgaradan geçip, MF ve UF membranlarına zarar verebilir). Bir çok pilot tesis çalışmasında, eğer ön arıtmada MF ve UF membran sistemleri de bulunuyor ise bu membranları korumak için 120 µm veya daha küçük aralıklı eleklerin yerleştirilmesi gerektiği belirtilmiştir. Bunun için mikroelekler veya disk filtreler kullanılabilir. Eğer su canlılarını geri gönderme sistemi ile donatılırsa, mikroelekler daha üstünlük sağlar. Balık larvaları, zooplankton ve fitoplanktonlar, 120 µm'den daha büyüktürler ve mikroeleklerde tutulduktan sonra küçük bir pompa ile deniz ortamına geri gönderilmesi, su alma yapısının

çevresel etkilerini minimum seviyeye düşürmektedir. Fakat ilk yatırım ve işletme maliyetlerinin yüksek olması mahsurudur. Genellikle, konvansiyonel ince ızgaralardan, %20-50 arasında daha maliyetlidir. Ön arıtma olarak, kum filtresi kullanılıyor ise kum filtreleri sivri şekilli maddeleri de tutabildiği için, mikroelek yapmak gerekmemektedir. Küçük kapasiteli desalinasyon sistemleri, pompaları ve ön arıtma sistemini korumak için süzgeç kullanmaktadırlar. Eğer ön arıtmada granüler kum filtre var ise 500-900 µm aralıklı süzgeçlerin kullanılması yeterlidir.

Su Alma Yapısı Pompa İstasyonu

Pompa istasyonu genellikle, ızgara yapılarından sonra inşaa edilmektedir. Pompaların emme seviyesi, su alma ağız seviyesinin altında olmalıdır. Ayrıca, su alma yapısı pompa istasyonu, 100 yıllık taşkın seviyesinin üstünde olmalıdır. Pompa istasyonu minimum 2 tane çalışan ve 1 adet yedek pompalardan teşkil edilmelidir. Eğer çalışan pompa sayısı 5'i aşarsa, yedek pompa sayısı 2 adet olmalıdır. Bu iki yedekten birisi kurulmalı, diğeri ise kurulmadan tesiste hazır bekletilmelidir. Eğer, zamanın % 95'inde su üretim garantisi var ise her iki yedekte kurulu olmalıdır. 5 adetten daha fazla pompa olması, işletme zorluğu oluşturduğu için tavsiye edilmemektedir. Enerji tasarruflu oldukları için dikey türbin pompaların kullanılması, diğerk pompa türlerine göre üstün olabilmektedir. Bu pompalar, ıslak hazne içerisine yerleştirildikleri gibi direkt su alma borusu üzerine de yerleştirilebilirler. Yer probleminin olduğu yerlerde, ıslak hazne kullanmamak için muhafaza edilmiş pompalar tercih edilmektedir. Pompaların değişken devirli olması tavsiye edilmektedir. Su alma yapısı pompa istasyonu, biyolojik büyümeyi kontrol altında tutmak için klorlama teçhizatı ile donatılmalıdır. Bununla birlikte, klor membranlara zararlı olduğu için verilen klorun alınması için deklorinasyon sisteminin de olması gerekmektedir. Pompa istasyonu, desalinasyon tesisinden 600 m uzakta kurulu ise yerinde sodyum hipoklorit sisteminin kurulması, esas tesisten klor dozajlamaya göre daha ekonomik olmaktadır. Şu anda birçok desalinasyon tesisinde, yerinde sodyum hipoklorit sistemi

bulunmaktadır. Bu sistemler çok uygundur ve sodyum hipoklorit üretimi için ilave bir kimyasal gerekmemektedir (AWWA, 2007).

Yüzeysel Su Alma Yapıları İçin Genel Tasarım Hususları

Yüzeysel su alma yapıları direkt olarak, fırtınlardan kaynaklanabilecek fiziksel hasar, korozyon, donma, sıcak iklimlerde çözünme ve insan faaliyetleri ile karşı karşıyadır. Ayrıca su alma yapısının su kalitesi, su kaynağının mevsimsel su kalitesi ve sıcaklık değişimlerinden de etkilenmektedir. Tablo 7.25'te su alma yapısı bileşenleri ve tasarım hususları verilmiştir. Tasarım öncesinde, fırtına etkisi, su canlılarının (midye, mercan, sünger vb) etkisi ve su kalitesi değişimlerinin etkisi uzun dönemde araştırılmalıdır.

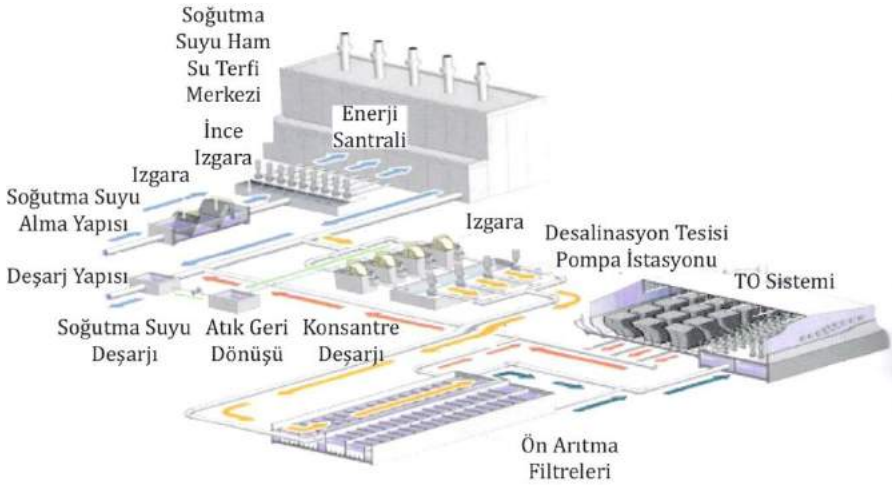
Tablo 7.25 Su alma yapısı bileşenleri ve tasarımda dikkat edilecek hususlar (AWWA, 2007)

Su alma yapısı bileşenleri	Tasarımda dikkat edilecek hususlar
Su alma ağızı	
Seviye	Düşük su kalitesi durumları (Çökeltme vb) Taşkın durumlarında su girişi Erozyon ve buzlardan dolayı hasar görmesinin önlenmesi Sedimentasyon girişinin minimize edilmesi Yüzen maddelerin girişinin minimize edilmesi
Yer	Su derinliği Su kalitesi değişimleri Fırtınadan hasar Gemi tarafiginden hasar görmesi
Su alma borusu	
Malzeme	Korozyon Bakım
Izgaralar	
Izgara	Tıkanma ve bakım Korozyon
Su alma pompa istasyonu	
Pompalar	Korozyon, pompalarda hasar Güç temini, yedek pompa temini

Enerji Santralı Deşarj Sistemi İle Teşkil Edilmiş Deniz Suyu Desalinasyon Sistemi Su Alma Yapısı

Enerji santralleri, soğutma suyu amaçlı olarak deniz suyunu kullanırlar. Soğutma suyu, yoğunlaştırıcılar içinde 20 mm'lik tüpler içinden geçtiği için bu tüpleri tıkamaması için enerji santraline girmeden önce kaba ve ince ızgaradan geçirilmektedir. Ters osmoz tesisi ise ham su olarak önceden ızgaradan geçmiş ve soğutma suyu olarak kullanılmış ve tekrar denize deşarj edilmek üzere olan bu suyu kullanırlar. Bundan dolayı, ters osmoz tesisi hamsu alma borusu, soğutma suyu deşarj hattı üzerine bağlanır ve ayrı bir su alma hattı inşa etmeye gerek kalmaz. Su alma yapısı inşaatı, toplam tesis inşaatı maliyetinin %10-20'si arasında değişmektedir. Dolayısıyla ayrı bir su alma yapısının gerekmemesi ilk yatırım maliyetini düşürmektedir. Bu sistemde, soğutma suyu deşarj hattındaki basınç, 0,2-0,7 bar gibi düşük basınçlarda olduğu için (bu basınç desalinasyon tesisine giriş için yetersizdir.), desalinasyon sistemi için ayrı bir pompa istasyonunun yapılması gerekmektedir. Desalinasyon sisteminden gelen konsantre akımı da, desalinasyon sistemine alınan su alma hattının hemen alt kısmından, soğutma suyu deşarj hattına bağlanmaktadır (Şekil 7.40).

Su alma ve konsantre bağlama noktaları arası uzaklık, su alma hattının konsantreden etkilenmemesi için yeterince uzak olmalıdır. Bu uzaklık, hatlardaki debiye ve basınca göre değişmektedir. Ayrıca, konsantre hattının yüksek basıncından dolayı, enerji santraline doğru geri tepmesinin de önüne geçilmelidir. Bir diğer husus, konsantre hattındaki tuzlu ve soğutma hattındaki sıcak suyun karıştıktan sonra, deşarj edildiği deniz ortamına çevresel etkilerinin en az olması için deşarj hattının uzunluğunun yeterli olması gerekmektedir. Ayrıca, desalinasyon için ayrı bir deşarj hattının olmaması da maliyeti düşürmektedir. Enerji santrali ile desalinasyon tesisinin aynı yere kurulmasının üstünlük ve mahsurları, Tablo 7.26'da özetlenmiştir. (AWWA, 2007).



Şekil 7.40 Enerji santrali içeren bir ters osmoz tesisi su alma ve deşarj hatları (AWWA 2007)

7.2.3.3. Ön Arıtma

Ters osmoz sistemleri, ham su içerisindeki partiküllere karşı çok hassastır. Yüzeysel su kaynağındaki partiküller ile membranların hasar görmemesi ve tıkanmaması için kapsamlı bir ön arıtma gerekebilir. Bu bölümde membran yüzeyindeki çökelme, membran polimerlerinin kimyasal değişimini ve kirleticilerin birikmesini önleyici ön arıtma metodları tartışılmıştır. Ön arıtma birimleri, su alma yapısından hemen sonra yapılmaktadır. Yüzeysel su alma yapılarının alına suyun kalitesi iyi değildir ve iyi bir ön arıtma gerekmektedir. Sediment halindeki ve yüzen maddeleri almak için mekanik arıtma elemanlarının kurulması gerekmektedir.

Tablo 7.26 Enerji santrali ile desalinasyon tesisinin aynı yere kurulmasının üstünlük ve mahsurları (AWWA, 2007)

Üstünlükleri	Mahsurları
İki ayrı su alma ve iki ayrı deşarj hattının yapılması önlenmektedir.	Sıcak soğutma hattının desalinasyon tesisinde ham su olarak kullanılması halinde, organik madde içeriği yüksek ise membranlardaki biyolojik tıkanma hızlanabilmektedir.
Desalinasyon tesisinde daha sıcak su kullanıldığı için ters osmoz sistemlerindeki basınç azalmaktadır.	Eğer enerji santrali kondenserleri düşük kalitedeki malzemeden yapılmış ise zamanla aşınma olacağı için soğutma hattına demir ve nikel karışması ve bunlarında TO membranlarına zarar vermesi söz konusu olabilmektedir.
Enerji direkt olarak enerji santralinden alındığı için birim enerji maliyeti düşmekte ve ayrıca ayrı bir enerji hattının çekilmesi gerekmemektedir.	Sıcak soğutma hattının desalinasyon tesisinde ham su olarak kullanılması halinde, sıcaklık 40°C'nin üzerine çıkıyor ise membranlara zarar vermemek için soğutulmalıdır.
Denize iki ayrı su alma ve deşarj hattı olmayacağı için izin alma prosedürü hızlanmaktadır.	Yüksek sıcaklıklarda, membranlarda arıtılan suyun kalitesi düşmektedir.
Desalinasyon tesisi ayrı bir hat ile ilave su almadığı için deniz ortamını da daha az etkilemektedir.	Yüksek sıcaklıklarda, membranların boron giderme verimi düştüğü için pH düzeltmesi yapmak gerekmektedir.
Sıcak soğutma hattı ve tuzlu konsatren hattı bir hat içinde birleştiği ve konsantrenin konsantrasyonu seyreltiği için çevresel etkiler azalmaktadır .	Eğer enerji santrali su alma yapısında ızgaralarda tutulan maddeler, deşarj hattı ile uzaklaştırılırsa, bu durumda TO membranlarında yeni bir ızgara sisteminin kurulması gerekmektedir.
Sıcak soğutma hattının bir kısmı arıtıldığı için miktarı azalmakta ve daha az su deşarj edilmektedir.	Enerji santrali ve desalinasyon sistemlerinin çalışmaları birbiri ile uyumlu olmalıdır.
Daha önceden zarar görmüş bir bölgenin kullanılması halinde çevresel etkiler azalmaktadır.	Özellikle enerji santrali durduğunda, desalinasyon tesisinin bundan etkilenmemesi sağlanmalıdır.

Membranın Hasar Görmesinin Önlenmesi

Ters osmoz membran performansları (giderme verimi ve akının azalması vb), ham su içerisindeki cisimler tarafından membranların kimyasal yapılarının etkilenmesi dolayısıyla değişebilmektedir. Membran yüzeyine olan kimyasal değişim, oksidasyon veya hidroliz ile olmaktadır.

Aslında her ikisi de kontrol edilebilmektedir. Ayrıca, membranların yüzeyindeki kimyasal değişim, membran malzemesi ile orantılıdır. Selüloz asetat membranları, asetil grupların hidrolizinden dolayı performans kaybına uğrayabilirler. Hidroliz hızı, pH ile doğru orantılıdır. Selüloz membranların ömrünü maksimize etmek için asit ilave ederek, pH'yı 5,5–6 aralığında tutmak gerekebilir. Poliamid membranlar, 2–12 aralığı gibi daha geniş pH dayanımları vardır. Kimyasal yıkamalarda, kısa süreli 12'ye kadar çıkartılabilir. Poliamid membranlar, pH=8'in üzerinde çalıştırıldığında kalsiyum karbonat çökmesinin olmaması için dikkatli olunmalıdır. Poliamid membranların pH'ya karşı dirençleri iyi olsa da, klor ve diğer oksidantlara karşı toleranslı değildirler. Bunun için membranlardan önce sodyum metabisüfit ilavesi ile deklorinasyon yapılmalıdır. Bazı durumlarda, ön arıtmada klor kullanımı tamamen önlenmelidir. Diğer taraftan, selüloz asetat membranları kloru, 1 mg/l'te kadar tolere edebilmektedirler. Fakat uzun zaman süresinde membran yüzeyini yinede okside edebilir. Bazı durumlarda, biyolojik tıkanmayı önlemek üzere kloraminler, başarılı bir şekilde kullanılmışlardır (AWWA, 2007).

Membran Tıkanmasının Azaltılması

Membran yüzeyinde bir veya daha fazla yabancı maddenin birikmesi, verim azalmasına sebep olabilmektedir. Bundan dolayı, akıyı ve su kalitesini artırmak için daha yüksek basınçların uygulanması gerekebilir. Membran tıkanması aşağıda verilen sebeplerden biri vasıtasıyla olabilir:

- Ön arıtma tarafında yetersiz bir şekilde tutulan silt ve askıda katı maddelerin birikmesi
- Çözünmüş tuzlar ve silikanın çökmesi sonucu oluşan inorganik çökelekler
- Mikrobiyolojik büyüme sonucu oluşan biyolojik tıkanma
- Organik maddelerin membran ile olan etkileşimi.

Bazı durumlarda, alg, demir ve mangan gibi bazı metaller ve diğer partiküler maddeler için ön arıtma gerekebilir (Curcio vd., 2015). Aşağıda en çok karşılaşılan kirleticilerin giderimi konusu ele alınmıştır.

Askıda Katı Madde ve Siltlerin (Partikül Madde) Giderimi

Membran sistemi tasarımı sırasında, askıda katı maddelerin giderimi için özel önem verilmelidir. Askıda katı maddeler, en yaygın olarak kullanılan NF/TO membran tertip tarzı olan spiral sargılı membranları çok kolay etkilemektedir. Spiral sargılı membranlarda, membranları birbirinden ayırmak için boşluk oluşturuıcı kullanılmaktadır.

Askıda katı maddeler, boşluk oluşturuıcılar arasında birikerek basınç azalmasına neden olabilir. Besleme ve konsantre akımının olduğu kanalda, zamanla oluşan basınç azalmalarından dolayı basıncın daha da artırılması, membrana fiziksel olarak zarar verebilir. Askıda katı maddelerin membran öncesinde yeterli arıtımı gerçekleştirilmelidir.

Ön arıtma performansı, bulanıklık ve SDI (kil yoğunluk indeksi) gibi parametreler ile yapılmaktadır. Bazı yüzey suyu uygulamalarında, kolloidal partiküllerin bir göstergesi olarak zeta potansiyelde ölçülebilmektedir. Zeta potansiyelin -30 mV'dan daha büyük olması istenmektedir. Spiral sargılı membranlar, hamsu bulanıklık değeri 1 NTU ve SDI değeri 4-5'i geçmeyecek şekilde boyutlandırılmaktadır. Bununla birlikte, bulanıklık değeri 0,2 NTU'yu ve SDI ise içi boşluklu fiber membranlar için 3 ve spiral sargılılar için 4-5 değerini aşmamalıdır. Bu değerler üst limit değerlerdir. Bu değerler aşılsa, membran yıkama aralıklarını azaltmak için ön arıtma gerekmektedir.

Bulanıklık, en iyi şekilde sürekli olarak ölçülebilmektedir. SDI ise ASTM D4189 metodu ile ölçülebilmektedir. Bu metodda, 0,45 µm filtreden ham suyun süzülmesi esası vardır. SDI değerinin belirlenmesi, Bölüm 5’de detaylı bir şekilde verilmiştir. Askıda katı maddeleri (dolayısıyla SDI değerini) kontrol etmek için uygulanan minimum arıtma seviyesi, membran basınç pompası hemen öncesine yerleştirilen 5 µm’lik kartuş filtredir. SDI değeri eğer, tavsiye edilen değerleri aşıyor ise Tablo 7.27’de verilen tekniklerden biri kullanılarak, aşağıya çekilebilmektedir. Uygulanan ön arıtma sistemi, değişik kirleticilerin varlığı ile çok değişken olabilmektedir.

Tablo 7.27 Silt ve kolloidal maddelerin azaltılması için uygulanan ön arıtma teknikleri (AWWA, 2007)

Metod	Açıklama
Düşük basınçlı membranlar (UF veya MF)	Düşük basınçta işletilmekte ve periyodik kimyasal ve geri yıkama gerekmektedir. Partikülleri tutmaktadır. Ancak, organik maddeleri daha az tutar (eğer koagülant ilave edilir ise). Yüksek katı yüklemelerinde, ilave ön arıtmaya ihtiyaç olmaktadır.
Koagülasyon-flokülasyon-çöktürme-filtrasyon	Fleksibilitesi yüksek bir prosestir. Yüksek katı yüklemelerine toleranslıdır. Bir miktar organik giderimi olabilmektedir.
Tabakalı ve basınçlı filtre	SDI’ın azaltılması için en iyi malzemeyi seçecek bir pilot çalışma yapılmalıdır. Koagülant-flokülant ilaveli ve/veya çökeltmeli olabilir.
Hızlı kum filtresi	Genellikle yeterli SDI değeri için boruya enjekte edilen koagülantlar uygulanmaktadır.

Eğer ham sudaki partikül büyüklüğü filtrasyonda tutulamayacak derecede düşük ise filtrasyon öncesindeki partikülleri büyütme üzere koagülant ilavesi yapılır. Bu koagülantlar, partiküllerin etrafını sarmakta ve elektrostatik yükünü nötralize etmektedir. Bir kere nötralize edildiğinde, partiküller birbirleri ile birleşebilir ve çökeltme veya

filtrasyon ile giderilebilir hale gelmektedir. Ham suda yüksek konsantrasyonda askıda katı madde bulunuyor ise ön arıtma, koagülasyon, flokülasyon, çöktürme ve filtrasyon ünitelerinden oluşabilir. TO öncesinde koagülant ilavesi yaparken çok dikkatli olunmalıdır. Uygun kullanılır ise koagülant ilavesi çok etkilidir. Fakat yüksek dozda ve yanlış pH aralığında uygulandığı zaman, çözdüğü problemde daha çok sorun ortaya çıkartabilir. Ham suyun kimyasal özelliğine göre dozajına karar vermek çok zordur. Optimum doz ve pH için jar test veya pilot ölçekli çalışma gerçekleştirilmelidir (Curcio vd., 2015). Ham suyun çevresel özelliğine bağlı olarak, askıda katı madde konsantrasyonu çok değişken olabilir. Bu durumda, bulanıklık ve SDI gibi parametrelerin çok sık ölçülmesi gerekmektedir. Bunun için sürekli ölçüm yapan cihazlar kullanılmalıdır. Demir ve alüminyum tuzları, pH'nın kontrol edilmesi, hidroksitlerin çökmesi için yeterli sürenin sağlanması ve partiküller filtre ile tamamen giderilmesi halinde verimli bir şekilde kullanılabilir. Aksi takdirde, membranlar alüminyum ve demir hidroksitler ile tıkanabilir. Her iki kimyasal madde, membranlardan kimyasal yıkama ile uzaklaştırılabilir. Katyonik polielektrolitlerde çok verimlidirler. Ancak, yüksek dozda kullanıldığında, membranları çok hızlı ve geri dönüşümsüz olarak tıkayabilirler. Polimer kullanımına dikkat edilmelidir. Katyonik polimerler, membran yüzeyinde oluşan kimyasal çökeleklerle de temasa geçip, kimyasal temizleme ile bile giderilemeyecek çözünmeyen organik kirlilik oluşturabilirler. Bulanıklık ve SDI standardı yakalandığı sürece, katyonik polimer kullanımı tavsiye edilmemektedirler. Birçok deniz suyu arıtması yapan ters osmoz uygulamalarında, ham suyu denizden direkt almaktansa, deniz kenarından kuyular ile çekilerek, koloidal tıkanmanın önüne geçilmektedir.

Çökeltme Kontrolü

Konsantrasyonu azalmış süzöntü suyu membrandan geçerken, membran tarafında konsantrasyonu daha da artmış olan konsantre akımı kalmaktadır. Bu konsantrasyonu artmış kısımdaki tuzların konsantrasyonu, belli bir değerin üstüne çıkarsa (Çözünürlük

çarpımının üzerinde), kimyasal olarak çökelme meydana gelebilir ve membran üzerine kolloidal tuzlar çöker. Bu prosese kimyasal çökelme adı verilmektedir. Çökelme, akıyı çok ciddi bir biçimde düşürmekte ve membran yüzeyine tersinir olamayacak şekilde zarar verebilmektedir. NF/TO membranlarında en çok oluşan kimyasal çökelekler, kalsiyum karbonat (CaCO_3), kalsiyum florür (CaF_2), kalsiyum fosfat (CaPO_4), kalsiyum sülfat (CaSO_4), baryum sülfat (BaSO_4), stronsiyum sülfat (SrSO_4) ve silika (SiO_2)dır.

İyonik gücün belli bir değere kadar ulaşması, tuzları daha da çözünür hale getirmekte ve geri kazanım oranının daha da yüksek değerlere yükseltilmesini sağlamaktadır. Membran firmaları tarafından kullanılan tasarım programlarında, gerekli geri kazanımın belirlenmesinde iyonik güç hesaplamalara dahil edilmektedir. Geri kazanım oranını artırmak için, anyon ve katyonların limit sınırlayıcı değerlerine ulaşılmaması için hamsu, kimyasal olarak değiştirilebilir. Kalsiyum karbonat çökeleğinin oluşmaması için çözeltiye asit ilave edilerek, karbonat (CO_3^{2-}) iyonları bikarbonat (HCO_3^-) iyonlarına dönüştürülür. Bikarbonat iyonları ayrıca, asidifikasyon aşamasında karbonik asit (H_2CO_3) ve karbonsioksite dönüştürülür. Çökelek oluşumunu önlemek ve membranı istenilen geri kazanım oranlarında işletmek için, çökelek önleyiciler de ilave edilmektedir. Çökelek önleyiciler, birçok mekanizma ile etkili olabilmektedir. Bunlardan birinci mekanizma, doygun durumlarda kristal çökeleklerinin oluşumunun inhibe edilerek çökelek oluşumu yavaşlatılmasıdır. Bir diğer mekanizma ise metal iyonların kısaç altına alınması ve çökelek önleyiciler ile bağlanmasıdır. Bu şekilde metal konsantrasyonu yüksek olsa da, çökelmeden membran sistemini terk etmektedir.

Polifosfat (potasyum pirofosfat) ve sodyum heksametafosfat (SHMP)'da dahil olmak üzere, birçok değişik çökelek önleyiciler kullanılmaktadır. Sodyum heksametafosfat, asit ile birlikte kullanılmaktadır ve uzun yıllardan beri NF/TO uygulamalarında kullanılmaktadır. Sodyum heksametafosfat'ın bir mahsuru, zamanla ortofosfota hidrolize olmaları ve verimlerinin düşmesidir. Ayrıca ortofosfota hidrolize olmaları,

kalsiyum fosfat çökeleği oluşumu hızlandırabilir. Fosfat içeren konsantrenin çevreye verilmesi, çevresel problemlere sebep olabilmektedir. Ayrıca fosfat, membran içerisinde besi maddesi olarak biyolojik büyümeyi hızlandırabilmektedir. Sentetik polimerler (poliakrilitler), sınırlayıcı metal iyon stabilizasyonunu sağlarken, kalsiyum karbonat ve kalsiyum sülfatın da çökmesini iyi bir şekilde önlemiştir. Şu an kullanılmakta olan çökelek önleyiciler, polimerlerin geliştirilmiş bir şekli olup, çökelek oluşumunu daha iyi önlemekte, ilerletilmiş metal iyonu stabilizasyonu sağlamakta ve kolloidleri seyreltici özellik göstermektedir. Ticari olarak bulunan bir çok çökelek önleyici, bir veya daha fazla kirleticilerin optimum bir şekilde inhibe edilmesi için formüle edilmektedir.

Çökelek önleyicilerin miktarının belirlenmesi çok komplekstir. Kullanılan koagülant-flokülant yardımcıları ve membran malzemesi miktarının belirlenmesinde rol oynamaktadır. Kimyasal dozajı ve hangi membran için ne kadar kullanılması gerektiği konusundaki bilgiler, kimyasal üreticileri tarafından elde edilebilir. Membran üreticileri de kendi membranları için hangi kimyasaldan ne kadar kullanılması gerektiği bilgilerini verebilirler. Asit ve çökelek önleyicilerin ilave edilmesinin dışında kullanılan, çökelek oluşumunu ve kolloidal tıkanmayı önleme metodları aşağıda verilmiştir:

- İki değerlikli (Ca^{+2} , Mg^{+2} vb) iyonların konsantrasyonunu azaltıcı iyon değiştiriciler
- İki değerlikli (Ca^{+2} , Mg^{+2} vb) iyonların ve silikanın konsantrasyonunu azaltıcı kireç ile yumuşatma
- Demir ve mangan konsantrasyonunu azaltmak için havalandırma, kimyasal oksidasyon ve filtrasyon
- Demir ve mangan konsantrasyonunu azaltmak için yeşil kum veya oksidasyon filtreleri
- Kolloidal ve partiküler maddelerin azaltılması için koagülasyon ve filtrasyon

Tablo 7.28’de membran yüzeylerinde genelde oluşan çökelekler ve bunları önleme yöntemleri verilmiştir. Tuzların çökelme sınırları, K_{sp} ile gösterilen çözünürlük çarpımı ile ifade edilir. İyonik gücünde içerisinde olduğu K_{sp} ’yi hesaplayabilen basit matematik ifadeleri tercih edilmektedir. Çözeltinin iyonik gücü,

Tablo 7.28 Genelde oluşan çökelekler ve önleme yöntemleri (AWWA, 2007)

Türler	Kontrol metodu	
	Birincil	İkincil
Kalsiyum karbonat ($CaCO_3$)	Asit ilavesi Çökelek önleyici	Yumuşatma
Kalsiyum sülfat ($CaSO_4$)	Çökelek önleyici Yumuşatma	Geri kazanım sınırlama
Baryum sülfat ($BaSO_4$)	Çökelek önleyici Yumuşatma	Geri kazanım sınırlama
Stronsiyum sülfat ($SrSO_4$)	Çökelek önleyici Yumuşatma	Geri kazanım sınırlama
Kalsiyum florür (CaF_2)	Çökelek önleyici Yumuşatma	Geri kazanım sınırlama
Kalsiyum fosfat ($CaPO_4$)	Asit ilavesi Çökelek önleyici	Geri kazanım sınırlama
Silika (SiO_2)	Çökelek önleyici Geri kazanım sınırlama	pH’yı 8,5’in üzerine çıkarma (eğer karbonat çökmesi problem değil ise) veya sıcaklık artırma
Demir hidroksit ($Fe(OH)_3$)	Çökeltme ve filtrasyon Şelat oluşturma	Yumuşatma
Alüminyum hidroksit ($Al(OH)_3$)	Minimum çözünürlüğün olduğu pH’da çökeltme ve filtrasyon Şelat oluşturma	-
Sülfür (S)	Membran öncesinde hava ve diğer oksidantların önlenmesi	-

$$I = \frac{1}{2} \sum m_i z_i^2 = \frac{1}{2} (m_1 z_1^2 + m_2 z_2^2 + m_3 z_3^2 + \dots + m_n z_n^2) \quad (7.26)$$

ifadesi ile hesaplanmaktadır. Burada,

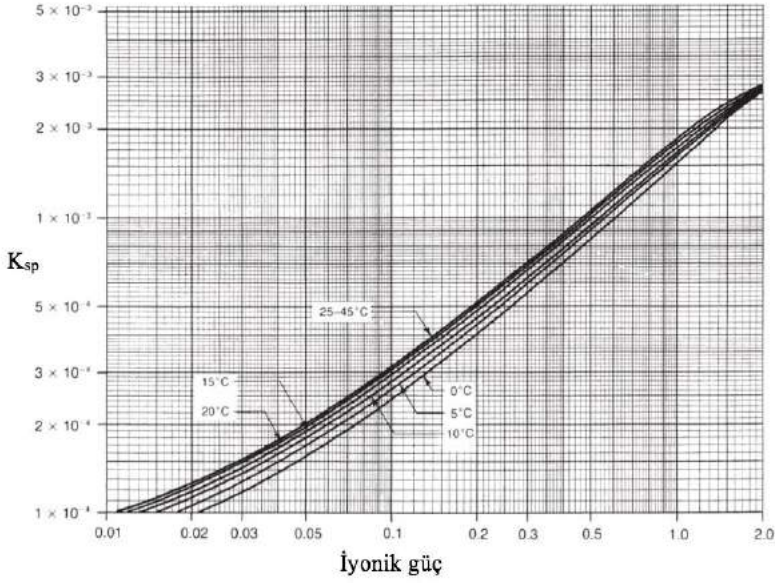
- m_i : i türünün molar konsantrasyonunu
 z_i : i türünün yükünü
 n : Çözeltideki toplam iyonik tür sayısını

ifade etmektedir. İyonik güç hesaplamaları Tablo 7.29'da verilmiştir. İlave olarak, Şekil 7.41-Şekil 7.44'de sülfatın, kalsiyum, baryum ve stronsiyum ile olan çözünürlük çarpımlarının iyonik güç ile olan değişimi verilmiştir. Kalsiyum florürün çözünürlük çarpımlarının iyonik güç ile olan değişimi ve kalsiyum fosfatın çözünürlük çarpımının pH ile olan değişimi de gösterilmiştir. İyonların molar konsantrasyonlarının çarpımının K_{sp} 'ye oranı 1'i geçerse, membran yüzeyinde çökelti oluşma potansiyeli vardır ve ön arıtma gerekmektedir.

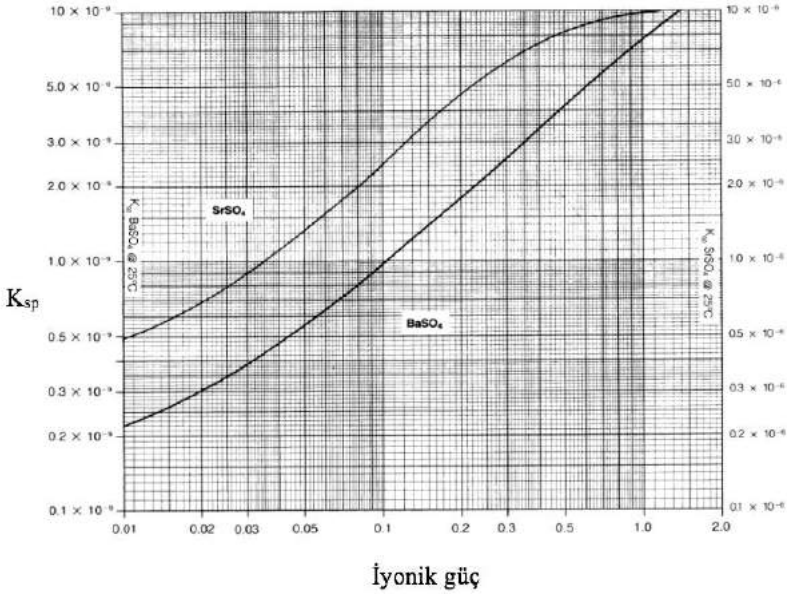
Tablo 7.29 İyonik güç hesaplamaları (AWWA, 2007)

Türler	Konsantrasyon, mg/lt	Moleküler Ağırlık, gr/mol	m_i^*	z_i^2	$m_i z_i^2$
Kalsiyum, (Ca ⁺²)	409	40	0,0102	4	0,0408
Mağnezyum, (Mg ⁺²)	169	24,3	0,00695	4	0,0278
Sodyum, (Na ⁺)	314	23	0,0137	1	0,0137
Bikarbonat, (HCO ₃ ⁻)	150	61	0,00246	1	0,0024
Sülfat, (SO ₄ ⁻²)	1510	96,1	0,0157	4	0,0628
Klorür, (Cl ⁻)	500	35,5	0,0151	1	0,0151
$\sum m_i z_i^2 =$					0,1617
$I = \frac{1}{2} \sum m_i z_i^2 =$					0,0808

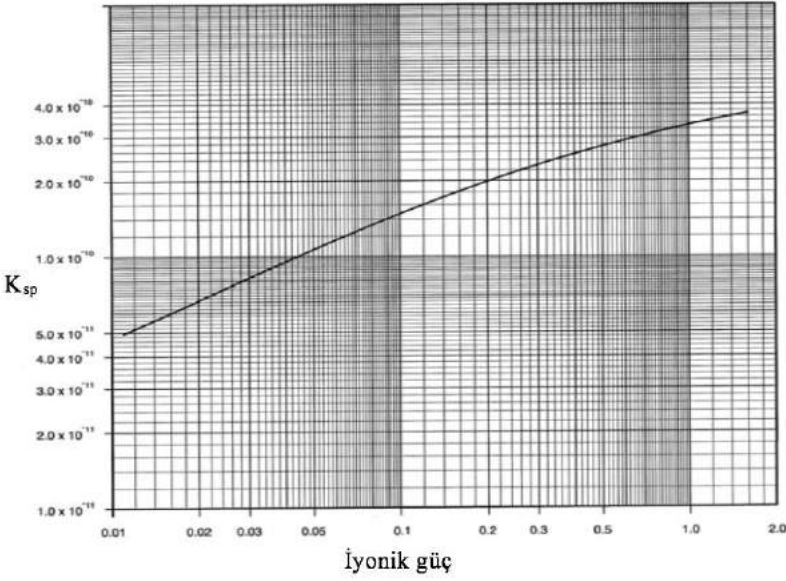
*Konsantrasyonun moleküler ağırlığa bölünmesi ile elde edilir.



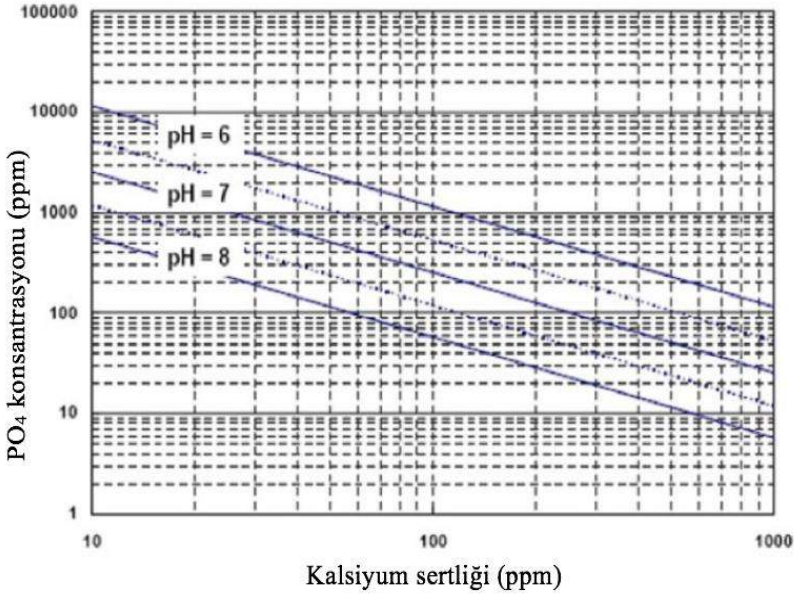
Şekil 7.41 Kalsiyum sülfat çözünürlük çarpımının iyonik güç ile değişimi (AWWA, 2007)



Şekil 7.42 Baryum sülfat ve stronsiyum sülfat çözünürlük çarpımının iyonik güç ile değişimi (AWWA, 2007)



Şekil 7.43 Kalsiyum florür çözünürlük çarpımının iyonik güç ile değişimi (AWWA, 2007)



Şekil 7.44 Kalsiyum fosfatın çözünürlük çarpımının pH ile olan değişimi (AWWA, 2007)

Kalsiyum karbonat çökelek oluşumunun değerlendirilmesinde genellikle, Langlier İndeksi (LSI) veya deniz suyu analizlerinde olduğu gibi (iyonik yükü daha yüksek olduğu için) Stiff ve David Stabilite İndeksi (S-DSI) kullanılmaktadır. Her iki indekste de pozitif değerler, çökelek oluşumunu göstermektedir. Bu indekslerin hesaplanması için grafikler oluşturulmuştur. Ayrıca, membran üreticilerinin bu konuda bilgisayar programları vardır. Tablo 7.30'da bu bilgisayar programı sonucu verilmiştir.

Daha önce de bahsedildiği üzere çökelek oluşumunu önlemek için aşağıdaki metodlar kullanılabilir:

- Karbonat ve bikarbonat iyonlarının giderimi için asitlendirme
- Çözünürlük çarpımının aşılması için geri kazanım oranının sınırlandırılması
- Kalsiyum iyonunun giderilmesi ile yumuşatma
- Kalsiyum karbonat ve kalsiyum sülfat üzerinde etkili çökelek önleyicilerin kullanılması

Asitlendirme, kalsiyum karbonat çökmesinin önlenmesinde ve silikanın çözünür hale gelmesinde kullanılmaktadır. Ayrıca, selüloz asetat membranların hidrolizinin önlenmesi için de gerekmektedir. Katyon değiştirmeli yumuşatıcılar, özellikle çok yüksek katyon konsantrasyonu olan deniz suyu arıtımında uygun değildir. Kireç ile yumuşatma da yüksek tuzluluktaki sularda denenmiş bir yöntemdir. Yeni geliştirilen polimerik çökelek önleyiciler, düşük maliyetli ön arıtma sistemlerinin geliştirilmesini sağlamıştır.

Biyolojik Tıkanma

Membran sistemlerinde biyolojik tıkanmanın kontrol edilmesi çok önemlidir. Membranlar içerisinde su geçtiği için, mikroorganizma büyümesi için ideal bir ortamdır. Mikroorganizmalar membran üzerine kuvvetli bir şekilde tutunurlar. Bir organik madde olarak polisakkaritler, biyofilm içerisine gizlenirler.

Tablo 7.30 Polimerik çökelek önleyici ilavesi için bilgisayar programı hesaplamaları (AWWA, 2007)

TO sistemi:	Tesis ismi		
Geri kazanım oranı (%):	80		
Besleme suyu analizi			
Katyonlar	mg/lt	Anyonlar	mg/lt
Ca	100	HCO ₃	189,9
Mg	140	SO ₄	350
Na	870	Cl	1600
K	40	F	1,6
Ba	0,1	NO ₃	0
Sr	20	PO ₄	0
Fe	0	CO ₃	0,28
Silika	14	CO ₂	13,5
Sıcaklık	25°C	Basınç	20 bar
Parametre		Değer	
İyonik güç, besleme suyu		6,80 x 10 ⁻²	
Toplam katyonlar, CaCO ₃ olarak		2743 mg/lt	
Toplam anyonlar, CaCO ₃ olarak		2780 mg/lt	
Toplam çözünmüş madde, TÇM, besleme suyu		3096 mg/lt	
pH, besleme suyu		7,2	
Toplam çözünmüş madde, konsantre		15479 mg/lt	
pH, konsantre		7,91	
Polimerik antiskalant dozajı			
Bileşen	Minimum dozaj (mg/lt)	Tavsiye edilen dozaj (mg/lt)	
CaCO ₃	3	5	
SrSO ₄	2	4	
BaSO ₄	3	5	
CaF ₂	-	5	
Potansiyel çökeltilerin doygunluk dereceleri			
CaCO ₃	1,94%	SrSO ₄	250%
CaSO ₄	29%	BaSO ₄	2,375%
Bileşen	İyonik güç		
CaCO ₃	2,903823 x 10 ⁻⁷		
SrSO ₄	2,078944 x 10 ⁻⁵		
CaF ₂	2,211644 x 10 ⁻⁹		
CaSO ₄	2,272678 x 10 ⁻⁴		
BaSO ₄	6,630918 x 10 ⁻⁸		

Biyofilm, membran yüzeyini üniform bir şekilde kaplarlar ve akı ve verim azalması gibi zararlar verirler. Biyolojik tıkanma, özellikle yüzeysel su kaynakları için problem olmaktadır. Bundan dolayı tasarım aşamasında bu dikkate alınmalıdır. Membran sistemi 1-2 gün gibi kısa süre servis dışı kalacaksa, her gün arıtılmış su ile yıkanmalıdır. Membranlar, bir hafta veya daha uzun süreler devre dışı alacak ise arıtılmış su ile yıkanmalı ve membran üreticileri tarafından önerilen membran koruma kimyasalları ilave edilmelidir. Sodyum bisülfid, bekleme sırasında mikroorganizmaların membran yüzeyinde büyümesini kontrol eder. Yüzeysel suların arıtımında, biyolojik tıkanmayı engellemek için değişik ön arıtma tipleri uygulanmalıdır. Çok kirli sularda, membranın tolere edebildiği konsantrasyonda, sürekli klorlama gereklidir. Daha az kirli ham sularda ise periyodik şok arıtmalar veya kesikli klorlama, biyolojik tıkanmayı önlemek için yeterli olabilir. Tablo 7.31’de membran sistemlerinde biyolojik tıkanmayı önlemek için kullanılan kimyasallar verilmiştir.

Tablo 7.31 Biyolojik büyümeyi kontrol için uygulanan ön arıtmalar (AWWA, 2007)

Arıtma metodu	Açıklama
Sürekli uygulama	
Klorlama	Poliamit membranlar için tekrar klor giderimi gereklidir
Bakır sülfat	Alg için etkilidir. Genellikle deniz suyu arıtımında kullanılır.
Kloraminasyon	Bazı poliamid membranlar için kullanılabilir. Ancak, diğer dezenfektanlar kadar verimli değildir. Uzun temas süreleri gerektirir.
Şok uygulama	
Sodyum bisülfid	En az 30 dak boyunca 500 mg/lit dozajında uygulanmalıdır. Uygulamalar arası süre, bakteri konsantrasyonu ile orantılıdır. Bir çok membranı etkilemezler.
İyot	Etkilidir. Ancak poliamid membranların ömrünü azaltır. Maksimum dozajı, 15 mg/lit’dir.
Hidrojen peroksit	İyot ile benzer özelliktedir. Kullanımı sırasında, membran yüzeyindeki metaller minimize edilmelidir.

Yüzeysel su alma yapıları ile su alınarak deniz suyunun arıtıldığı ters osmoz uygulamalarında, biyolojik tıkanmaya doğru bir eğilim vardır. Birçok pratik uygulamada, boru hattına şok klorlama yapıldıktan sonra, tekrar klor giderimi yapılmaktadır. Ayrıca, birden fazla boru hattı döşeyerek, boru hatlarının kesikli çalıştırılarak, havasız ortam oluşumu ile biyolojik tıkanma önlenmektedir. Biyolojik tıkanmayı azaltan yöntemler, MF, UF ve biyolojik filtrasyondur (Wang vd., 2010).

Kaliforniya'daki Water Factory 21 isimli su geri kazanım tesisinde, poliamid membranlar öncesinde MF sistemi kullanılmaya başlanmış ve başarılı sonuçlar elde edilmiştir. Biyolojik filtreler, granüler aktif karbon içerir ve doğal organik maddelerin biyolojik olarak mikroorganizmalar tarafından giderilmesi için optimize edilmiştir. Burada malzeme, biyofilm oluşumu için dayanaktır. TOC gideriminin %5 ile %75 arasında değiştiği belirtilmiştir.

Deniz suyu arıtımında biyolojik tıkanma kontrolü için uygulanan metod, klorlama ve sonrasında klorun sudan alınmasıdır. Bazı araştırmacılar, biyolojik filtrasyon, filtrasyon ve klorlama uygulaması yapmışlar ve klorlamanın diğerlerinden sonra uygulanmasının verimli olmadığı görülmüştür. Bu durum, klor sarfiyatını azaltması açısından büyük sistemlerde önemlidir. Teorik olarak, selüloz üreten bakteriler tarafından selüloz membranlar, biyolojik olarak etkilenebilirler. Bundan dolayı, selüloz asetat membranlardaki biyolojik tıkanma kontrolü için sürekli olarak klorlama yapılmaktadır.

Organik Tıkanma

Su arıtımında bir diğer genel problem organik tıkanmadır. Organik tıkanmaya neden olan yaygın maddelerden biri de doğal organik maddelerdir (DOM). Doğal organik maddeler kompleks heterojen karışımlar olup, canlı organizmaların bozunması sonucu oluşan farklı organik makromoleküllerden meydana gelmektedir. Diğer bir organik tıkanmaya neden olan madde ise atıksu arıtma tesislerinin çıkış sularındaki kalıntı organik maddelerdir. Organik maddelerin

membranları tıka kabiliyeti, TO membranlarına karşı olan ilgisinden, moleküler ağırlıklarından ve fonksiyonel gruplarından ileri gelmektedir. Örneğin negatif fonksiyonel gruplara sahip bir bileşik, negatif yüzeye sahip TO membranları tarafından itilebilir. Membran yüzeyindeki yüksek yük yoğunluğu genellikle yüksek hidrofilitate ile bağıntılıdır. Çünkü TO membranları çoğunlukla hidrofobik polimerlerden üretildiğinden, besleme suyundaki organik maddeler genellikle membran yüzeyinde adsorplanma eğilimindedirler (Wang vd., 2010).

Ön Arıtma Tertip Tarzları

Askıda Katı Madde ve Bulanıklık Giderimi

En iyi ön arıtma tertip tarzı, membran öncesinde izin verilen silt ve bulanıklık değerlerini sağlayan tertip tarzıdır. Spiral sargılı NF/TO membranları öncesinde, bulanıklık değerinin 1 NTU ve SDI değerinin 4-5 değerlerini aşmaması gerekmektedir. Son zamanlarda, bulanıklığın 0,5 NTU ve SDI değerinin 3'ün altında olması tavsiye edilmektedir.

Tablo 7.32'de ham sudaki bulanıklık ve SDI seviyelerine göre olması gereken ön arıtma tertip tarzlarının değişimi verilmiştir. Bu tablo sadece yol göstericidir. Bunun yanında, proje yapılacak bölge için en iyi ön arıtma kaonfigürasyonunu belirlemek üzere, detaylı su kalitesi analizleri ve pilot çalışma da yapılmalıdır.

Koagülasyon ve Flokülasyon

Koagülasyonda en yaygın olarak kullanılan koagülantlar, demir tuzlarıdır (demir klorür, demir sülfat). Alüminyum tuzları (alum veya polialüminyum klorür), membran öncesinde düşük pH'larda alüminyum istenen konsantrasyonlarda ve çözünmüş formda sağlamak çok zor olduğu için pek tavsiye edilmemektedir.

Tablo 7.32 Ham sudaki SDI ve bulanıklık değerlerine göre tavsiye edilen ön arıtma sistemleri (AWWA, 2007)

Ön arıtma olması gerek prosesler	SDI>4					
	Bulanıklık, NTU					
	<0,5 (SDI<4)	0,5<B<2	2<B<20	20<B<40	40<B<100	B>100
Koagülasyon ve flokülasyon		x	x	x	x	x
Çöktürme ve flotasyon				x	x	x
Artırılmış çöktürme					x	x
Tek kademeli granüler filtrasyon veya membran filtrasyonu	x	x				
Çift kademeli granüler filtrasyon veya tek kademeli membran filtrasyonu			x	x	x	x

Koagülant dozu pH'ya göre değişmektedir ve yerinde yapılacak jar test veya pilot ölçekli çalışma ile belirlenmelidir. Hedef pH değeri için sadece koagülant dozlayarak da ulaşılabilmektedir. Aksi takdirde asit (sülfürik asit vb) veya baz (sodyum hidroksit vb) ilave edilmelidir. Sülfürik asit genellikle membran öncesinde kalsiyum karbonat çökelme kontrolü,

sodyum hidroksit ise membrandan sonra pH düzeltme veya korozyon kontrolü için ilave edilmektedir.

Genellikle, NF/TO membranları öncesinde polimer kullanılması tavsiye edilmemektedir. Eğer kullanılması gerekir ise genellikle bir çok NF ve TO membran yüzeyleri negatif yüklü olduğu için anyonik veya iyonik olmayanlar tercih edilmelidir. Katyonik polimer kullanılması halinde, membran yüzeyini ilave bir polimer tabakası halinde sararak, membranların tıkanmasına sebep olmaktadır. Kullanılabilecek anyonik veya iyonik olmayan polimerin en uygun tip ve dozu, jar test deneyleri ile yapılmalıdır. Polimerler, 0,2 mg/l'ten daha az dozlarda ilave edilmelidir. Kademeli polimer dozlama, kullanılmadan ortamda kalan polimer ve bunların kartuş filtre ve membranları tıkanma olasılığından dolayı yapılmamalıdır. Polimer tıkanmasının tersinir olmayan tıkanma olma olasılığı vardır ve bu durum membranda sürekli performans kaybına sebep olabilir (Kucera, 2015).

Konvansiyonel veya İleri Çöktürme

Çöktürme, ham su bulanıklığı 20 NTU'nun üzerinde ise filtrasyon öncesinde kullanılır. Çöktürme sonrasındaki suyun bulanıklığı en az 2 NTU ve SDI değeri ise 6'nın altında olmalıdır. Bu değerlerin sağlanması için, çöktürme öncesinde koagülasyon (demir tuzları) ve flokülasyon (polimerler) ünitelerinin olması gerekmektedir. Tasarımda kullanılacak dozlar, jar test veya pilot çalışma ile belirlenmelidir. Eğer, ham su bulanıklığı 100 NTU' nun üzerine çıkarsa, arıtılmış suda bulanıklık değerini 1-2 NTU değerlerine düşürmek için konvansiyonel çöktürme havuzları yetersiz kalmaktadır. Bu durumda, çöktürme havuzu içine yatay levhalar yerleştirip, lamelli çöktürme işlemi uygulanabilir. Eğer deniz suyundan su alınan yer, nehir girişine yakın ise hamsu bulanıklığı oldukça yüksek olabilir. Bu gibi durumlarda, çöktürme işlemi uygulanır. Yağmurlu zamanlarda, yoğun bir bulanıklık artışı yaşanmaktadır. Bu zamanlarda, lamelli çöktürme ve tek kademeli tabakalı filtrasyon işlemi uygulanabilir.

Granüler Filtrasyon

Granüler filtrasyon, NF/TO membranlarından önce kullanılan en yaygın ön arıtma metodudur. Tek veya birden fazla tabakalı olabilir. NF/TO sistemlerinden önce ön arıtma sistemlerinin amacı sadece %99 oranında askıda katı maddeleri almak değil, bunun yanında bu sistemler membrana girmeden önceki gerekli bulanıklık ve SDI standartlarının yakalanmasıdır. Filtrelerin askıda katı madde giderme verimleri, sadece killeri (SDI) giderme kapasiteleri ile de sınırlandırılmamalıdır. Çözülmüş organikler ve koagülantlar (demir tuzları) filtreler üzerinde adsorbe olabilirler ve bu durum SDI değerini artırabilir. Granüler filtreler ile bulanıklık değeri 0,1 NTU nun altına düşürülebilmektedir. Ancak, SDI değeri 4'ün üzerinde kalabilmektedir. Bundan dolayı, konvansiyonel su arıtma sistemlerinde kullanılan filtrelere göre daha dikkatli tasarlanmalıdırlar. Filtrelerde, 50 µm'den küçük kil partiküllerinin %99,9'u giderilmelidir. Bunun için,

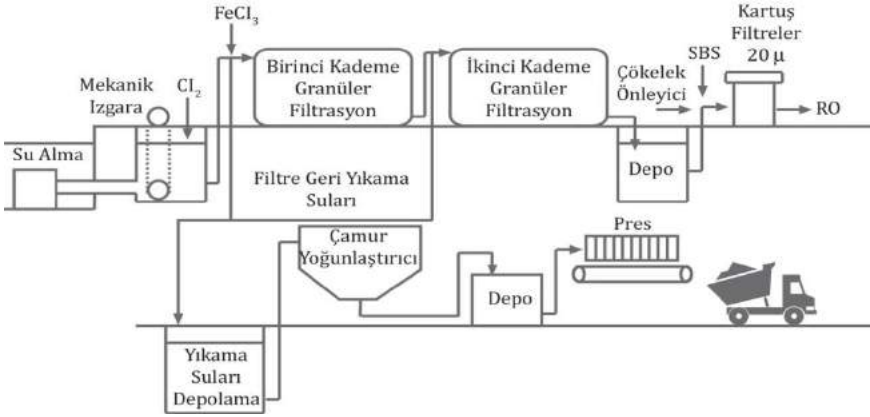
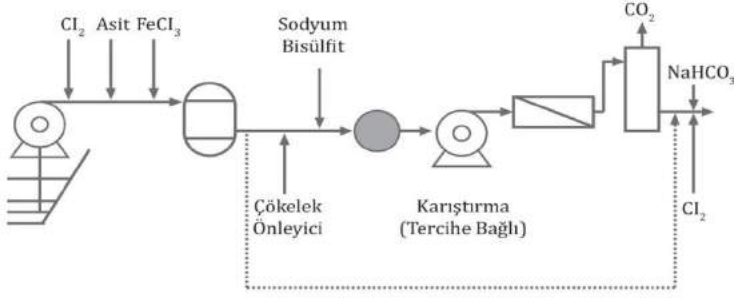
- Düşük yüzeysel yükleme oranları seçilmelidir (3,39-6,79 lt/m².st).
- Killer için daha derin filtreler kullanılmalıdır.
- Eğer ön arıtma sistemi direkt filtrasyon öncesi koagülant dozaj sistemi kullanıyor ise koagülant dozajı iyi kontrol edilmeli ve koagülant filtre öncesinde iyi bir şekilde karıştırılmalıdır. Aşırı koagülant dozlama, filtrenin bulanıklık giderme verimi üzerinde fazla bir etkisi olmasa da, SDI seviyesinin artması ve sonrasındaki kartuş filtreler ve membranların tıkanması potansiyeli söz konusudur. Kullanılmamış ve filtrelerde tutulmamış koagülantlar, kartuş filtrelerde tutulmakta bu da kartuş filtrelerin ömrünü azaltmaktadır. Aşırı dozlamamanın etkisi, SDI testi sırasında kullanılan filtrenin yüzeyine bakılarak görülebilir. Bu durumda, ham sudaki SDI düzeltmesi, koagülant dozajını azaltma ve iyi bir karışım sağlama ile sağlanabilir.

Eğer, filtre girişindeki ham suda ölçülemeyen SDI değeri varsa (15 dakikalık SDI ölçümüne göre SDI değeri 6,6'dan yüksek ise), bu

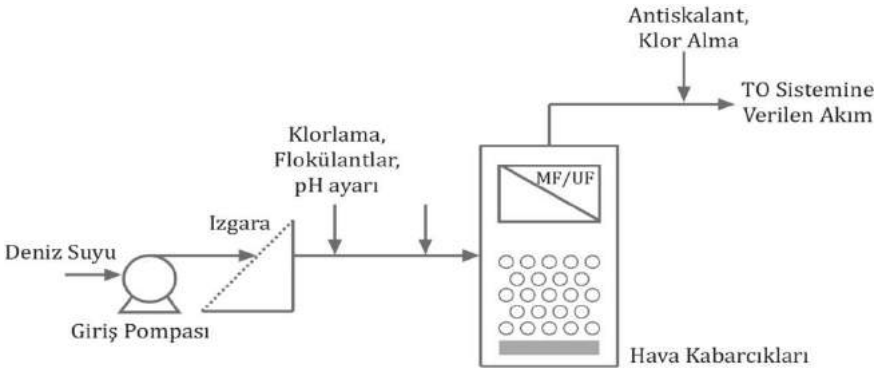
durumda iki kademeli filtre kullanılır. İlk kademe, antrasit ve kumdan oluşan iki tabakalı ve ikinci kademe ise garnet, kum ve antrasit'den oluşan üç tabakalı olabilir. Üst tabakalardaki malzeme çapı (antrasit 1,2, garnet 0,2 mm) daha büyük ve yoğunluğu (antrasit 1 ve garnet 4,2) daha küçüktür. Minimum filtre derinliği, 1 m'dir. Filtreler genellikle, filtre çıkışı veya bazı durumlarda, TO konsantresi ile geri yıkılmaktadır. Filtreler tam kapasite ile çalıştırıldığında, bir tanesi geri yıkama için bir tanesi de yedek olarak olmak üzere, iki adet filtre fazlalığı olmalıdır. TO membranları öncesinde, basınçlı veya yer çekimi ile çalışan filtreler kullanılabilir. İki filtre arasındaki en önemli fark, filtre öncesi uygulanması gereken yük ve filtrenin yerleştirileceği malzemedir. Yerçekimi ile çalışan filtrelerde bu yük, 2-3 m civarındadır ve betonarme veya çelik kaplar içerisinde olabilir. Basınçlı filtrelere daha büyük basınçlar uygulanmalıdır ve kapalı kaplar içerisine yerleştirilirler. Yüksek basınç dayanıklı kaplar içerisine yerleştirildikleri ve bunun iç kısmının korozyona karşı özel kaplaması gerektiği için daha çok küçük ve orta büyüklüklerdeki tesislerde kullanılırlar. Yer çekimi ile çalışan filtreler, her boyutta kullanılabilir. Şekil 7.45'te granüler filtrasyonun kullanıldığı bir akım şeması verilmiştir.

MF ve UF Membran Filtrasyonu

Askıda katı madde ve partiküllerin (mikroorganizmalar dahil) giderimi için en yaygın olarak kullanılan membran ön arıtma birimi, içi boşluklu fiber MF veya UF membranlarıdır. Bu membran türleri, bulanıklık ve kil giderimi için oldukça verimlidirler. Zamanın %90'ından fazlasında, bulanıklık değeri, 0,1 NTU ve SDI değeri ise 3'ün altına düşürülebilir. MF ve UF membranlarının tasarım kriterlerinin seçiminde, yerel şartlara göre değiştiği için pilot çalışması yapılmalıdır. Hem basınç altında çalıştırılan hem de vakum altında çalıştırılan (membranların havuz içerisine daldırıldığı durum) MF ve UF sistemleri kullanılabilir (Şekil 7.46).



Şekil 7.45 Granüler filtrasyon ön arıtması içeren TO sistemi akış diyagramları (Wilf, 2007)



Şekil 7.46 MF/UF ön arıtımı içeren TO sistemi (Di Profio ve diğ., 2011)

İnorganik Kirleticileri Kontrol Ekipmanları

Demir ve Mangan Giderme Birimleri

Demir, çözünmüş oksijen konsantrasyonu düşük yüzeysel suların tabanlarında ve yeraltı sularında bulunmaktadır. Çözünmüş halde (Fe^{+2}), kolloidal halde (Fe^{+3}), silika, fosfat, polifosfat, sülfat ve diğer türler ile kompleks halde veya organik kompleksler halinde bulunur. Yeraltı suyunda genellikle çözünmüş halde bulunur. Hava ile temas ettiğinde, demir oksilenir ve kolloidal hidroksit formuna ve NF/TO sistemleri ile giderilemeyecek hale dönüşmektedir. Mangan da benzer şekilde davranmaktadır. Demir ve mangan, kireç ile yumuşatma ile giderilebildiği halde, en yaygın olarak oksidasyon ve hemen sonrasında yeşil kum gibi malzemeler kullanılarak filtrasyon yöntemi ile giderilir. Çözünmüş formda suda bulunurlar ise ilave bir ön arıtma ile giderilmeden NF ve TO membranları ile giderilebilirler. Genellikle NF ve TO membranları öncesinde kuvvetli oksidantların kullanılması tavsiye edilmediği için herhangi bir oksidant kullanılmaz. Eğer, konsantrasyon çok yüksek değil ise NF/TO öncesinde bir demir ve mangan giderimi yapılmayabilir.

Çökelme Kontrol Birimleri

Çökelme, karbonat, kalsiyum sülfat, baryum sülfat, stronsiyum sülfat ve silika gibi düşük çözünürlüğü olan tuzların çökelmeleri ile oluşmaktadır. Bu bileşiklerin stabiliteleri, çözelti içindeki konsantrasyonları, suyun sıcaklığı, pH'sı ve diğer faktörlere bağlıdır. Örneğin, yüksek sıcaklıklar ve pH, kalsiyum karbonat çökmesini hızlandırmaktadır. Çökelme kontrolü, geri kazanımı düşürerek, pH'yı ayarlayarak, antiskalantlar ilave ederek (çökelek önleyiciler) veya çökelek oluşturan bu iyonları ön arıtma ile gidererek önlenir.

Asidifikasyon

Asit, kalsiyum karbonat kontrolü veya selülozik membranların hidrolizinin önlenmesi için ilave edilmektedir. Genellikle sülfürik asit kullanılmaktadır. Çok nadir olarak hidroklorik asit kullanılır. Asit ilavesi ile karbonat konsantrasyonu düşmekte ve bikarbonatı, karbondioksit'e dönüşmektedir. Karbondioksit membrandan geçmekte ve son arıtma ile membrandan uzaklaştırılmaktadır. Sülfürik asit ilave edilmesinin nedeni, maliyeti ve güvenlik hususlarıdır. Eğer, sülfürik asit ilavesi ile ilave edilen sülfat, sülfat konsantrasyonunu etkiliyor ise bu durumlarda hidroklorik asit ilave edilmektedir. Bazı durumlarda ilave edilen sülfat, baryum sülfat veya kalsiyum sülfat çökelekleri oluşumuna yardım etmekte ve geri kazanım oranını düşürmektedir. Bazı yüzeysel sularda, organik maddeler (humik asit vb) antiskalant gibi davranmaktadır. Bundan dolayı, asidifikasyonunun yapılıp yapılmayacağı, pilot testler ile belirlenmektedir. Eğer, asit ilavesi yapılmaz ise karbondioksit oluşmayacağı için membran sonrasında son arıtma ünitesi olarak gaz uçurma gibi ünitelerinde yapılmasını gerektirmemektedir. Bu durum, ilk yatırım ve işletme maliyetini de düşürmektedir (AWWA, 2007).

Çökelek Önleyiciler (Antiskalantlar)

Antiskalantlar, NF/TO öncesinde çökelek (çözünmüş tuz ve silika) oluşumunu önlemek için en çok kullanılan kimyasal maddelerdir. Bazı antiskalantlar, kristal oluşumunu önlerken, bazıları oluşan kristallerin yapısını bozar. Bu şekilde büyüyememektedirler. Bazı durumlarda antiskalant içerisine seyrelticiler ilave edilerek, koloidal malzeme depositi önlenmektedir.

Sodyum heksametafosfat, en yaygın olarak kullanılan antiskalanttır. Doğru antiskalantı seçmek, çok önemlidir. Örneğin, ham suda demir bulunması halinde, bazı antiskalantlar ilave edildiğinde çökeltme olabilmektedir. İlave olarak, bazı antiskalantlar koagülant gibi davranarak, organik karbon ile birleşip membran yüzeyine yapışmaktadır. Pilot tesis çalışmaları da yukarıda belirtilen hususu

doğrulanmış ve yüksek organik madde konsantrasyonu olan sularda, antiskalant ilavesi ile tıkanma daha da artmıştır (AWWA, 2007).

Mikrobiyolojik Tıkanmayı Kontrol İçin Kurulan Birimler

Mikroorganizmalar ve onların biyolojik atık ürünleri, membran yüzeyinde zamanla birikebilir ve membran verimini düşürebilirler. Mikroorganizma kontrolü, ham sudaki mikroorganizma büyümesini hızlandıran besi maddeleri ve oksijenin kontrol edilmesi ile yapılabilir. Mikroorganizma konsantrasyonu, kuvvetli oksidantlar, filtrasyon gibi fiziksel birimler, mikroorganizmalar için besi maddesi olan çözünmüş organik maddelerin giderilmesi veya sodyum bisülfat gibi kuvvetli bileşikler kullanarak mikroorganizma oksijenini yoksun bırakmak gibi yöntemler ile düşürülebilmektedir.

Oksidasyon ve UV Dezenfeksiyonu İle Biyolojik İnaktivasyon

Klor, klordioksit ve kloraminler gibi oksidantlar, yüzeysel suların mikrobiyolojik kontrolü için kullanılmaktadır. Klor ile dezenfeksiyon yapılan bazı membran tesislerinde, yine de mikrobiyolojik tıkanma gözlenmiştir. TO öncesinde sürekli klorlama ve deklorinasyon yapılması, organik bileşenleri artırdığı için biyolojik aktiviteyi artırmaktadır. Bazı NF/TO membranları öncesinde deklorinasyon sistemi iyi çalışmadığı için membranlarda sürekli hasar meydana gelebilmektedir. Klorlama en çok kullanılan dezenfeksiyon prosesidir. Klorlama, 1-2 mg/lit dozajında sürekli olarak dozlandığı gibi, 3-5 mg/lit dozaj olacak şekilde günde 3-5 saat de dozlanabilir. Gerçek doz, yerel şarlara göre belirlenir. Klorlamadan sonra, membranlara klorun zarar vermesini önlemek için sodyum bisülfat veya sülfür dioksit kullanılarak, deklorinasyon yapılmalıdır. Su geri kazanımında, düşük dozda sürekli dozlama yapılabilir. Bununla birlikte, deniz suyu arıtımında klorlama tavsiye edilmemektedir. Deniz suyu yüksek oranda bromid içerdiği ve klor ile oksidasyonu sonucu (eğer amonyak var ise), bromaminlere dönüşmektedir. Kloraminler düşük oksidantlar olmasına karşın,

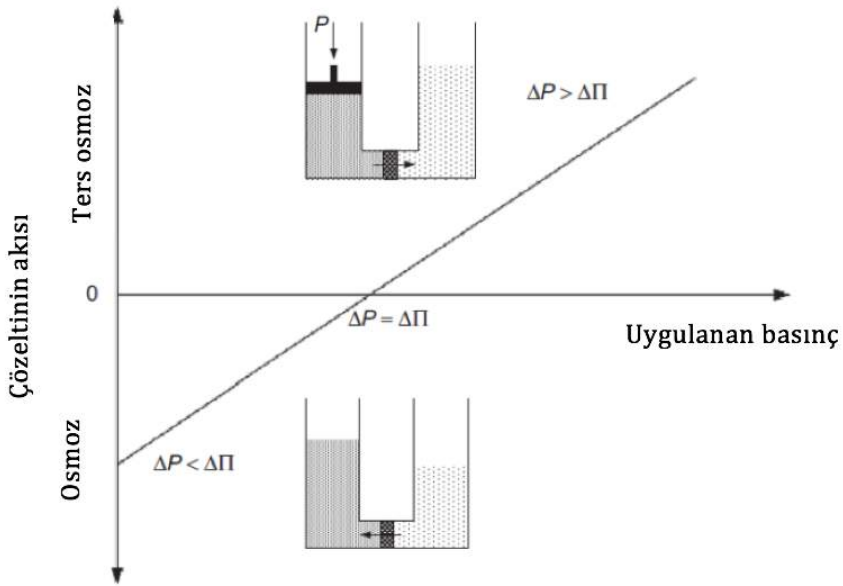
bromaminler kuvvetli oksidantlardır ve membran yüzeyinde geri dönüşsüz zarar verebilirler. Yapılan pilot çalışmalarda bu durum izlenmiş ve TO membranları bir hafta içinde hasar görmüştür. Poliamid membranlar, klor veya kloraminlere maruz bırakıldıklarında, membran üreticilerinin garanti kapsamı dışında kalmaktadır. Eğer klor kullanılırsa çok iyi bir deklorinasyon ünitesinin yapılması gerekmektedir. UV dezenfeksiyonu, mikrobiyolojik büyüme kontrolü için alternatiftir. Bununla birlikte bazı UV uygulamalarından sonra tekrar mikrobiyolojik büyüme görülmüştür. Bundan dolayı dikkatli olunmalıdır. Enerji kullanıldığı için klorlama-dekloramaya göre daha pahalıdır. Maliyeti, su kalitesine göre değişmektedir. Bulanıklık yüksek ise daha fazla UV dozu uygulamak gerekmektedir. UV uygulamak için, ham sudaki AKM konsantrasyonu 10 mg/l'tyi geçmemelidir. UV için en iyi yer, kartuş filtreler ile TO membranları arasındadır. Eğer TO öncesinde uygun yer yok ise kartuş filtreler öncesinde de uygulanabilir. Nehir suyu arıtan bir TO sistemi öncesinde mikroorganizma kontrolü için uygulanan UV dozajı, 30 mW/cm²'dir.

Organik Tıkanmayı Kontrol İçin Kurulan Birimler

Organik bileşikler çok değişkendir ve çok değişik kaynaklardan gelebilir. Bu kaynaklar, organik maddenin doğal bozunması ile oluşan humik ve fulvik asitler, yağ ve gres, fenol, pestisitler, yüzey aktif maddeler, tarımsal alanlardan gelen gübreler, endüstriyel deşarjlar ve hormonlar olabilir. Organik maddeler, membran yüzeyini etkilediği için zarar vermektedir. Ham sudaki organik maddeyi ölçen parametre TOK (toplam organik karbon)'dur. Ham sudaki TOK konsantrasyonu, 0,5 mg/l'tnin altında ise düşük organik madde sınıfındadır. Organik madde konsantrasyonu, 4 mg/l'tnin altında ise NF/TO membranı öncesinde, klorlama-dekloramaya, koagülasyon-flokülasyon alternatifi ile filtrasyon veya koagülant ilavesi ile MF/UF membranı kullanılması halinde organik tıkanma meydana gelmemektedir. Bu sistemler ile % 20-50 aralığında TOK giderimi sağlanabilmektedir. Eğer, TOK konsantrasyonu 4 mg/l'tnin üzerinde ise çok detaylı pilot çalışma yapılmalıdır.

7.2.3.4. Ters Osmoz Membranları

Osmoz olayında, iki çözelti arasına (biri konsantre, diğeri ise seyreltik), yarı geçirgen bir membran yerleştirildiğinde seyreltik çözülden konsantre çözüle doğru bir akım vardır. Belli bir süre sonra sistem dengeye gelmekte ve denge halinde iken konsantre çözelti tarafının yüksekliği daha fazla olabilmektedir. Denge haline ancak, suyun her bir molündeki toplam enerjinin, membranın her iki tarafında eşit olması halinde ulaşılmaktadır. Su, osmotik basınç ile osmotik denge sağlanana kadar, saf su tarafından konsantre çözelti kısmına doğru akmaktadır. Konsantre çözelti kısmına basınç uygulanması durumunda ise su konsantre çözelti tarafından saf su tarafına doğru geçmektedir. Bu olaya, yani suyun daha fazla konsantre olan çözülden, yüksek basınç ile seyreltilmiş çözüle doğru akmasına, ters osmoz (TO) (Şekil 7.47) adı verilmektedir (Curcio ve diğ., 2015).



Şekil 7.47 Uygulanan hidrostatik basınca bağlı olarak membrandan çözelti geçişi (Curcio vd., 2015)

Çok değişik türde ve karakteristikte membran sistemi vardır. Hangi sistemin seçileceği, ham suda bulunan kirleticilerin özelliğine bağlıdır. NF sistemleri genellikle sertlik ve organik madde giderimi için kullanılmakta ve çözünmüş madde giderimi %5-75 aralığında değişmektedir. TO sistemleri ile çözünmüş tuzlar %99 oranında ve organik maddelere %95 giderilmektedir. Ayrıca, biyolojik, koloidal, askıda katı maddeler ve bulanıklık da organik maddelere benzer şekilde, %95'den büyük oranda giderilmektedir.

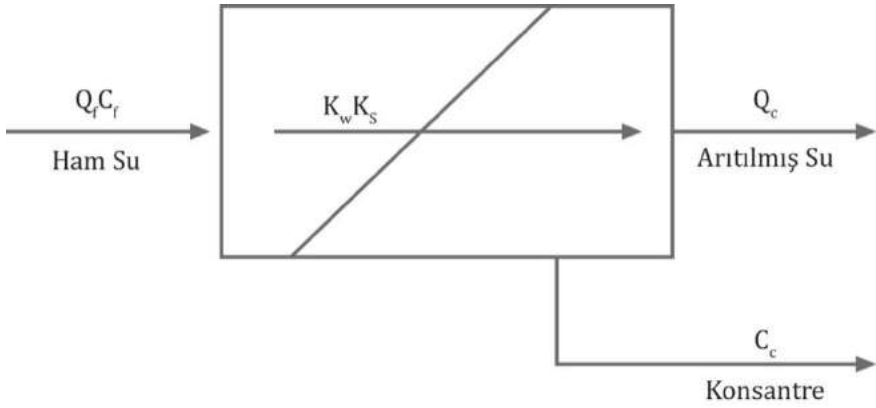
Membran sistemlerinde giderme verimi, membran malzemesinin bir fonksiyonudur. Örneğin, selüloz asetat membranların giderme verimi, poliamid membranlardan farklı olduğu gibi, polisülfan membranlarındaki diğerlerinden farklı olmaktadır. Debi, membran alanı ile orantılıdır. Aynı malzemedeki bir membranın alanı iki katına çıkartılırsa, elde edilen süzüntü akımı da iki katına çıkmaktadır. Ayrıca, membran kalınlığı arttıkça, membrandan geçen su miktarı da azalmaktadır. Basınç ve konsantrasyon farklılığı, operatör tarafından ayarlanmaktadır. Membran malzemesi, membran alanı ve membran kalınlığı ise membran üreticileri ve sistem kurucuları tarafından belirlenmektedir.

Tasarım Denklemleri

Bu bölümde difüzyon kontrollü NF/TO membranlarının temel prensiplerinden bahsedilmiştir. Bu sistemlerde, basınç membran sistemine doğru basınç farklılığı ile uygulanmakta (hareket konveksiyon olarak adlandırılmaktadır.), tuzlar ise membrandan konsantrasyon farklılığı ile geçmektedir (bu hareket difüzyon olarak adlandırılmaktadır.). Membran yarı geçirgen olduğu için, su ve tuzlar membranın aktif yüzey alanından değişik derecelerde geçmektedir. Tuz çözeltisinin her 100 mg/l't'si, osmotik basınç değerine yaklaşık olarak 0,7 bar katkıda bulunmaktadır.

NF/TO sistemlerinin tanımlanmasında kullanılan standart model çözelti-difüzyon (HSD) modelidir. Bu modelde arıtılmış suyun

konsantrasyonu, ham su konsantrasyonu, membran karakteristikleri, geri kazanım ve basınç ile ifade edilmektedir. HSD modeli, sistem performansının belirlenmesi için işletme parametrelerini (su kalitesi, geri kazanım ve membranın spesifik karakteristikleri) dahil etmektedir. HSD model, fiziksel ve kimyasal sınırlamaların etkilerini içermemekte ve bazı basit tahminler yapmaktadır. Bununla birlikte denklemler, süzüntü suyu kalitesini tahmin edilebilmesi için yeterlidir. Şekil 7.48’de tek bir membran elementi ve debi, konsantrasyon ve basıncın tanımlanmasında kullanılan terminoloji verilmiştir.



Şekil 7.48 TO membranı şematik diyagramı

NF/TO membranlarının performanslarının belirlenmesinde, aşağıdaki denklemler kullanılmaktadır.

Debi için kütle dengesi,

$$Q_f = Q_p + Q_c \quad (7.27)$$

şeklindedir. Burada,

- Q_f : Ham su debisini
- Q_p : Arıtılmış su debisini
- Q_c : Konsantre debisini

göstermektedir. Çözünmüş madde için kütle dengesi,

$$Q_f C_f = Q_p C_p + Q_c C_c \quad (7.28)$$

şeklindedir. Burada,

- C_f : Ham su konsantrasyonunu
 C_p : Arıtılmış su konsantrasyonunu
 C_c : Konsantre konsantrasyonunu

ifade etmektedir. Geri kazanım oranı, R,

$$R = \frac{Q_p}{Q_f} \quad (7.29)$$

ile ifade edilmektedir. Su akısı,

$$J_w = K_w(\Delta P - \Delta\pi) = \frac{Q_p}{A} \quad (7.30)$$

dır. Burada,

- J_w : Su akısını
 K_w : Su kütle transfer katsayısını
 ΔP : Basınç farklılığını
 $\Delta\pi$: Osmotik basınç farklılığını
 A : Etkili membran alanını

göstermektedir. (Burada, $\Delta P - \Delta\pi$, uygulanan net basıncı göstermektedir.). Çözünmüş madde akısı,

$$J_s = K_s(C_m - C_p) \quad (7.31)$$

$$J_s = K_s \left(\left(\frac{C_f - C_c}{2} \right) - C_p \right) = \frac{Q_p C_p}{A} \quad (7.32)$$

şeklinde. Burada,

- J_s : Çözünmüş madde akısını
 K_s : Çözünmüş madde kütle transfer katsayısını
 C_m : Membran yüzeyindeki konsantrasyonunu

göstermektedir (Burada, C_m için ortalama konsantrasyonun kullanılması ile film teorisi ve konsantrasyon polarizasyonu etkisi ihmal edilmiştir.). Su ve çözünmüş madde kütle transfer katsayıları sırasıyla,

$$K_w = \frac{Q_p}{A(\Delta P - \Delta \pi)} \quad (7.33)$$

$$K_s = \frac{Q_p C_p}{A \Delta C} \quad (7.34)$$

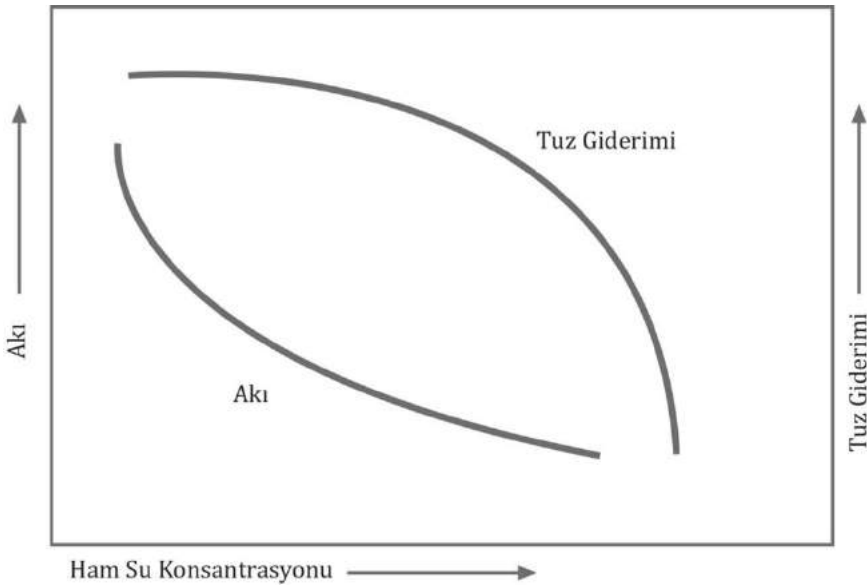
ile gösterilmektedir. Burada, ΔC , konsantrasyon farklılığını göstermekte ve

$$\Delta C = C_m - C_p = \left(\frac{C_m + C_c}{2} \right) - C_p \quad (7.35)$$

ile ifade edilmektedir. Bu denklemlere göre artırılmış su konsantrasyonu, aşağıdaki denklemede ifade edildiği şekilde, kütle transfer katsayıları, ham su konsantrasyonu, basınç farklılığı ve geri kazanım ile hesaplanabilmektedir.

$$C_p = \frac{K_s C_f}{K_w \Delta P + \Delta \pi \left(\frac{2 - 2R}{2R} \right) + K_s} \quad (7.36)$$

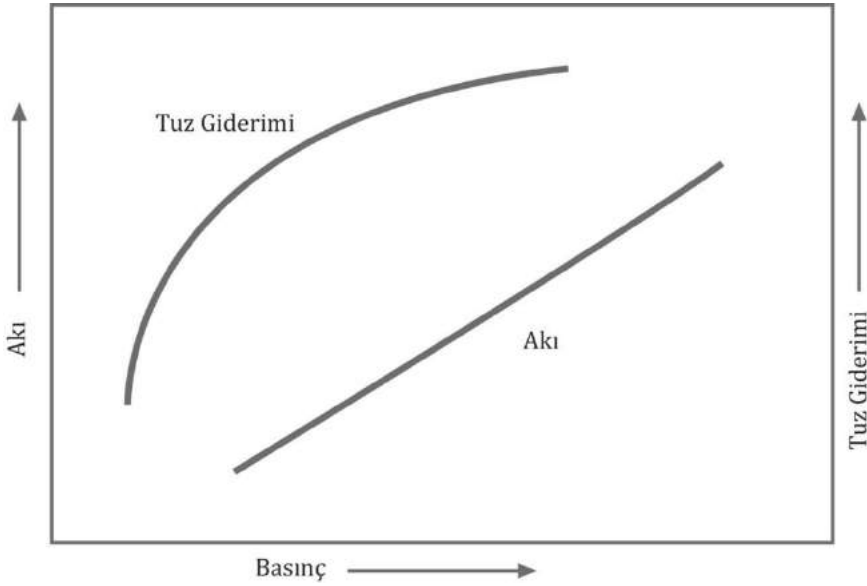
Bu değişkenlerin her biri değiştirilirken, diğeri sabit tutulmaktadır. Örneğin, hamsu konsantrasyonu, kaynak değişimi veya ön arıtma değişimi ile değişmektedir. Membranlarda besleme akımı değişirse, giderme verimi de değişmektedir (şekil 7.49). C_p , C_f arttıkça artmakta, azaldıkça azalmaktadır. Kütle transfer katsayıları, K_w ve K_s membrana göre değişmektedir. Membrana değiştikçe bu katsayılar da değişmektedir. Bunun için tasarım öncesinde pilot ölçekli çalışma yapılmalıdır. Arıtılmış su konsantrasyonu, K_s arttıkça artmakta, K_s azaldıkça azalmaktadır. Bundan dolayı, arıtılmış suda TÇM konsantrasyonunu düşürmek için yüksek K_w ve düşük K_s değeri olan membranlar seçilmelidir.



şekil 7.49 Ham su konsantrasyonunun akı ve giderme verimi üzerinde etkisi (AWWA, 2007)

Basınç, sıcaklık ve geri kazanımdaki değişimde, arıtılmış su konsantrasyonunu değiştirmektedir. HSD (çözünme difüzyon modeli) modeli ile basınç arttıkça, arıtılmış su konsantrasyonunun azaldığı tahmini yapılmaktadır (şekil 7.50). Çözünmüş maddelerin kütle transferi difüzyon kontrollüdür (basınçtan bağımsız) ve membran

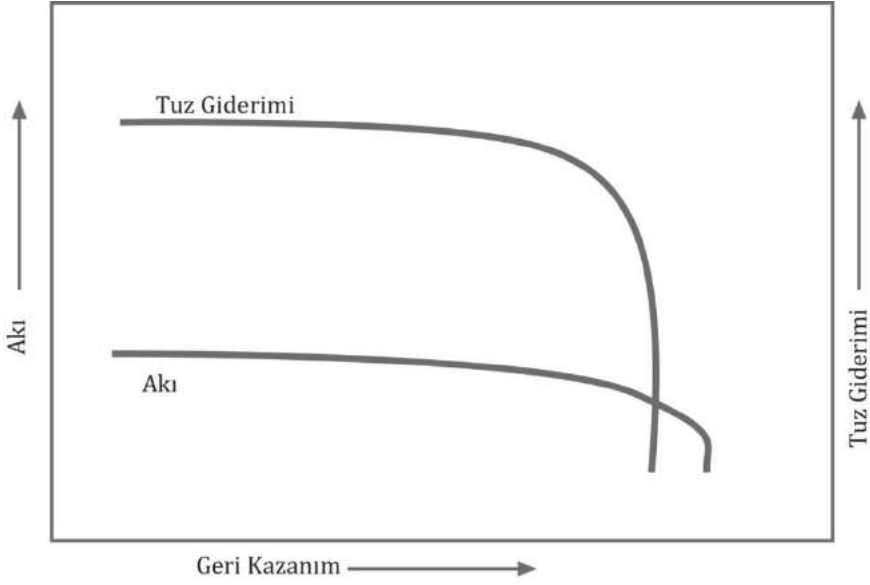
boyunca sabittir. Basınç, hem arıtılmış su konsantrasyonunu hem de geri kazanımı etkilemek için artırılıp azaltılabilmektedir. Basınç arttığında daha fazla su membrandan geçmekte ve bu şekilde arıtılmış su seyreltilmekte ve verim artmaktadır. Basınç azaltıldığında ise tersi meydana gelmektedir.



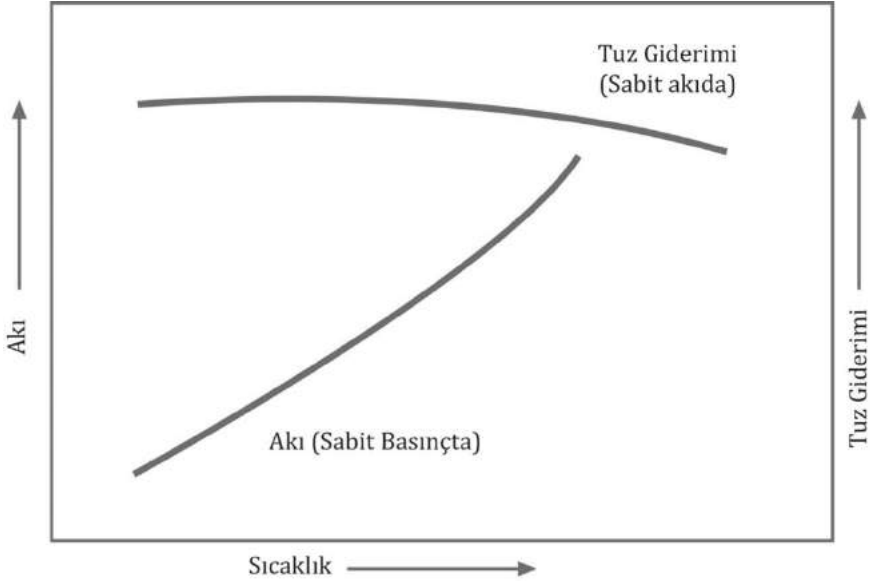
Şekil 7.50 Basıncın akı ve giderme verimi üzerindeki etkisi (AWWA, 2007)

Geri kazanım değişimlerinin ise basınç değişimleri ile karşılaştırıldığında arıtılmış su konsantrasyonu (C_p) üzerinde tam tersi bir etkisi meydana gelmektedir. Geri kazanımın artması veya azalması hallerinde, sırayla arıtılmış su konsantrasyonu da artmakta veya azalmaktadır (Şekil 7.51). Sıcaklık artırılırsa ve diğer parametreler sabit tutulursa, akı ve tuz geçişi artmaktadır (Şekil 7.52).

Dezenfeksiyon yan ürünleri gibi yüksek moleküler ağırlığa sahip organik maddeler, eleme mekanizması ile membrandan giderilmektedir.



Şekil 7.51 Geri kazanımın akı ve giderme verimi üzerindeki etkisi (AWWA, 2007)



Şekil 7.52 Sıcaklığın akı ve giderme verimi üzerindeki etkisi (AWWA, 2007)

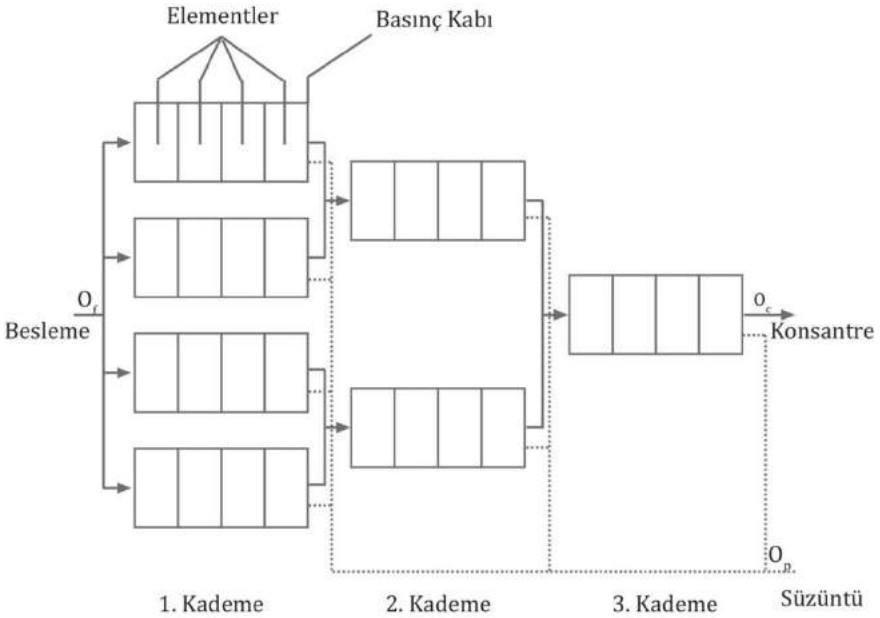
Giderme mekanizmasının belirlenmesi yöntemlerinden birisi basınç ve geri kazanımın değiştirilmesi ve giderme veriminin izlenmesidir. Eğer giderme verimi, basınç veya geri kazanım değişimleri ile değişmiyor ise eleme mekanizması etkin giderme mekanizmasıdır. Bunun yanında, eğer giderme verimi, basınç veya geri kazanım değişimleri ile değişiyor ise difüzyon mekanizması etkin giderme mekanizmasıdır. Eğer kütle transfer mekanizması belirlenirse, sistemin optimize edilmesi kolay olmaktadır.

Membran Dizilerinin Tasarımında Dikkat Edilecek Hususlar

Membran dizisi, seri haldeki membran elementlerini ifade etmektedir. Her bir seride, birden fazla membran bulunmaktadır. Ayrıca, sonraki serilerde membran sayısı azalmaktadır. Örnek olarak, üç aşamalı bir membran dizisinde, membran dizileri 4:2:1 olacak şekilde sıralanırlar (Şekil 7.53). Membran dizisi, ham su ve arıtılacak su karakteristiği belirlendikten sonra belirlenebilmektedir. Membran dizilerinin tasarımı, aşağıda belirtilen aşamalardan oluşmaktadır:

- Membran sisteminin seçimi (TO, NF vb)
- Maksimum akı ve geri kazanım oranının belirlenmesi (toplam ve her bir membran elementi ve basınç kabı başına)
- Net uygulanacak basınç limitlerinin belirlenmesi
- Giderme verimi ihtiyacının belirlenmesi
- Membran türünün seçimi
- Optimum arıtım ve maliyet için tasarım akısı, basıncı ve geri kazanım oranının tekrar değerlendirilmesi ve belirlenmesi
- Membran dizisi sayısı ve boyutunun belirlenmesi
- Gerekli membran alanının ortaya konulması
- Membran elementi çap ve boyunun seçilmesi
- Her bir membran kabındaki membran sayısının seçilmesi
- Bir membranın geri kazanım oranına bağlı olarak membran aşamaları sayısının belirlenmesi

- Membran elementi ve basınç kapları sayıları ile membran dizisi boyutunun belirlenmesi
- Tahmini arıtılmış su konsantrasyonunun belirlenmesi ve hedef değer ile karşılaştırılması
- Kademeler arasında basınç artışı gereksinimi ve ilk kademede arıtılmış suyun akı dengesine etkisi
- Ham suyun arıtılmış su ile karışım gereksiniminin belirlenmesi



Şekil 7.53 TO membran aşamalarının şematik gösterimi (AWWA, 2007)

Membran kademelerinin tasarımı hakkında detaylı bilgi aşağıda verilmiştir.

Membran Davranışı

Membranlardaki akı ve giderme verimini birçok faktör etkilemektedir. Bu bölümde daha önce bu konuda bilgi verilmiştir. Bu denklemler, membran geri kazanım oranı, giriş çıkış dengesi, çözünmüş madde

konsantrasyonu dengesi, su ve çözünmüş madde akısı ve arıtılmış su konsantrasyonunun belirlenmesi için kullanılmaktadır.

Geri Kazanım

Geri kazanım oranı, R, arıtılmış su debisinin ham su debisine oranıdır. Genellikle, arıtılmış su konsantrasyonu, çökebilirlik limitleri, ilk yatırım ve işletme maliyetleri gözönüne alınarak geri kazanım oranı, maksimum seviyede tutulmaya çalışılmaktadır.

Akı

Arıtılmış su akısı, suyun kütle transfer katsayısı, su sıcaklığı ve uygulanan net sürücü basınç ile kontrol edilmektedir. Kütle transfer katsayısı, membran cinsine bağlıdır. Uygulanan net basınç farklılığı membranın her iki tarafı arasındaki basınç farklılığıdır. Uygulanan net sürücü basınç farklılığı ise uygulanan basınç ile ortalama osmotik basınç arasındaki farktır. Seçilen basınç değeri, membranın mekanik dayanımına bağlı olarak değişmektedir. Akı, sıcaklık arttıkça da artmaktadır.

Çözünmüş Madde Akısı

Çözünmüş madde akısı, membranın her iki tarafı arasındaki konsantrasyon farklılığı ve çözünmüş maddenin kütle transfer katsayısına bağlıdır. Membran malzemesi bu noktada etkilidir. Konsantrasyon farklılığı, değişik geri kazanım oranının belirlenmesi veya değişik ham su kaynağı seçimi ile sağlanabilmektedir.

Arıtılmış Su Konsantrasyonu

Arıtılmış su konsantrasyonunun tahmin edilmesi beş unsura bağlıdır. Bunlar, ham su konsantrasyonu, su ve çözünmüş madde kütle transfer katsayıları, geri kazanım oranı ve uygulanan net basınç farklılığıdır. Ham su konsantrasyonu, ham su kaynağına göre değişmektedir. Su ve

çözünmüş madde kütle transfer katsayıları ise seçilen membrana bağlıdır. Geri kazanım oranı ve net basınç farklılığı, tasarımcı tarafından ortaya konulabilmektedir. Tablo 7.33'te arıtılmış su konsantrasyonu üzerinde etkili değişkenlerin etkisi verilmiştir.

Geri Kazanım Oranı Değişkenliğinin Etkisi

Tablo 7.34'te geri kazanımın arıtılmış su konsantrasyonunu nasıl etkilediği verilmiştir. Bu tabloda ayrıca artan geri kazanım oranı ile birlikte, ham su debisinin azalması da gösterilmiştir.

Tablo 7.33 Arıtılmış su konsantrasyonunun tahmini için gerekli bilgiler (AWWA, 2007)

Parametreler	Değerler
Arıtılmış su debisi	3785 m ³ /gün
Membran alanı	7,5 m ²
Ham su TÇM konsantrasyonu	1000 mg/lt
Su akısı	0,32 , 0,48 ve 0,64 m ³ /gün/m ²
Net uygulanan basınç	7, 17 ve 34 bar
Su kütle transfer katsayısı	0,005, 0,05, 0,5 gün ⁻¹
Çözünmüş madde kütle transfer katsayısı	0,03, 0,3, 3 m/gün
Geri kazanım oranı	50, 75, 90 %

Tablo 7.34 Geri kazanım oranı değişiminin etkisi (AWWA, 2007)

Geri kazanım oranı, %	Ham su konsantrasyonu, mg/lt	Konsantre akımı konsantrasyonu, mg/lt	Ortalama besleme konsantrasyonu, mg/lt	Arıtılmış su konsantrasyonu, mg/lt	Gerekli ham su debisi, m³/st
50	1000	1951	1475	49	315
75	1000	3762	2381	79	209
90	1000	8566	4783	159	175

Uygulanan Net Basınç Değişiminin Etkisi

Tablo 7.35'te basınç değişimi ile arıtılmış su konsantrasyonunun değişimi gösterilmiştir. Tablo 7.36 ve Tablo 7.37 karşılaştırıldığında, geri kazanımdaki % 50 artış (% 50'den % 75'e), arıtılmış su konsantrasyonunu %67 artırmaktadır. Basıncdaki % 50 azalma ise (34 bardan 17 bara), arıtılmış su konsantrasyonunu % 93 artırmaktadır. Bundan dolayı, net basınç farklılığının, arıtılmış su konsantrasyonu üzerindeki etkisi daha büyüktür. Şekil 7.54'te arıtılmış su konsantrasyonunun, basınç farklılığı ve geri kazanım oranı ile olan değişimi gösterilmiştir. Konsantrasyondaki aşırı artış, düşük basınçlar ve yüksek geri kazanım oranlarında görülmektedir.

Tablo 7.35 Net basınç değişiminin etkisi (AWWA, 2007)

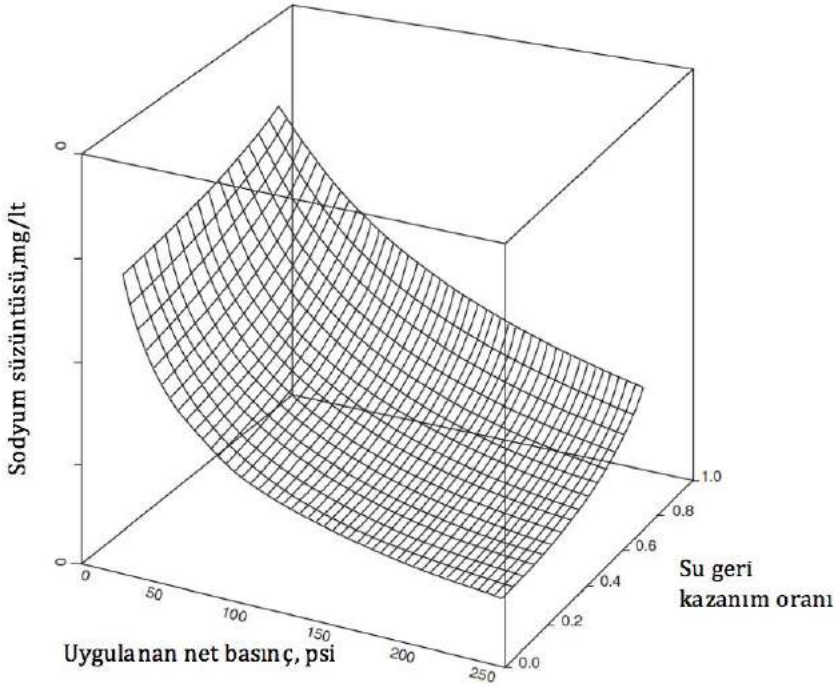
Net basınç değişimi, bar	Arıtılmış su konsantrasyonu, mg/l
7	177
17	79
34	41

Uygulanan Net Basınç Değerinin Etkisi

Tablo 7.36'da uygulanan basınç ile akıdaki değişim verilmiştir. Akı, uygulana basınç ile doğru orantılıdır. Akı değerini, uygulanan net basınç değeri ve su geçirimsizlik katsayısını değiştirerek değiştirebiliriz. Tablo 7.37'de değişik membran geçirimsizlik katsayılarının akı üzerindeki etkisi verilmiştir. Burada da etki doğru orantılıdır.

Tablo 7.36 Uygulanan basınç ile akıdaki değişim (AWWA, 2007)

Net uygulanan basınç, bar	Akı, m/gün
7	3,48
17	8,7
34	17,43



Şekil 7.54 Net basınç değişimi ve geri kazanım oranının arıtılmış su konsantrasyonuna olan etkisi (AWWA, 2007)

Tablo 7.37 Değişik membran geçirimsizlik katsayılarının akı üzerindeki etkisi (AWWA, 2007)

Membran geçirimsizlik katsayıları, gün ⁻¹	Akı, m/gün
0,005	0,87
005	8,7
0,5	87

Temel Akış Diyagramları

Kademe sayısı geri kazanım oranı ile değişmektedir. Tek kademeli sistemlerde, % 50 civarında bir geri kazanım, iki kademeli sistemlerde, % 50–75 aralığında bir geri kazanım ve üç kademeli sistemlerde, % 75–

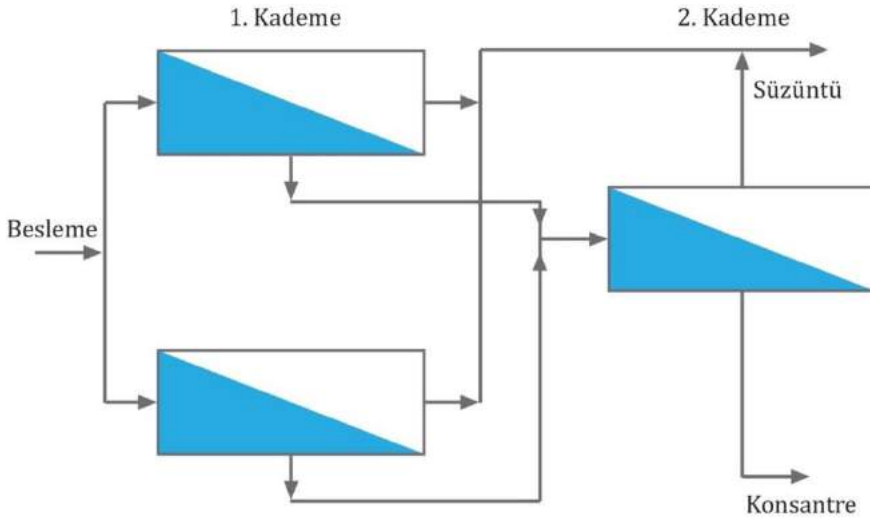
90 aralığında bir geri kazanım mümkün olabilir. Spiral sargılı sistemlerde, iki kademeli ve her bir basınç kabında 6/7 membran elementinin olduğu bir sistem ile veya belli bir miktar konsantrenin başa geri devir ettirilmesi ile %75 geri kazanım sağlanabilir. İkinci veya üçüncü kademede element sayısı, bir önceki aşamadakinin yarısı kadardır. Konsantre akımının aşamalı olarak arıtımı, geri kazanımı artırmak istendiğinde uygulanmaktadır. Eğer çok iyi kalitede su elde edilmek isteniyor ise bu durumda arıtılmış su akımı da aşamalı olarak ikinci veya üçüncü kez arıtılabilmektedir. Bu tür sistemlere çok geçişli sistemler adı verilmektedir. Genellikle iki geçişli olarak inşa edilirler. Bu tür sistemler, yüzey suyu arıtımında, çok iyi kalitede (bor ve TÇM giderimi) su arıtılmak istendiğinde, bakteri, protozoa ve organik madde gideriminin artırılması durumunda ve sistem güvenilirliğini artırmak gerektiği istendiği durumlarda kullanılmaktadır.

Membran kabı içerisindeki ilk membranlar daha düşük TÇM konsantrasyonu ve yüksek basınca maruz kaldıkları için buralardaki membranların geri kazanım oranı yüksektir. İkinci ve üçüncü aşamalarda, basınç azalması da benzer şekilde membran performansında etkilidir. İkinci ve üçüncü aşamalarda, membran performansını artırma için akı dengesi uygulanır. Akı dengesi ile ilk aşamadaki akı değerinin azaltılması ve ikinci ve üçüncü kademelerdeki akının artırılması sağlanır. Akı dengesi bir veya iki şekilde sağlanabilmektedir. Birinci metotta, birinci kademedeki su hattında geri basınç vanaları kullanılır. Geri basınç vanaları ile ilk kademenin akısı azaltılmakta ve konsantre akımında daha fazla basınç oluşturulmaktadır. Bir diğer yöntem ise (daha çok büyük sistemlerde tercih edilmektedir.) kademeler arasında pompa kullanılmasıdır. Bu şekilde ilk kademeye daha düşük basınçlar uygulanmakta ve enerji kazanılmaktadır. Deniz suyu arıtımında ayrıca, en sondaki konsantre hattı üzerine enerji geri kazanım düzenekleri yerleştirilmektedir. Bu şekilde geri kazanılan bu enerji, ikinci veya üçüncü kademelerde kullanılır. TO sistemlerinin akış diyagramlarını bilmek, TO sistemlerini anlamak için oldukça önemlidir. Dizilimler, çok geçişli dizilimler, geri

devirli dizilimler ve çoklu dizilimler TO sistemlerini tanımlamada kullanılan terimlerdendir.

Dizilimler

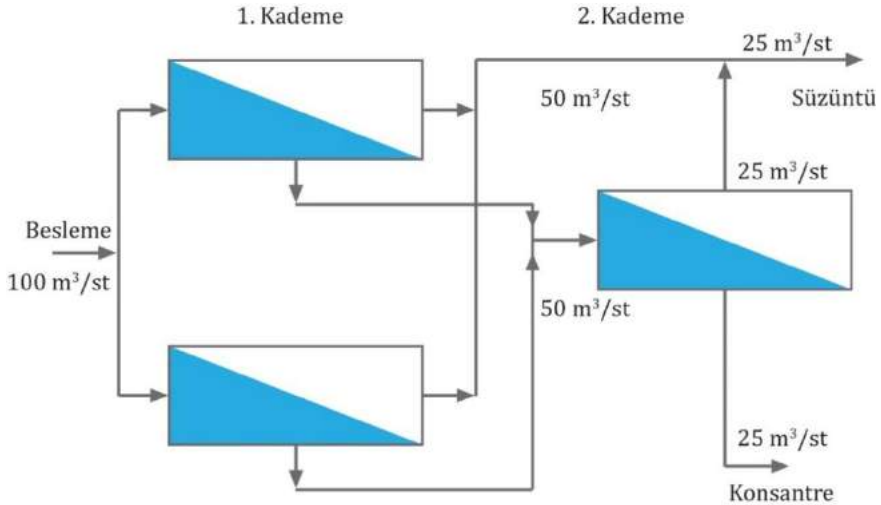
Spiral sargılı membran modülleri günümüzde endüstride en sık kullanılan modül tipidir. Bir TO dizisi, belirli bir sıralamaya göre dizilmiş belirli sayıda basınç kabı içermektedir. Şekil 7.55, 3 basınç kabı içeren bir diziyi göstermektedir. Basınç kapları, 2 basınç kabı paralel ve peşinden 1 basınç kabı seri halde olacak şekilde 2 set halinde düzenlenmiştir. Paralel haldeki her set (sadece tek basınç kabı olsa bile) 'kademe' olarak adlandırılır. Teoride, TO sistemine gelen su ilk kademe basınç kaplarına eşit olarak dağılmaktadır. Her basınç kabından gelen süzöntü akımı ortak bir alanda toplanmakta ve ilk kademe tutulan konsantre akımı, ikinci kademenin giriş akımı haline gelmektedir (Kucera, 2015).



Şekil 7.55 İlk kademe 2 basınç kabı ikinci kademe 1 basınç kabı bulunan 2 kademeli dizilim, (2:1) (Kucera, 2015)

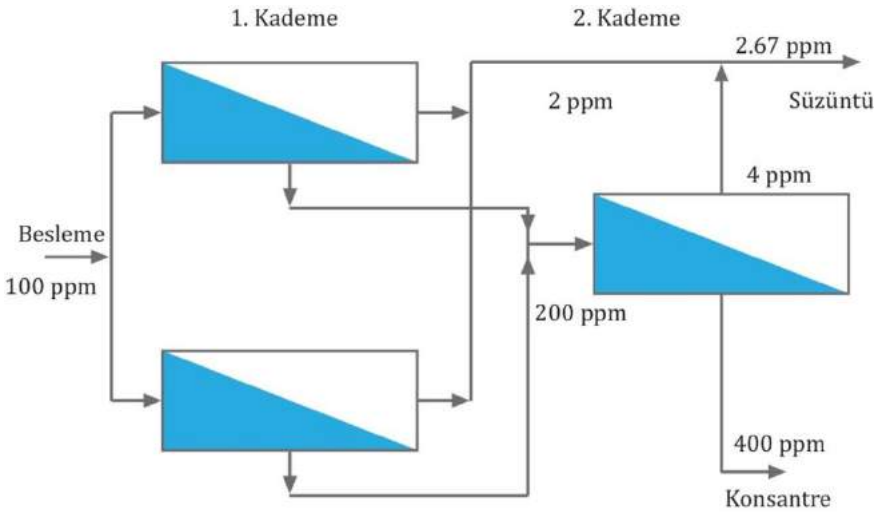
İlk kademedeki süzöntü ikinci kademeden gelen süzöntü akımı ile birleştirilerek sistemin tüm süzöntü akımını oluşturmaktadır. İkinci

kademenin konsantre akımı ise, tüm sistemin konsantre akımıdır. Şekil 7.55'te gösterilen TO sistemi 2 kademeli dizi olarak adlandırılır ya da 2:1 olarak da gösterilebilir. Bu gösterimin anlamı, sistemde 2 kademe olduğu ve ilk kademe 2, ikinci kademe ise 1 adet basınç kabı olduğudur. 10:5 dizisi de 2 kademeye sahiptir ve bu sefer ilk kademe 10, ikinci kademe 5 adet basınç kabı bulunmaktadır. 4:2:1 dizisinde, 3 kademe yer almaktadır. İlk kademe 4, ikinci kademe 2 ve üçüncü kademe 1 basınç kabı bulunmaktadır. (n): (n/2): (n/4) şeklindeki dizilimler 'konik' ya da 'çam ağacı' tertip tarzı olarak adlandırılır. Bu tertip tarzının kullanılmasının nedeni, yatay akış hızını korumasıdır. Her kademe için gerekli basınç kabı sayısı, hız ile ya da kademeye giriş debisine göre belirlenmektedir. Ortalama 20 cm (8 inç) çapına sahip bir membran modülünde iyi bir yatay hız sağlamak için her basınç kabına gelen debi 9–14 m³/st (40–60 gpm) arasında ve konsantre debisi 3,6 m³/st'ten büyük olmalıdır. Debisi yaklaşık 100 m³/st olan bir giriş akımı için ilk kademe 2 adet basınç kabı (Şekil 7.56) gerekmektedir. İdeal şartlarda, ilk kademe giriş suyundan %50 (20 cm'lik modüllerin kullanıldığı kabulü ile) geri kazanım sağlanmaktadır. Böylece ilk kademeden yaklaşık 50 m³/st süzüntü debisi gelecektir. Giriş debisinin diğer yarısı ilk kademedeki konsantreyi oluşturmaktadır.



Şekil 7.56 2:1 dizilimindeki yaklaşık debi dağılımı (Kucera, 2015)

İlk kademedeki konsantre ikinci kademeye besleme olarak verilmektedir. İkinci kademeye gelecek debi 50 m³/st olacaktır. 2 kademeli TO sistemi için toplam verim tipik olarak %75'tir. Giriş suyu nispeten daha az AKM ve çökelti oluşturuca içeriyorsa, daha yüksek verim değerleri de (%80) elde edilebilmektedir. %80'den yüksek verimler için genellikle 2 kademeden daha fazla kademe gerekmektedir (20 cm'lik modüllerin kullanıldığı kabulü ile). Şekil 7.57'de TO sistemdeki konsantrasyon değişimi gösterilmiştir (her kademedeki %50 verim kabulü ile). Bu örnekte, giriş akımında 100 ppm TÇM ve membranda %98 TÇM tutunumu kabulü yapılmıştır (%2 tuz geçişi vardır). Konsantre akımındaki konsantrasyonu hesaplamak için konsantrasyon faktörü kullanılmaktadır. Tablo 7.38'de konsantrasyon faktörleri, verime bağlı olarak verilmiştir (Kucera,2015).



Şekil 7.57 TO sistemindeki yaklaşık konsantrasyon değişimleri (%98 tutunum olduğu kabul edilmiştir) (Kucera, 2015)

İlk kademedeki %50 verimden sonra, konsantrasyon faktörü 2'dir. Bu nedenle, ilk kademeden sonra konsantre akımının konsantrasyonu yaklaşık olarak 100 ppm'in iki katına çıkmakta yani 200 ppm olmaktadır. İkinci kademenin giriş akımının konsantrasyonu 200 ppm olmaktadır. Tuz geçişi hala %2'dir. Ancak, ikinci kademenin giriş

konsantrasyonu en baştaki giriş akımının 2 katı olduğundan, ikinci kademenin süzüntüsündeki konsantrasyon da ilk kademenin iki katı yani 4 ppm şeklindedir. İkinci kademe de verim yine %50 olduğundan, konsantrasyon faktörü de 2'dir. Böylece sistemin tümünden gelen konsantre akımının konsantrasyonu yaklaşık olarak 400 ppm olmaktadır. Süzüntüdeki konsantrasyonu hesaplamak için ilk geçişteki debi ile bu debideki 2 ppm'lik konsantrasyon çarpılmaktadır. İkinci kademe için de aynı işlem yapılarak bu iki sonuç toplanmaktadır. Elde edilen değer toplam süzüntü debisine bölünerek 2,67 ppm sonucu elde edilmektedir. Tek bir membranın tutma verimi %98 olmasına rağmen, tüm sistemin verimi %97,3'tür (Kucera, 2015).

Tablo 7.38 Geri kazanıma bağlı olarak konsantrasyon faktörleri (Kucera,2015)

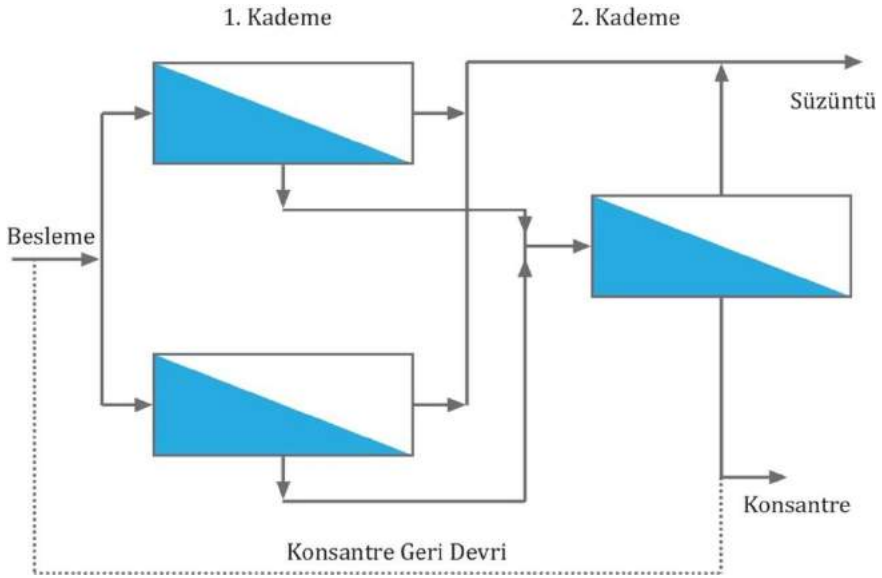
Geri kazanım (%)	Konsantrasyon faktörü
50	2
66	~3
75	4
80	5
83	6
87,5	8
90	10

Geri Devirli Dizilim

Şekil 7.58, konsantre geri devrine sahip bir TO dizisini göstermektedir. Konsantre geri devri genellikle çapraz akış hızının membran yüzeyinin iyi temizlenmesini sağlayacak kadar yüksek olmadığı küçük TO sistemlerinde kullanılmaktadır. Konsantrenin bir kısmının beslemeye dönüşü, çapraz akış hızını arttırmaktadır. Ancak, bireysel modül verimini azaltmakta ve dolayısıyla tıkanma riskini azaltmaktadır.

Geri devirin bazı mahsurları da bulunmaktadır. Aşağıda bunlar özetlenmiştir:

- Sistemden geri kazanılan süzüntünün kalitesi düşmektedir. Bunun nedeni nispeten daha yüksek yoğunluğa sahip konsantrenin, düşük yoğunluktaki beslemeye eklenmesidir.
- Beslemenin pompalanması için daha büyük kapasiteli pompalar gerekmektedir. Çünkü TO besleme pompası yeni durumda hem giriş akımını hem de geri devredilen akımı basınçlandırmak zorundadır. Sonuç olarak, TO besleme pompasının kapasitesi artacağından ilk yatırımın maliyetini de arttırabilmektedir.
- Daha yüksek enerji tüketimi ortaya çıkmaktadır. Yine bir önceki maddede olduğu gibi, TO besleme pompası yeni durumda hem giriş akımını hem de geri devredilen akımı basınçlandırmak zorundadır. Bu durum sistemin işletme maliyetini yükseltmektedir.



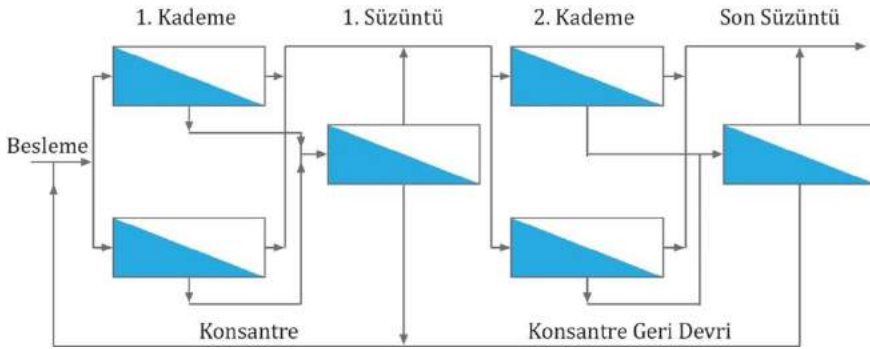
Şekil 7.58 Konsantre geri devirli (2:1) dizilim (Kucera, 2015)

Çift Geçişli Dizilim

Çift geçiş (ya da iki geçişli) bir TO sisteminden çıkan süzüntünün, başka bir TO sisteminden geçirilerek ileri derecede saf hale getirilmesidir.

Süzüntünün ikinci TO sisteminden geçirilerek daha iyi kalitede bir ürün eldesi amaçlanmaktadır. Şekil 7.59, çift geçişli TO sistemini göstermektedir. İkinci kademe tasarım prensipleri genellikle birinci kademe ile aynıdır. Bununla birlikte, ikinci kademe giriş akımındaki çözünmüş ve askıda katıların düşük konsantrasyonda olması nedeni ile birinci TO sistemine göre giriş akımı daha yüksek, konsantre akımı daha düşük olmaktadır. Çünkü ikinci kademenin konsantresi nispeten daha temiz olmaktadır (ilk geçişin beslemesinden daha iyi kalitede) ve her zaman ilk geçişin önüne geri devredilmektedir. Böylece sistemden çıkan atık minimize edilir ve besleme akımının kalitesi artar. Çünkü ilk geçişe giren akım seyreltilmiş olur.

Genellikle ilk kademe ve ikinci kademe arasında bir tank bulunmaktadır. Böylece kademeler arasında akım dengelenmiş olmaktadır. Bununla birlikte, eğer ilk kademedeki membran dizini sayısı ile ikinci kademedeki eşitse, tank gerekmemektedir (Kucera, 2015).



Şekil 7.59 Çift geçişli TO sistemi (Kucera, 2015)

İki geçişli TO sisteminden çıkan su direkt olarak 41–62 bar'lık (600–900 psi) kaynatma kazanlarında kullanılmak için uygundur. Daha yüksek basınçlı kazanlar (>1000 psi) ve daha yüksek saflık gerektiren uygulamalar TO'dan sonra bir son arıtmaya daha ihtiyaç duyabilir. Bu proses için tipik olarak karışık yataklı iyon değiştirici ve ya elektrodeiyonizasyon (EDI) kullanılmaktadır.

Çoklu Paralel Dizilimler

Yüksek miktarda debilerin arıtılması gerektiğinde çoklu paralel dizilim olarak yerleştirilir. Örneğin, yaklaşık 180 m³/st'lik debi için eğer uygun boyutta membran dizini sağlanırsa tek membran dizini kullanılabilir. Alternatif olarak, 2 adet 90 m³/st'lik de kullanılabilir. Çoklu membran dizini kullanımının üstünlükleri vardır. Örneğin bir membran dizini bakımdayken diğeri hala etkin bir biçimde çalışabilir. Ek olarak, çoklu membran dizinleri değişken su ihtiyaçlarını dengelemek için kullanılabilir. Bu sistemin zorluğu, membran dizini sayısının fazla olmasından dolayı yüksek işletme/bakım ve yatırım maliyetleridir (Kucera, 2015).

Sistem Tasarımında Dikkat Edilecek Hususlar

Besleme Suyu Kalitesi

Besleme suyu kalitesi ve tıkanmaya karşı eğilimi TO sistemlerinin tasarımında önemli rol oynamaktadır. Tasarım akısının seçimi, besleme suyu ve konsantre akımlar aynı zamanda tuz tutma verimi besleme suyu kalitesine bağlıdır.

Besleme Suyu Kaynağı

Su kaynağı TO membranların tıkanmalarını doğrudan etkilemektedir. SDI değeri 3'ün altında olan yüksek kaliteli kuyu sularının NF veya TO membranları tıkanma eğilimleri, SDI değeri 3'ün üzerinde olan bir yüzeysel suya göre daha düşüktür. Yüksek kaliteli su kaynaklarına göre tasarlanan tesislerde tasarım debisi daha yüksek seçilebilir. Yani daha düşük akı alınabilir. Daha yüksek akı oranı membran yüzeyine daha fazla kirlilik (askıda katı madde, sertlik, iyonlar v.b) getirerek hızlı tıkanmalarına neden olabilmektedir. Daha kirli sular membran yüzeyindeki konsantrasyon polarizasyonunu artırarak tıkanma ve yüzeyde çökeltme hızının artırılmasına neden olabilirler. Askıda katı

madde ve sertliği daha yüksek yüzey suların arıtımı esnasında daha düşük akı değerleri seçilerek membran tıkanma ve yüzeyde çökeltme potansiyeli azatılmış olmaktadır. Farklı su kaynaklarına göre membranlar için akı değerleri Tablo 7.39'da verilmiştir. Tablo 7.39'da verilen değerler incelendiğinde kuyu suyu için tasarlanan ters osmoz sistemi, SDI değerı 5 olan yüzey suyu için tasarlanan sistemden % 14 daha küçük olmaktadır (Kucera, 2015).

Tablo 7.39 Besleme suyunun kaynağına göre tavsiye edilen akı değerleri (Dow, 2007, Hydranautics, 2003)

Besleme su kaynağı	SDI	Ortalama akı*, lt/m².st	Minimum akı*, lt/m².st
TO süzüntü	<1	35,7- 42,5	37,4
Kuyu suyu	<3	23,8- 27,2	23,8
Yüzeyssel su kaynağı	<3	20,4- 23,8	20,4
Yüzeyssel su kaynağı	<5	17- 20,4	17
İkincil evsel arıtma- mikrofiltrasyon önarıtımı**	<3	17- 23,8	17
İkincil evsel arıtma- konvansiyonel önarıtım**	<5	11,9- 20,4	11,9

*20,3 cm'lik acı su membran modülleri için.

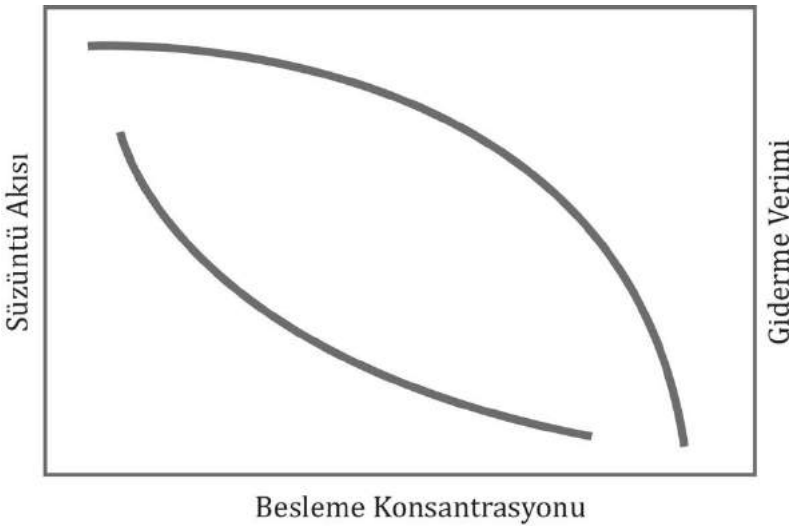
**Mikrofiltrasyon por boyutu <0,5 µm

Su kaynağı ters osmoz sistemlerinin tasarım dizinini de etkilemektedir. Besleme debisi ve konsantr oranı besleme suyu kalitesine göre belirlenmektedir. Çünkü daha yüksek kaliteye sahip su kaynağı daha yüksek besleme debisine ve daha düşük konsantr miktarına izin vermektedir. Daha yüksek besleme debisi sistemde kullanılan membran miktarını azaltmaktadır. Kuyu suyu ile işletilen sistemlerde her basınç kabı için 15–17 m³/st besleme debisinde çalıştırılabilir. Ancak yüzey suları için bu değer 0,22–2,5 m³/gün değerini geçememektedir. Kuyu suyu ters osmoz sistemleri %12 daha az basınç kabına ihtiyaç duymaktadır.

Toplam Çözünmüş Madde

Toplam çözünmüş madde (TÇM) konsantrasyonu hem sistem akısını hemde tuz giderim verimini etkilemektedir. Şekil 7.60'da TÇM'nin akı ve tutunum üzerine etkisi sabit şartlar için verilmiştir (Dow, 2007).

Besleme suyunda TÇM arttığında su için sürücü kuvvet sabit uygulanan basınç altında azalmaktadır. Bu durum besleme suyundaki osmotik basıncın artmasından kaynaklanmaktadır. Sonuç olarak yine sabit basınç altında TÇM arttığında sistem akısı azalmaktadır. Besleme suyu için sürücü kuvvet (ΔP) azaldığında, membrandan geçen su miktarı azalmakta ve süzöntü kısmında daha yüksek TÇM konsantrasyonu gözlenmektedir. Şekil 7.60' da daha yüksek besleme suyu TÇM değerlerinde daha düşük giderme verimi değerlerinin gözlemlendiği verilmiştir.



Şekil 7.60 Besleme suyundaki toplam çözünmüş katılara göre ters osmoz membran akısı ve tuz tutunumu. (Sabit basınç uygulandığı kabulü yapılmıştır) (Dow, 2007)

Kalsiyum ve Doğal Organik Madde

İki değerlikli katyonlar, özellikle kalsiyum doğal organik maddelerle (Hümik, fulvik ve tanik asit) birlikte membranların tıkanmasında önemli rol oynamaktadır (Li vd., 2004). Çünkü asidik ortalarda doğal organik maddeler (DOM) çözülmüş metallerle beraber kompleks oluşturabilirler. En güçlü bağ kalsiyumla oluşmaktadır. Kompleks oluşumu metal iyon boyutunun ve enerjisinin fonksiyonudur. Negatif yüklü DOM molekülleri kolaylıkla kalsiyum yüzeyine bağlanarak daha büyük partiküller oluşturmaktadır. Bu partiküller bakteriler için nutrient sağlayarak membran yüzeyinde biyofilm oluşumunun sorumlusudur (Kristen,2006).

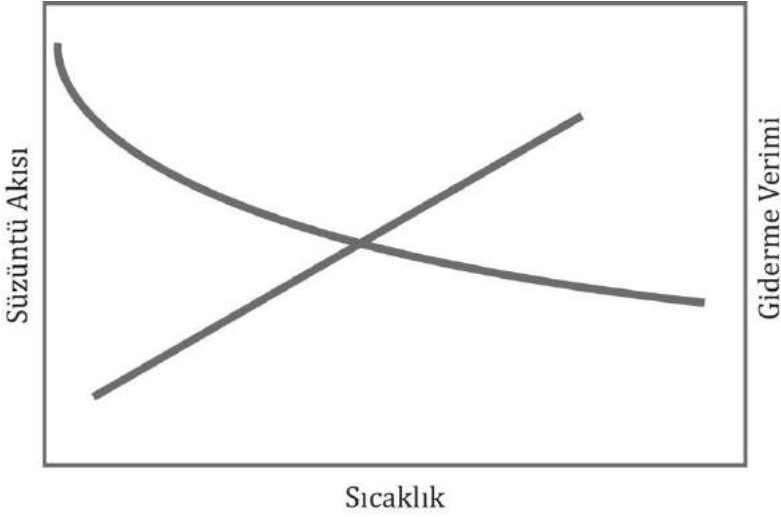
DOM-kalsiyum komplekslerinin neden olduğu tıkanmaya etki eden faktörler süzüntü akışı ve çapraz akış hızıdır. Membrandan daha fazla su geçirildiğinde kalsiyum konsantrasyonu artarak membran yüzeyinde konsantrasyon polarizasyonunu oluşturmaktadır. Daha düşük çapraz akış hızı da aynı zamanda konsantrasyon polarizasyonunu artırmaktadır. Membran yüzeyindeki kalsiyum konsantrasyonu artışıyla DOM-kalsiyum çökeltileri tarafından membran tıkanması hızlandırılmış olmaktadır (Seidel ve diğ., 2002).

Kimyasal Hasar

Kimyasal hasar besleme suyunun içerisinde kirleticilerin bulunması ve membranların polimer yüzeyleriyle tepkimeye girmesi halinde meydana gelmektedir. Oksitleyiciler membran yüzeyindeki ince film kaplamayı çözerek membran özelliğinin kaybolmasına neden olmaktadır. Bu maddelerden bazıları, ketonlar, aldehitler, esterler, güçlü esterler, aromatik hidrokarbonlar (Benzen, toluen, dizel) ve solventlerdir (Kucera, 2015).

Sıcaklık

Sıcaklık sistem akısını ve giderme verimi performansını doğrudan etkilemektedir. Şekil 7.61’de sıcaklığın su akısı ve tuz giderme verimi üzerine etkisi verilmiştir.



Şekil 7.61 Sıcaklığa bağlı olarak ters osmoz membranının su akısı ve tuz tutunumu. Sabit basınç ve 45 °C’den düşük sıcaklık kabulü yapılmıştır (Kucera,2015)

Besleme Akımı

Ters osmoz (TO) sistemlerindeki besleme akımı, suyun kaynağına göre belirlenmelidir. Giriş su kaynağı ne kadar temizse, giriş akımı o kadar yüksek olabilmektedir. Bu da daha küçük sistemleri ve düşük işletme maliyetini beraberinde getirmektedir. Tablo 7.40’ta besleme suyunun kaynağına göre tavsiye edilen besleme debileri verilmiştir. Yüksek besleme debilerinde, su da bulunabilen kirleticiler (Örneğin Kolloidler ya da bakterileri gibi) membrana daha hızlı gönderilir. Bu da membranda daha çabuk bir tıkanmaya yol açmaktadır. Bu nedenle yüksek konsantrasyonda kirletici içeren sular için daha düşük debiler önerilmektedir.

Tablo 7.40 Tuzlu su membranları için önerilen besleme debileri (Dow, 2007)

Besleme suyu kaynağı	34 m²'lik modüller için maksimum besleme debisi (m³/st)	37 ve 41 m²'lik modüller için maksimum besleme debisi (m³/st)
TO süzüntü	14,7	17
Kuyu suyu	14,7	17
Yüzey kaynağı	14,3	16,6
Yüzey kaynağı	13,2	15,2
İkincil evsel akım- mikrofiltrasyon ön arıtımı*	11,8	13,8
İkincil evsel akım- mikrofiltrasyon ön arıtımı	11,8	13,8

*Mikrofiltrasyon por boyutu <0,5 µm'dir.

Önerilen konsantre debisi belirlenirken besleme suyunun kaynağı dikkate alınmalıdır. Giriş su kaynağı ne kadar temizse, konsantre akımı o kadar düşük olabilmektedir. Tablo 7.41'de besleme suyunun kaynağına göre tavsiye edilen konsantre debileri verilmiştir (Dow, 2007). Düşük konsantre debilerinde, iyi bir çapraz akış hızı sürdürülebilir değildir. Bu nedenle kolloidler ve çökelti oluşturu maddelerin membranı tıkama ya da çökelti oluşturma ihtimali daha yüksektir. Bunun nedeni ise düşük çapraz akış hızlarında yüksek hızlara göre konsantrasyon polarizasyonunun sınır tabakasının daha kalın olmasıdır. Basınç kabının konsantre ucundaki kirleticilerin konsantrasyonu besleme suyundaki konsantrasyonun 3,4 hatta 5 katı olabildiğinden ve kirletici konsantrasyonu sınır tabakada da daha da yüksek olabileceğinden, membranın tıkanma ya da membranda çökelti oluşma potansiyeli düşük konsantre debilerinde daha fazla olmaktadır (Kucera, 2015).

Tablo 7.41 Tuzlu su membranları için su kaynağına göre önerilen konsantrasyon debileri (Dow, 2007)

Besleme suyu kaynağı	34 m²'lik modüller için minimum konsantrasyon debisi (m³/st)	37 ve 41 m²'lik modüller için minimum konsantrasyon debisi (m³/st)
TO süzöntü	2,3	2,3
Kuyu suyu	2,9	2,9
Yüzey kaynağı	2,9	2,9
Yüzey kaynağı	3,4	3,4
İkincil evsel akım- mikrofiltrasyon ön arıtımı*	3,6	4,1
İkincil evsel akım- mikrofiltrasyon ön arıtımı	4,1	4,5

*Mikrofiltrasyon por boyutu <0,5 µm'dir.

Beta Değeri (Konsantrasyon Faktörü)

Beta (konsantrasyon faktörü), membran yüzeyinde bulunan maddelerin konsantrasyonunun sınır tabakası dışındaki çözeltideki konsantrasyonuna oranıdır. Beta, bir membran özelliği veya TO sistem tasarımıyla direkt olarak seçilebilecek bir parametre değildir. Beta, giriş akımının TO sistemde ne kadar hızlı olarak suyunun giderilebildiği ile ilişkilidir. Beta, TO membranındaki akıyı ve tuz tutunumunu etkilemektedir.

Membran yüzeyindeki konsantrasyon polarizasyonundan dolayı Beta'da meydana gelen artış, osmotik basıncı arttırmakta ve su akımının düşmesine sebep olmaktadır. Bu durum aşağıda gösterilmiştir. Tuz geçişinin artması da denklem 7.36 ve 7.37'de belirtilmiştir.

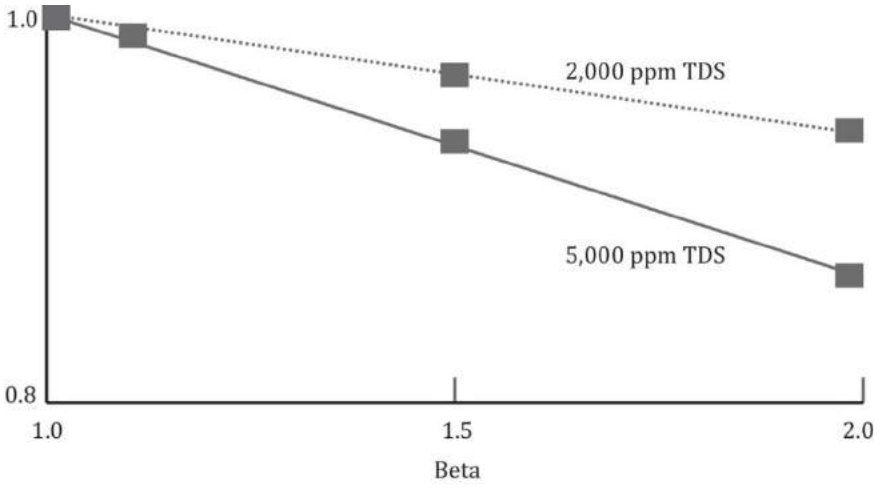
$$J_w = A (\Delta P - \beta \Delta \pi) \quad (7.37)$$

$$J_s = K (\beta C_{A2} - C_{A3}) \quad (7.38)$$

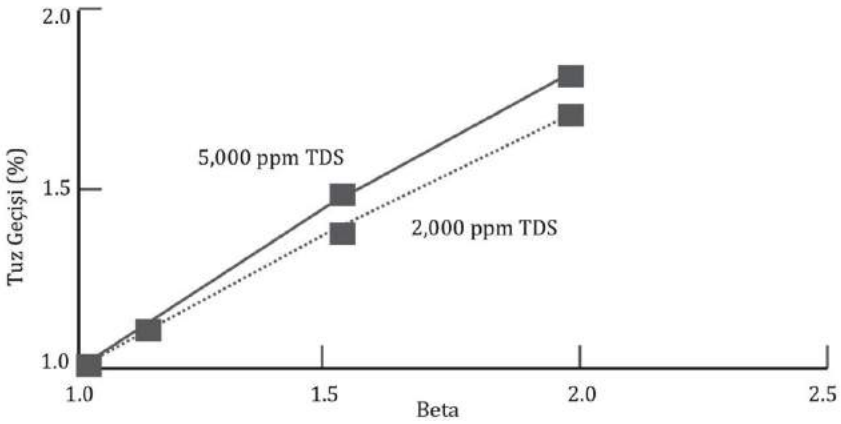
Burada,

- J_w : Su akısını
 A : Su permeabilite katsayısını
 ΔP : Uygulanan sürücü basınç kuvvetini
 β : Beta'yı
 $\Delta \pi$: Besleme-konsantre çözeltisinin osmotik basıncını
 J_s : Tuz akısını
 K : Tuz permeabilite katsayısını
 C_{A2} : Sınır tabakasındaki çözünmüş maddenin molar konsantrasyonu
 C_{A3} : Süzüntüdeki çözünmüş maddenin molar konsantrasyonunu

göstermektedir. Şekil 7.62 ve Şekil 7.63'te Beta'nın iki farklı tuzlu su konsantrasyonu için (Beta'nın 1 olduğu yani konsantrasyon polarizasyonunun olmadığı, membranın akı değerinin 34 lt/m².st, basınç değerinin 27,5 bar olduğu durumda %99 tutunum ile çalıştığı kabul edilmiştir.) (Sudak, 1990), akıyı ve tuz geçişini nasıl etkilediği gösterilmiştir. Şekillerden görüldüğü üzere, Beta değerlerinin 1,1'den büyük olduğu değerlerde, su akısı ve tuz geçişi önemli ölçüde Beta'dan etkilenmektedir. Ayrıca, Beta'nın performans üzerine etkisi, besleme suyunda yüksek TÇM değerleri olduğunda daha da belirgindir. Gerçek TO sistemlerinde, Beta değeri her zaman 1'den büyüktür ve konsantrasyon polarizasyonu her zaman mevcuttur. Beta, her kademedeki süzüntü ters basıncı ayarlanarak değiştirilebilmektedir. Bu durum, süzüntü sistemine akış sınırlayıcılar eklenerek sağlanabilir. Ters basıncın arttırılması, su akısını düşürmekte bu da Beta'yı azaltmaktadır.



Şekil 7.62 İki farklı tuzlu su konsantrasyonu için membrandaki su akışı üzerinde Beta'nın etkisi (Kucera, 2015)



Şekil 7.63 İki farklı tuzlu su konsantrasyonu için tuz geçişi üzerinde Beta'nın etkisi (Kucera, 2015)

TO sistemin dizilimini ayarlamak da Beta'yı değiştirmektedir. Birbirini izleyen kademelerdeki basınç kabı sayısının artırılması ters basıncı düşürmektedir. Böylece uygulanan gerekli basınç düşmekte, akı ve Beta azalmaktadır. Önerilen konsantre debilerine ve membran modül geri kazanımlarına uygun bir tasarım yapmak da, Beta'yı ve konsantrasyon polarizasyonunun etkilerini minimize edebilmektedir. Membran

tıkanmasını ve çökelti oluşumunu minimize etmek için TO sistemlerinde genel olarak kullanılan Beta değerleri 1,2'den düşüktür (Wilf, 2007). Tablo 7.42'de besleme suyu kalitesine göre önerilen Beta değerlerini göstermektedir (Hydranautics, 2003).

Tablo 7.42 Besleme suyu kalitesine göre tarafından tavsiye edilen beta değerleri (Hydranautics, 2003)

Beta (tek modül için)	TO süzöntü	Kuyu suyu	Yüzeysel su	Aritılmış atıksu
Minimum	1,3	1,18	1,18	1,18
Maksimum	1,7*	1,2	1,2	1,2

*Tasarım için 1,40 tipik değerdir.

Geri Kazanım

Ters osmozda geri kazanım tüm su akısını ve tuz tutunumunu etkilemektedir. Bu durum Şekil 7.64'te gösterilmiştir. Geri kazanım arttıkça, besleme tarafındaki osmotik basıncın artması ile su akısı yavaş yavaş düşmektedir. Bu durum geri kazanımın oldukça artması ve bu nedenle osmotik basıncın uygulanan basınç seviyesine ulaşması ve sürücü kuvvetin ortadan kalkmasına kadar sürmektedir. Su akısındaki düşüş tuz tutunumunu etkilemektedir. Besleme/konsantre akımının osmotik basıncı uygulanan basınca yaklaştığında, suyun sürücü kuvveti azalmakta ama tuzun sürücü kuvveti etkilenmemektedir.

Aşağıdaki denklemden de görüleceği üzere tuz akısı, sürücü kuvvet basıncın bir fonksiyonu değildir.

$$J_s = K (C_f - C_p) \quad (7.39)$$

Burada,

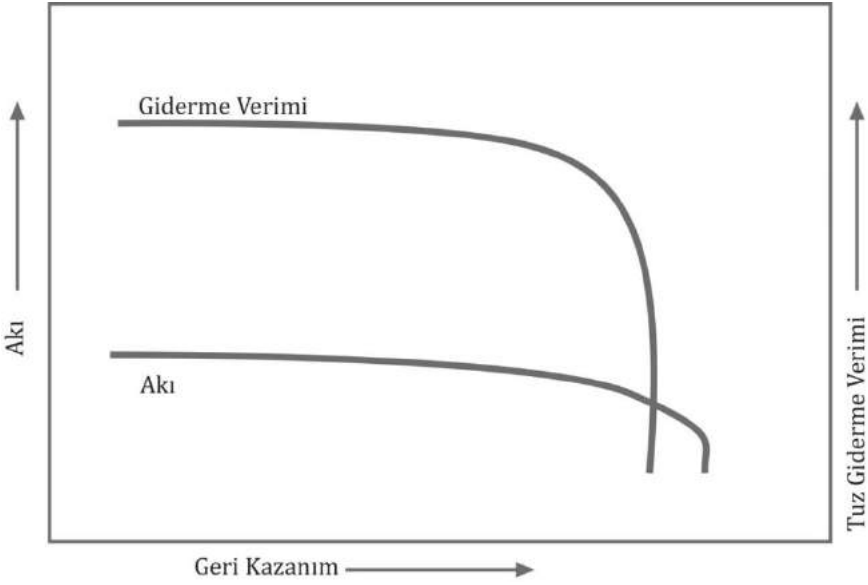
J_s : Tuz akısını
 K : Tuz geçirgenlik katsayısını (membran boyunca tuz

difüzyonuna bağlıdır)

C_f : Çözünen maddenin molar konsantrasyonunu

C_p : Süzüntüdeki molar konsantrasyonunu

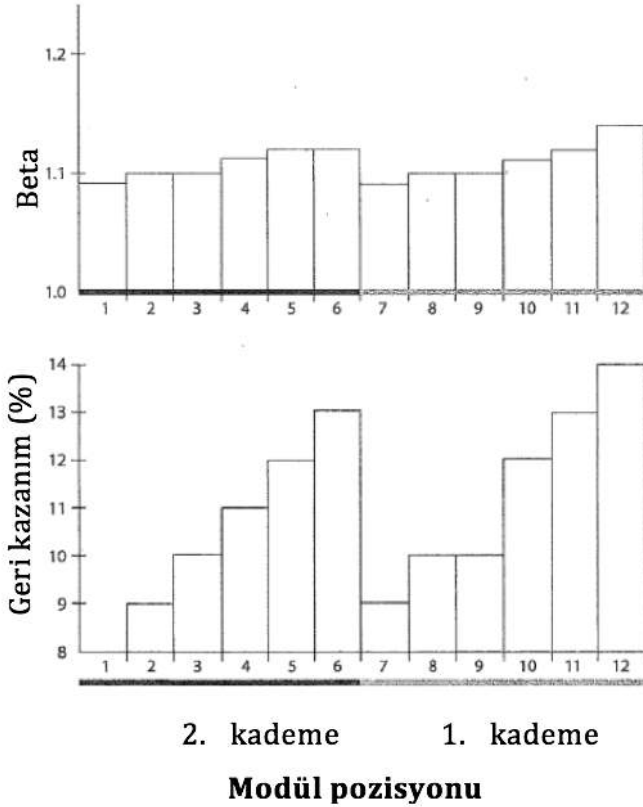
ifade etmektedir. Dolayısıyla, membrandan geçen tuz miktarına kıyasla membrandan daha az su geçmektedir. Bu nedenle, artan geri kazanım ile tuz geçişi artmış ve tuz tutunumu azalmış gibi görünmektedir. Akının azalması ile tuz tutunumunun %0 olması aynı zamana denk gelmektedir.



Şekil 7.64 Geri kazanıma bağlı olarak ters osmoz membranının su akışı ve tuz tutunumu (Uygulanan besleme basıncının sabit olduğu kabul edilmiştir) (Kucera, 2015)

Modülün basınç kabındaki pozisyonuna bağlı olarak, her membran modülünden elde edilen geri kazanım değişmektedir. Çoğu spiral sargılı membran modülleri, tek bir 6 modüllük basınç kabı kademesinde %50 geri kazanım elde edilecek şekilde, her modülün geri kazanımı %10-15 (ortalama %11) olacak şekilde işletilmektedir. Basınç kabının besleme ucunda bulunan modül tipik olarak, basınç kabı içerisindeki tüm

modüllerin içerisinde en düşük geri kazanımı sağlamaktadır. Basınç kabının konsantre ucundaki modül, basınç kabındaki en yüksek geri kazanım oranı ile işletilmektedir. Bunun nedeni, basınç kabında geri kazanılan su miktarı arttıkça, o modüldeki toplam besleme/geri kazanılan su oranının artmasıdır. Şekil 7.65, bu etkiyi göstermektedir. Ayrıca bu şekilde bir modüldeki Beta'nın modül boyunca nasıl değiştiği de gösterilmektedir. Yüksek geri kazanım şartları, sınır tabakasındaki maddelerin konsantrasyonunun artması nedeni ile daha yüksek tıkanmalara ya da çökelek oluşumuna neden olmaktadır. Dolayısıyla Beta değeri de artmaktadır (Kucera,2015).



Şekil 7.65 Her basınç kabında 6 modül içeren 2 kademeli TO sistemindeki pozisyonlarına bağlı olarak membran modüllerinin geri kazanım ve tutunumu (Kucera, 2015)

Bir TO sisteminin geri kazanım oranı arttığında, besleme/konsantredeki tuz konsantrasyonu basınç kabının çıkış ucuna yakın olan bazı türler için doyma noktasına kadar yükselmektedir. Eğer asit ve antiskalantlar etkili değilse (ya da kullanılmıyorsa), geri kazanım genel olarak çökelek oluşum potansiyelini minimize etmek için azaltılmaktadır.

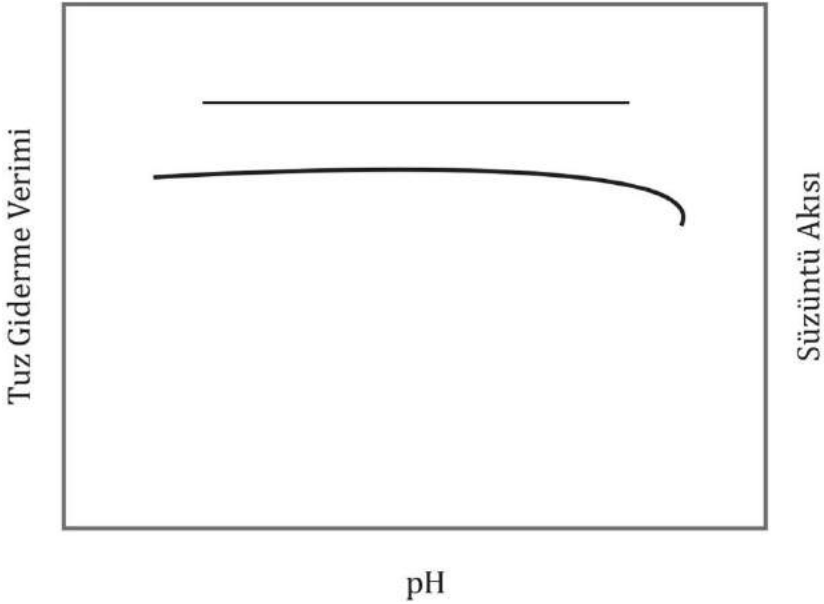
pH

pH hem poliamid kompozit hem de selüloz asetat membranların stabilitesini etkilemektedir. Selüloz asetat membranlar, pH 4–6 aralığında stabildir. Daha yüksek ya da düşük pH değerlerinde hidroliz gerçekleşmektedir (Hidroliz, bir bileşiğin suyla reaksiyona girerek parçalanmasıyla ortaya çıkan bir kimyasal tepkimedir). Poliamid kompozit membranlarda su ile reaksiyona girmektedir. Ancak uygulama pH aralığı çok daha geniştir. Bu aralık spesifik membranlara ya da üreticilerine bağlı olarak pH 2'den 12'ye kadar değişebilmektedir. Kabul edilebilir işletme pH'sı sıcaklığa bağlıdır. Örneğin yüksek sıcaklıklar daha dar pH aralığında işletme gerektirmektedir. pH, poliamid membranların tutunum özelliklerini de etkilemektedir. Şekil 7.66'da gösterildiği üzere, çoğu madde türünün en yüksek tutunumları pH 7–7,5 değerleri arasındadır (Dow, 1998).

Daha yüksek ve daha düşük pH'larda tutunum azalmaktadır. Ancak bu azalma düşük pH'larda kademeli olarak gerçekleşmektedir. Bunun sebebi tutulan iyonların iyonik durumdan kaynaklanmaktadır. Aynı zamanda membranın moleküler seviyede geçirdiği bazı değişimlerden de kaynaklanabilir. Poliamid kompozit TO membranının pH'a göre akısı nispeten sabittir ve bu durum Şekil 7.66'da gösterilmiştir (Dow, 1998).

Çoğu suda karbondioksit bulunduğundan, eğer besleme suyundan karbondioksit tamamen giderilmezse TO'dan çıkan suyun pH'ı genellikle besleme suyunun pH'ından düşük olmaktadır. Eğer besleme suyunda karbondioksit varsa, gazlar TO membranı tarafından tutulmadığından süzüntü suyunda gaz görülecektir. Bununla birlikte, membran karbonat

ve bikarbonatı tutmaktadır. Karbondioksitin geçişi, bu bileşiklerin süzüntüdeki dengesini bozmaktadır. Karbondioksit membrandan kolayca geçerken, bikarbonat geçememektedir. Dolayısıyla, süzüntüde karbon dioksit nispeten yüksek ve bikarbonatta düşük olmaktadır. Dolayısıyla, süzüntüde yeni bir denge oluşmakta ve bu nedenle pH'yı düşürmektedir (Kucera, 2015).



Şekil 7.66 pH'a bağılı olarak ters osmoz membranının tuz giderme verimi ve süzüntü akısı (Uygulanan besleme basıncının sabit olduğu kabul edilmiştir) (Dow, 1998)

Akı

Akı, gerekli tutunumun elde edilebilmesi için gereken alana bağılı olarak tüm TO sisteminin boyutunu belirlemektedir. Herhangi bir uygulama için su akısı, besleme suyunun kaynağına bağılıdır. Daha temiz su kaynağı daha yüksek akıların eldesini sağlamaktadır. Böylece istenilen tutunum için daha az membran alanı gerekmektedir. Su akısı çeşitli işletme şartlarından etkilenmektedir. Bunlar aşağıda özet olarak verilmiştir:

- Su akısı direkt olarak işletme basıncı ile orantılıdır.
- Su akısı direkt olarak su sıcaklığı ile orantılıdır.
- Su akısı, geri kazanım arttıkça kısmen azalmaktadır. Bu azalma, besleme suyunun osmotik basıncının sürücü basınca eşitlenmesine kadar sürmektedir. Bu noktada, üretim durmaktadır.
- Su akısı, besleme suyundaki çözünmüş katıların konsantrasyonu arttıkça azalmaktadır.
- Su akışı, pH'a göre nispeten sabittir. Ancak bazı yeni poliamid membranlar için akı aynı zamanda pH'ın bir fonksiyonudur (Sudak,1990).

NF/TO Membran Sistemlerinin Bileşenleri

Membran kısmının elemanları, membranlar, basınç kapları, yüksek basınç pompası, vanalar, borulama, enstrümantasyon ve kontrol, enerji geri kazanım birimleridir.

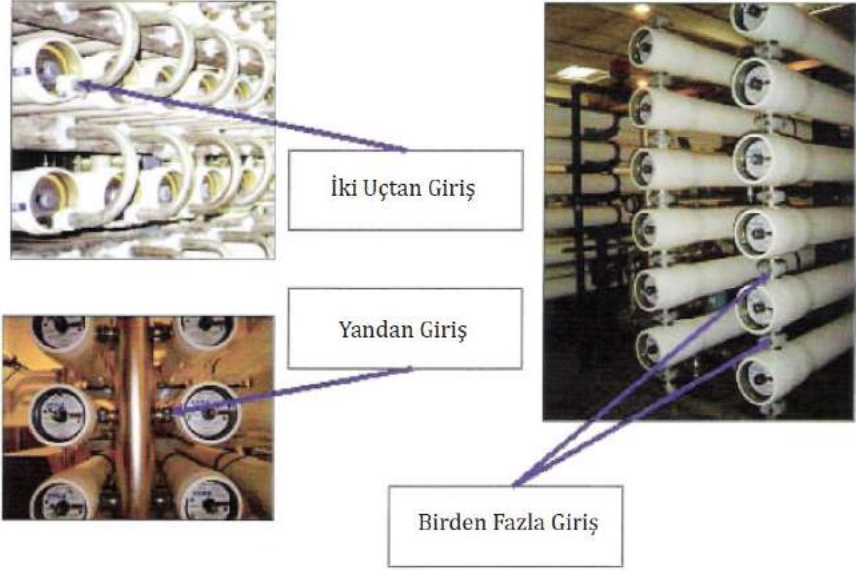
Membran

Ticari olarak mevcut birçok NF ve TO membranı vardır. Su arıtma sistemlerinde en çok kullanılan membranların standart çapları, 4 veya 8 inç (100 ve 200 mm) ve boyları, 40 inç'tir (1020 mm) (60 inç boyunda olanlarda vardır.). Maliyeti düşürmek için 16 ve 18 inç (40,6 ve 45,7 cm) elementlerde geliştirilmiştir.

Basınç Kabı

Basınç kapları, fiberglas destekli plastik malzemeden yapılmaktadır. Bazı durumlarda, paslanmaz çelik malzemede kullanılabilir. Basınç kapları, 8 inç membranlardan içerisine 6-8 membran yerleştirilecek uzunlukta yapılmaktadır. İçi boşluklu fiber membranlar ise basınç kabı içine 1 veya 2 tane yerleştirilir.

Spiral sargılı membranların yerleştirildiği basınç kapları, hamsu, arıtılmış su ve konsantre akımlarının giriş çıkışını sağlayan bağlantı elemanlarını içermektedir. Hamsu, uç kısımdan, yandan ve basınç kabının aralarından girebilmektedir (Şekil 7.67).



Şekil 7.67 Basınç kabına ham su girişleri (AWWA, 2007)

Membran Proses Takımları

Membran sistemleri, paralel olarak çalışan ünitelerden oluşmaktadır. Her bir ünite, bir veya daha fazla membran kademelerinden oluşmaktadır. Her bir ünite birbirinden bağımsızdır ve ayrı pompa ve ön arıtma birimleri içermektedir. Daha az kullanılan bir yaklaşım da, ayrı kademelerin farklı kontrol edilmesidir. Membran ünitelerinin sayısı, kapasiteye ve tesis fleksibilitesine bağlı olarak değişmektedir.

Yüksek Basınç Pompaları

NF/TO membranları için genellikle, yatay santrifüj ve dikey türbin pompalar kullanılmaktadır. Küçük desalinasyon sistemleri, basınç

değişimlerini azaltmak için pozitif yer değiştirmeli pompalar da kullanılmaktadır. Pompalar değişken devirli olabilmektedir. Ayrıca, desalinasyon sistemlerinde enerji geri kazanımı birimleri de kullanılmaktadır. Büyük sistemler için çok aşamalı santrifüj pompaları kullanılır. Bazı durumlarda, enerji geri kazanımlı turbo pompalar da kullanılabilir.

Enerji Geri Kazanım Sistemleri

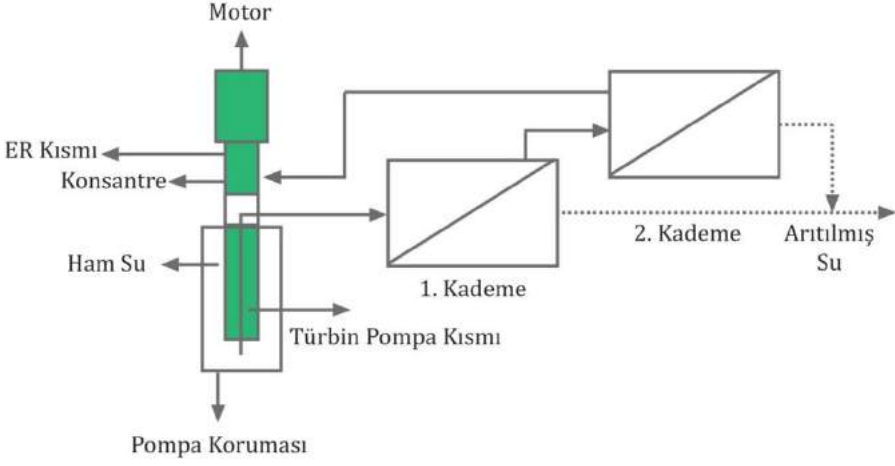
Bir çok deniz suyu ve yüksek basınç kullanan yeraltı sularının arıtılmasında, enerji geri kazanım sistemleri (ER) kullanılır. Enerji, konsantre akımında bulunan basıncın kullanılması ile geri kazanılabilir. ER sistemleri, yüksek basınç pompası ile aynı shaft üzerine ters yönde yerleştirilmiş (konsantre akımı için) çarkı olan turbo pompalar içermektedir. Düşük basınçta çalışan ters osmoz sistemlerinde kullanılmazlar. Deniz suyu arıtma sistemlerinin hepsinde vardır. Geri kazanılan enerji verimi, hidrolik enerji transfer verimine bağlıdır. Bazı durumlarda, akı dengesini sağlamak için kademeler arasında basınçlandırma pompaları (hidrolik turbo pompalar) kullanılmaktadır (AWWA, 2007).

Entegre Turbo Pompalar

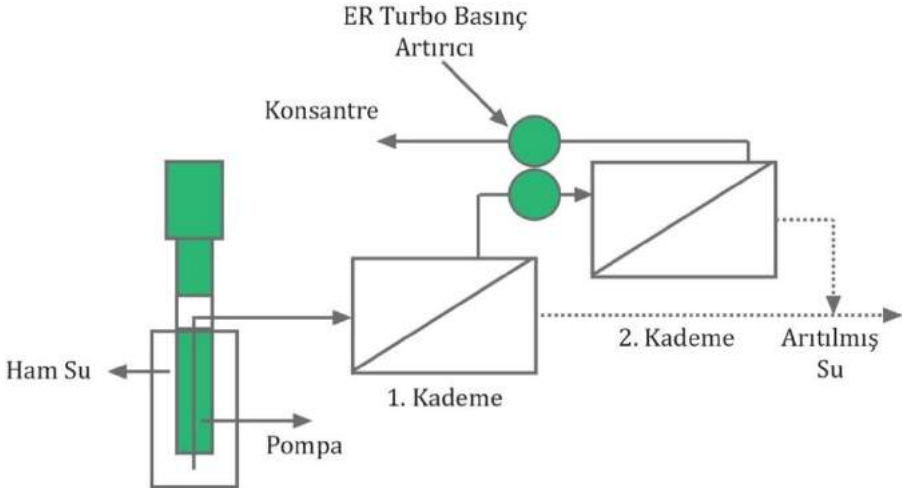
Şekil 7.68'de entegre turbo pompalar ve proses akım diyagramları verilmiştir. Motor, pompa çarkı ve ters dönen çark (konsantre hattı), aynı shaft üzerindedir. Konsantre hattı üzerindeki enerji, motor ve pompa shaftına aktarılmaktadır.

Hidrolik Turbo Basınç Artırıcılar

Bu tür basınç artırıcılar, TO sistemlerinde enerji geri kazanımı veya düşük basınçlı NF ve TO sistemlerinde akı dengesinin sağlanması için kullanılır. Sistem, basit olarak motorsuz iki tane çarktan oluşmaktadır. Şekil 7.69'da iki aşamalı bir sistemdeki yeri gösterilmiştir.



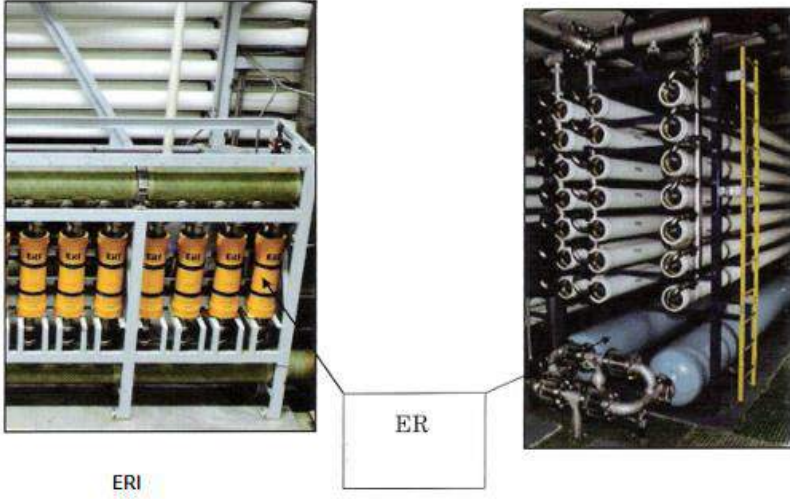
Şekil 7.68 Entegre turbo pompanın çalışma prensibi (AWWA, 2007)



Şekil 7.69 Kademeler arasındaki basınç artırmak için hidrolik turbo basınç artırıcılar (AWWA, 2007)

Basınç Değiştirciler (ER)

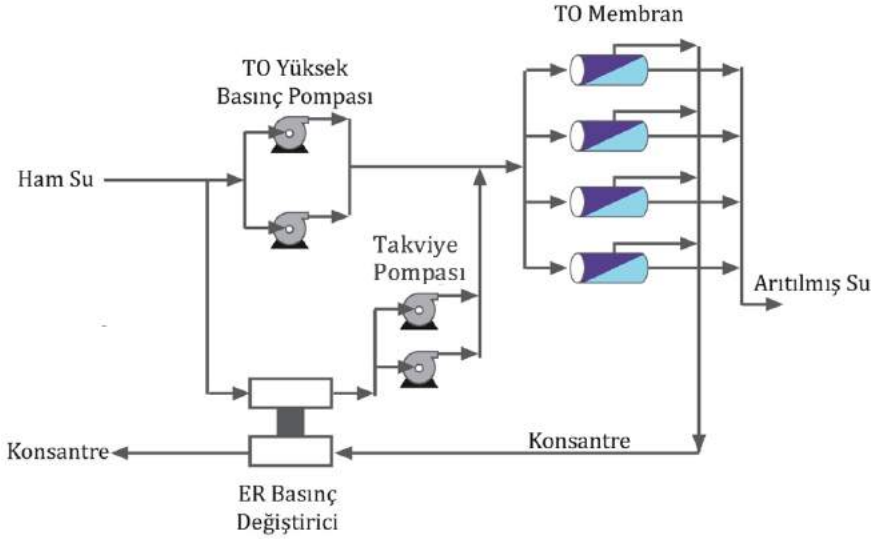
Pozitif yerdeğiştirmeli sistemleri kullanan basınç değiştirciler deniz suyu TO sistemlerinde kullanılırlar ve mevcut ER sistemleri içerisinde verimi en yüksek olan sistemdir (% 94'e kadar). Şekil 7.70'te, kk ve büyük kapasiteli TO sistemlerinde kullanılan ER sistemlerinin Şekli verilmiştir. Basınç değiştircili ER sistemlerinde pompa, artılmış su basıncı ve aradaki kayıplar kadar bir basıncı basmalıdır (Şekil 7.71).



Şekil 7.70 Basınç değiştirciler (AWWA, 2007)

Borulama ve Vanalar

Seçilen malzemenin korozyondan zarar görmemesi için NF/TO sistemlerinde malzeme seçimi çok önemlidir. Deniz suyu TO sistemleri, yüksek basınç borulaması için genellikle dupleks paslanmaz elik veya süper dupleks paslanmaz elik malzeme kullanılmaktadır. Düşük basınçlı borulama için ise metalik olmayan PVC, CPVC, FRP ve HDPE malzeme kullanılabilir.



Şekil 7.71 Basınç değıştirici ile çalışan bir TO sistemi (AWWA, 2007)

Membran sistemlerinde birçok çeşitli vana türü kullanılmaktadır. Vana malzemesinin türü, uygulanan basınca ve sıvıya bağlı olarak değişmektedir. Genellikle, düşük basınçlı TO sistemleri için PVC vanalar ve yüksek basınçlı TO sistemleri için ise paslanmaz çelik vanalar kullanılmaktadır.

Yüksek basınç düşümleri için kullanılan vanalar, daha çok konsantre hattındaki kavitasyonu ve sesi önlemek için kullanılırlar. Kelebek ve küresel vanalar ise diğer birimlerin birbirlerine bağlanması için kullanılırlar. Çek valfler, pompa basma hattı, her bir membrandan çıkan konsantre ve arıtılmış su akımları üzerine konmaktadır. Basınç salma vanaları, arıtılmış su boruları ile izolasyon vanaları arasında konmaktadır. Hava salma vanaları ise özellikle işletmeye alma aşamasından kaynaklanan havaların alınması için konsantre ve arıtılmış su borularının yüksek noktalarına konmaktadır. Ayrıca, membran sisteminin bir çok noktasına, su kalitesinin izlenmesi maksadı ile numune alma vanaları yerleştirilmektedir (AWWA, 2007).

Membran Sistemlerinin Yerleşimi

Tesis büyüklüğüne bağlı olarak çok değişik yerleşimler kullanılmaktadır. Küçük sistemlerde, ön arıtma birimleri, kartuş filtreler, pompa, membranlar ve basınç kapları aynı kızak içerisinde yerleştirilmektedir. Büyük sistemlerde ise ön arıtma ile basınç pompaları, membran ve membran kaplarından farklı yere yerleştirilmektedir. Kızak içerisindeki elemanlar birbirleri ile uyumlu olan birimler olmalıdır.

Büyük sistemlerde pompalarda, bir veya iki değişik düzenleme yapılmaktadır. Birincisi, her bir paralel üniteye ayrı pompa, ikincisi ise birden fazla ünite için bir pompadır. Her bir üniteye farklı pompa olmasının üstünlüğü, basit bir sistem olması ve diğer üniteler için fazla basınç uygulaması gerekmemesidir. Birden fazla ünite için bir pompa kullanılmasının üstünlüğü ise pompa sayısının azalmasıdır.

Enerji geri kazanımı olan sistemlerde ise her bir ünite için ayrı enerji geri kazanım birimi olduğu gibi, bütün konsantrelerin bir yerde toplandığı ve merkezi bir yerde enerji geri kazanımının da yapıldığı sistemlerde olabilmektedir.

7.2.3.5. Son Arıtma

Membrandan sonra son arıtma, yere ve yönetmeliklere göre değişmektedir. Özellikle, su arıtma sistemlerinde, şebekeye vermeden önce mutlaka son arıtmanın yapılması gerekmektedir. Ayrıca, konsantr akımının da ilave bir arıtması gerekebilmektedir.

Son arıtma prosesleri, karbondioksit veya hidrojen sülfür içeren sulardan PVC veya FRP gaz uçurucular, ayrıca kimyasal madde ilavesi ve stabilizasyon ünitelerini içermektedir. Gaz uçurmada, su aşağıya doğru düşürülmekte ve aşağıda blower veya bir fanın etkisiyle gazların salınımı gerçekleşmektedir. Gazı alınmış su, bir pompa vasıtasıyla arıtılmış su tankına basılmaktadır. Kimyasal ilavesi, dezenfektanlar

(klor veya kloraminler), alkali kimyasalları (Kostik, soda, kireç), bazen korozyon önleyiciler (polifosfat, ortafosfat veya karışımı) ve/veya florür ile yapılmaktadır. Kireç-sodanın kullanılması, bulanıklığı artırmaktadır. Bundan dolayı, kostik tercih edilmektedir.

NF/TO arıtma sistemlerinde, arıtılmış su çok az iyon içermekte ve hiç alkalinite içermemektedir. Elde edilen bu agresif su, daha sonra korozyona sebep olabilecek şekilde çok hızlı pH değişimlerine uğrayabilmektedir. Tablo 7.43'te deniz suyu ve yeraltı suyundaki ham su ve arıtılmış suyun karakteristikleri verilmiştir. Bu su analizlerine bakıldığında, bu su agresif özelliktedir ve korozyon potansiyeli vardır. Bu suyun stabil hale getirilmesi için uygun son arıtma sistemlerinin geliştirilmesi gerekmektedir. Aşağıda son arıtma yapılması için bir suda olması gereken durumlar verilmiştir:

- Alkalinitenin 40 mg/lit CaCO_3 'den küçük olduğu durum
- Kalsiyum karbonat çökelme potansiyelinin 4-10 mg/lit CaCO_3 arasında kaldığı durum
- Larson oranının 5'den büyük olduğu durum
- Kalsiyum+alkalinite toplamının 50 mg/lit CaCO_3 'den küçük olduğu durum

Özellikle alkalinitenin 40 mg/lit CaCO_3 'den büyük olması gerekmektedir. Aksi takdirde, düşük tamponlama kapasitesine sahip olacak ve pH değişimleri çok olacaktır. Aşağıda TO sistemlerinde son arıtma için kullanılan yöntemler verilmiştir.

De karbonizasyon

De karbonizasyon, genellikle düşük pH'tan kaynaklanan karbonik asitin yüksek olduğu durumlarda gerekli olabilmektedir. Hidrojen konsantrasyonunun yüksek olduğu durumlarda, korozyon reaksiyonları içerisinde elektron alıcısı bulunmasından dolayı korozyon potansiyeli artmaktadır.

Tablo 7.43 Model su kalitesi (AWWA, 2007)

Parametre	Birim	Deniz suyu		Kuyu suyu	
		Ham su	Aritılmış su	Ham su	Aritılmış su
Sıcaklık	°C	10	10	25	25
pH		7,9	6,1	6,8	5,5
Alkalinite	mg /lt CaCO ₃	116	3	183	6
TÇM	mg/lt	35000	251	10339	216
Kalsiyum	mg/lt	408	0,6	232	1,0
Mağnezyum	mg/lt	1298	1,9	331	1,5
Sodyum	mg/lt	10767	92	3116	78,8
Potasyum	mg/lt	387	4,28	93	3,0
Baryum	mg/lt	NA	NA	0	0
Stronsiyum	mg/lt	NA	NA	0,02	0,0
Karbondioksit	mg/lt	4,0	4,0	33,8	33,8
Karbonat	mg/lt	0,1	0,0	0,7	0,0
Bikarbonat	mg/lt	142	2,2	166	6,1
Sülfat	mg/lt	2710	3,5	1087	4,5
Klorür	mg/lt	19360	148	5382	124
Florür	mg/lt	1,3	0,0	0,99	0,01
Silika	mg/lt	0,02	0,0	14	0,3
LSI	+/-	NA	-5,9	-0,3	-5,4
Stiff-David stabilite indeksi	+/-	-0,31	NA	NA	NA
CCPP	mg /lt CaCO ₃	NA	-17	-9,6	-73
Agresiflik indeksi		NA	6,8	11,8	6,7
Larson sabiti		270	118	68	36

Karbonik asit (CO₂), NF ve TO sistemlerinde kalsiyum karbonat kontrolü için yapılan asit ilavesinden kaynaklanmaktadır. Dekarbonaziasyon veya

fazla karbonik asitin alınması, pH artışının da artmasına neden olmaktadır. Dekarbonatörler, hidrojen sülfür (H₂S) gazının bulunduğu ve uçurulması gerektiği ortamda gaz uçurma prosesi olarak adlandırılmaktadır. Dekarbonizasyon, Henry kanunu ile açıklanmaktadır. Henry kanununa göre bir gazın çözünürlüğü, kısmi basıncı ile doğru orantılıdır. Burada, karbonik asit hava fazına geçmektedir. Uygulanan metodlar, kuleli havalandırma, tablalı havalandırma ve son zamanlarda kullanılmaya başlayan ve TO artırılmış suyundan karbonik asiti almaya yarayan içi boşluklu fiber membranlar ile havalandırmadır. Dekarbonizasyon diğer son arıtma birimleri ile birlikte uygulanmaktadır. Bu durumda karbonik asitin bir miktar bikarbonat alkalinitesine dönüşmesi söz konusudur. Dekarbonizasyon ile birlikte pH ayarlamasının yapılması daha ekonomik olmaktadır. Çünkü karbonik asitin uçurulması pH'yı kendiliğinden bir miktar artırmaktadır (AWWA, 2007).

Alkalinite İlavesi ve Geri Kazanılması

pH ayarlama ile karbonik asitten bikarbonata dönüştürmek için yüksek konsantrasyonda karbonik asit suda bulunmadığında, alkaliniteyi ayarlamak için kimyasal ilavesi gerekmektedir. Hidroksit ilavesi, sudaki alkaliniteyi ve pH'yı artırmaktadır. Aşağıdaki metodlar suya alkalinite ilavesi veya geri kazanımı için uygulanabilir:

- Karbonik asit içeren suya kostik veya kireç ilavesi
- Kostik veya kireç ilavesinden sonra karbonik asit ilavesi
- Sodyum karbonat veya sodyum bikarbonat ilavesi
- Dolomit filtre isimli kireç taşı filtrelerinden geçirme

Karbonik asit içeren suya kostik veya kireç ilavesi, alkalinite geri kazanımı olarak adlandırılmaktadır. Karbonik konsantrasyonları yüksek olduğunda, maliyeti azaltmak için alkalinite geri kazanımı ve dekarbonizasyon tesisinin birleştirilmesi gerekebilir. Karbonik asit düşük olduğunda, gaz olarak karbondioksit ilavesi yapıp, bikarbonat

alkalinitesine dönüştürülebilmektedir. Karbonat alkalinitesi ilave etmek için sodyum karbonat veya sodyum bikarbonat kullanıldığında maliyet artmaktadır. Bu durumda, çıkış suyundaki sodyum konsantrasyonlarının standartlar açısından iyi analiz edilmesi gerekmektedir. Dolomit (kireç taşı) filtrelerde, alkalinite ve kalsiyum sertliği ilave etmek için kullanılan bir diğer metoddur. Su filtreden geçerken, kalsiyum ve karbonat suda erimektedir (AWWA, 2007).

Sertlik İlavesi

Korozyon kontrolü için fiziksel bir bariyer olarak boruların üzerinde birikmiş kalsiyum karbonat çökelekleri kullanılabilir. TO çıkışına sertlik ilave etme yöntemleri aşağıda verilmiştir.

- Ham su ile karıştırma
- Kireç ilavesi
- Dolomit (kireç taşı) filtreleri

Ham su ile karıştırma, klorür konsantrasyonunun düşük olduğu durumlarda uygulanmaktadır. Klorür yüksek ise çıkışta klorür standardını yakalamak zor olabilmektedir. Bu uygulamalarda, Larson oranı kontrol edilmelidir. Ayrıca, karışım suyunda diğer parametrelerinde uygunluğu iyi bir şekilde kontrol edilmelidir. Artırılmış suya kireç genellikle sönmüş formda atılmaktadır.

Sönmüş kireç çözünürlüğünün pH ve sıcaklığa bağlı olarak değiştiği gözönüne alınmalıdır. Kolaylıkla çözünmediği için suya karıştırıldıktan sonra bulanıklık oluşabilmektedir. Ayrıca, su sıcak ise sönmüş kirecin çözünmesi daha uzun zaman almaktadır. 25 °C nin üstündeki sıcaklıklarda, sönmüş kirecin çözünürlüğünü artırmak için bazı yöntemler de uygulanmaktadır. Bu yöntemlerden birisi, karbonik asit ilavesini birden fazla noktadan yapmak ve ayrı bir kireç temas tankı kullanmaktır (Bu şekilde 5-10 dakikalık temas süreleri sağlanmaktadır).

Kirecin bir diğere ilave yöntemi, büyük temas süreleri sağlamak için sirkülasyon pompaları kullanarak kirecin su deposunda ilave edilmesidir. Bu yöntem bazı desalinasyon sistemlerinde kullanılmaktadır. Dolomit (kalsit filtreler) filtrelerin kullanılması Amerika'da pek yaygın olmasa da, özellikle Avrupa ve Orta Doğu'da yaygındır. Karbonik asit ilavesi ile de birlikte kullanılmaktadır. Larnaka desalinasyon tesisinde, dolomit filtreler kullanılmaktadır. Bu yöntemin iki üstünlüğü, artırılmış suyun temas süresi ve en sonda ilave bir filtre olmasıdır. Granüler filtrelerden daha büyük yükleme oranına göre tasarlanmaktadır. Yatak yükseklikleri 2,5-3,5 m olabilir. Karbondioksit veya karbondioksit ilavesi olmadan tasarlanabilir. %10-15 lik bir dolomit kaybı olduğunda yenisi ilave edilir. Maliyeti, sönmüş kirece göre 1,2-2 kat daha fazladır. Sönmüş kireç mi veya dolomit mi olacağına, maliyeti, fazla sönmüş kireç dozlama riski ve işletme kolaylığı gibi etkenler ile karar verilmektedir (AWWA, 2007).

Korozyon Önleyiciler (İnhibitörleri)

Suyun korozyonluğunun önlenmesi için NF/TO ile artırılmış suya bazı inhibitörler ilave edilebilmektedir. Fosfat ve silika inhibitörler, boru çepherlerini sarıp, korozyonu azaltıcı etki gösterebilirler. Ortafosfat, boru malzemesi ile reaksiyona girip, boru çepherini kaplamaktadır. Silika ise boru çepherleri üzerinde camsı bir cidar oluşturmaktadır. Bu inhibitörler, korozyon hemen oluşmaya başladığında ilave edilirler. Başlangıçta, oldukça kalın bir cidar oluşturmak için yüksek dozajda uygulanırlar. İlave edildikten sonra iyi bir karışım sağlanmalıdır.

Son Arıtma Su Kalitesi Modelleme

Son arıtmada kullanılan kimyasalların etkisini araştırmak için, korozyon kontrol modelleri kullanılmalıdır. AWWA tarafından önerilen bazı modeller, dezenfektant etkisini içerirken, birçok TO tasarım programı, dezenfektant etkisini içermektedir.

Deniz suyu TO sistemleri, karbondioksit ilavesi, sonrasında ise pH artırmak için kireç ilavesi, karbonik asiti bikarbonata dönüştürmek için alkalinite ilavesi (ayrıca son arıtma sonrası suda istenen özellik) gerektirmektedir. Alkalinite olarak, minimum 40 mg/lt CaCO_3 gerekmektedir. Ancak bu şekilde Larson oranı, 5'in altına indirilebilmektedir. Deniz suyu sıcaklığı, kirecin çözünmesi için yeterlidir. Alternatif olarak dolomit filtre kullanılabilir. Sodyum hipoklorit, dezenfektan olarak kullanılabilir. Ayrıca, sodyum hipoklorit ilavesi pH'yı da artırmaktadır. Dezenfektan olarak klor gazı kullanılırsa, pH ve alkaliniteyi artırmak için ilave bir kireç gerekebilmektedir.

Tablo 7.44'te belirtildiği üzere yeraltı suyunda 34 mg/lt CO_2 vardır. Bunun, % 60'ını gidermek için dekarbonizasyon ünitesi olmalıdır. Geri kalan karbondioksit, kireç ilavesi ile bikarbonata dönüşmektedir.

Tablo 7.44 Model TO ve son arıtma çıkışı su kaliteleri (AWWA, 2007)

Parametre	Birim	Deniz suyu		Kuyu suyu	
		TO çıkışı	Son arıtma çıkışı	TO çıkışı	Son arıtma çıkışı
Sıcaklık	°C	10	10	25	25
pH		6,1	8,5	5,5	8,2
Alkalinite	mg/lt CaCO_3	3	50	6	55
TÇM	mg/lt	251	311	216	270
Kalsiyum	mg/lt	0,6	15	1,0	20,4
Karbondioksit	mg/lt	4,0	0,2	33,8	0,6
Karbonat	mg/lt	0,0	1,0	0,0	0,4
Bikarbonat	mg/lt	2,2	58	6,1	65
Sülfat	mg/lt	3,5	3,5	4,5	4,5
Klorür	mg/lt	148	148	124	124
LSI	+/-	-5,9	+ 0,6	-5,4	+ 0,6
CCPP	mg/lt CaCO_3	-17	+ 4,2	-73	+ 4,2
Agresiflik indeksi		6,8	12,5	6,7	12,3
Larson sabiti		118	4,5	36	3,4

Son zamanlarda CCPP (Kalsiyum karbonat çökelme potansiyeli) indeksi kullanılmaya başlanmıştır. LSI ve Agresiflik indeksi de kullanılan diğer indekslerdir. LSI ve agresiflik indeksleri, genel çökelme potansiyeli hakkında bilgi verirken, kalsiyum karbonat çökmesi konusunda dikkatli kullanılmalıdır. Son zamanlarda, Kalsiyum karbonat çökmesi için CCPP kullanılması daha tercih edilir hale gelmiştir.

Arıtılmış Su ile Ham Suyun Karıştırılması

Bazı TO tesislerinde, üretimi artırmak ve arıtılmış suyun alkalinitesini artırmak için ham su karıştırmak gerekebilmektedir. Ayrıca, baypas işlemi, TO sonrasında konsantrasyonu çok düşen iyonların da karışması açısından uygundur. Baypas hattı, debimetre ve kelebek vana ile teşkil edilip, gerektiğinde otomatik olarak çıkış su kalitesine göre baypas oranı değiştirilebilmektedir (AWWA, 2007).

Dezenfeksiyon

Genellikle, daha verimli olduğu için ve arıtılmış suda düşük konsantrasyonda organik madde bulunduğu ve dezenfeksiyon yan ürünü oluşumu azaldığı için, klor tercih edilir. Fakat, değişik uygulamalarda değişik dezenfektantlarda uygulanabilir..

7.2.3.6. Diğer Ekipmanlar

Membran sistemindeki diğer birimler, membran yıkama sistemi, enstrümantasyon ve kontrol, elektrik sistemi, acil durum jeneratörleri, laboratuvar ekipmanları ve diğer servis ekipmanlarıdır. Diğer bina ve sistemler, idare binaları, işletme ve bakım binaları, katı atıkları işleme ve uzaklaştırma sistemi ve tesis yangın koruma sistemi ve tesis kullanım suyu ve kanalizasyon sistemidir. Membran temizleme, kimyasal atığı uzaklaştırma ve membran yıkama sistemleri de membran sisteminde bulunması gereken sistemlerdir.

Membran Temizleme Sistemi

Membran temizleme sistemi (CIP), bir veya daha fazla CIP tankı (mikserler ile donatılmış ve/veya ısıtma ve soğutma sistemleri ile), temizleme pompaları, kartuş filtreler, hamsu ve resirkülasyon pompaları, enstrümantasyon ve güç temini ve kontrol ekipmanlarıdır. Temizleme kimyasalı hazırlamak için, CIP sistemine kloru alınmış su temin edilmektedir. Toz veya sıvı temizleme kimyasalları, direkt olarak CIP tankına, ayrı küçük çözelti tankına veya CIP temizleme kimyasalı besleme hattına verilebilmektedir.

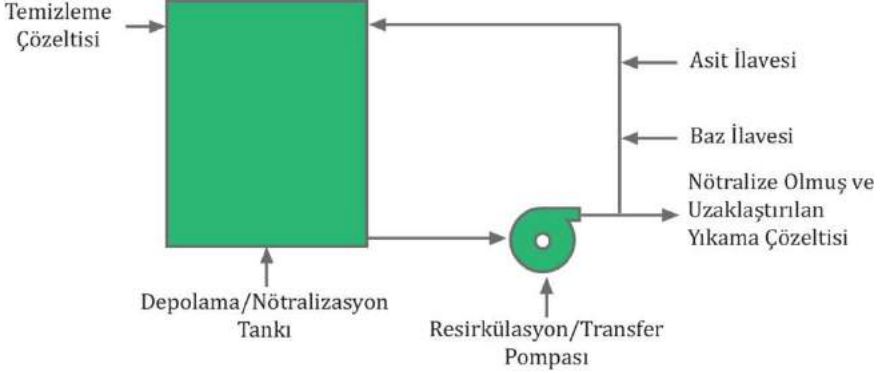
Küçük membran sistemleri için CIP tankından membrana giden ve gelen hatta plastik borular kullanılmaktadır. Büyük sistemlerde ise daha sert borulama kullanılmalıdır. Temiz su hattı ile karışmasını önleyici önlem alınmalıdır.

Membran temizleme çözeltileri, 40°C'ye varan yüksek sıcaklıklarda hazırlanmaktadır. Sıcaklığı artırmak için daldırma ısıtıcılar veya buhar eşanjörleri kullanılabilir. NF ve TO için bazen 25 °C sıcaklıklarda yeterlidir. Membranın dayanım sıcaklığını geçme olasılığının olduğu durumlarda, sistemde soğutma sistemi de bulundurulmaktadır.

Temizleme çözeltisi, CIP tankından membrana ve sonra tekrar CIP tankına olmak üzere geri devirli bir şekilde yüksek debi ve düşük basınçta işletilmektedir. CIP pompası çıkış basıncı, 4-5 bar, debisi ise 20,3 cm (8 inç) element başına 8-9 m³/st olabilmektedir. CIP sistemi, temizlenecek membran kabı başına göre boyutlandırılmaktadır. 2-3 kademeli olanlarda, birinciden çıkan kirliliği diğerine sokmamak için her bir kademe ayrı olarak temizlenmektedir. Böyle durumlarda CIP sistemi ilk kademeye göre boyutlandırılmaktadır.

Membran yıkama çözeltisi, yıkama işlemi bittikten sonra düzenli bir şekilde uzaklaştırılmalıdır. İlave bir arıtma da gerekebilir. Eğer uygun ise kanal sistemine verilebildiği gibi, konsantre uzaklaştırma sistemi ile de uzaklaştırılabilir (derin kuyu enjeksiyonu). Kanala deşarj öncesinde,

pH nötralizasyonu yapılmaktadır. Temizleme çözeltisi hazırlama tankı içerisinde arıtılabildiği gibi, ayrı bir arıtma sistemi de planlanabilmektedir. Şekil 7.72'de nötralizasyon hattı akım diyagramı verilmiştir.



Şekil 7.72 Tipik bir NF/TO temizleme sistemi akış diyagramı (AWWA, 2007)

Membran Yıkama Sistemi

Membran sistemleri durudurulduğunda, osmoz olayını engellemek için ham su ve konsantre akımları membran sisteminden uzaklaştırılarak (arıtılmış su ile sistemi yıkayarak), membran üzerinde çökelebilecek kirleticilerin birikmesi (çökelek oluşumu, mikrobiyal büyüme vb) önlenmektedir. Bir çok sistemde, sistem durduğunda otomatik yıkama sistemi vardır. Deniz suyu sitemlerinde özellikle membranlar, arıtılmış su ile yıkanmaktadır. Bu sistemde, yıkama pompası ve yıkama tankı bulunmalıdır (AWWA, 2007).

Enstrümantasyon ve Kontrol

Enstrümantasyon ve kontrol sistemleri, membran ve pompaların korunması için otomatik durma sistemini içeren fakat el ile kontrol

edilen basit sistemler olabildiği gibi, çok kompleks SCADA sistemlerini de içermektedir. SCADA sistemi, PLC sistemleri ve merkezi bir bilgisayardan kontrol edilen (membranlar ve yüksek basınç pompasına yakın) uzaktan kontrol birimlerini de içermektedir.

Otomatik kontrollü olarak tasarlanan sistemler, kimyasal dozlama birimlerini de izlerler ve alarma ve raporlama yapabilme özellikleri de vardır. Membran performansının izlenmesi için ayrı PC'ler de kullanılmaktadır. Buna göre işletme yapılması gerekli düzenlemeler yapılır (AWWA, 2007).

İzleme ve Kontrol Sistemleri

SCADA Sistemi

Bir tesis izleme sistemi, bilgi ve kontrol ağı olmak üzere iki ağ düzeninden oluşmaktadır. Bilgi sistemi, merkezi bir odadaki, PC'ler, yazıcılar vb'den oluşmaktadır. Kontrol sistemi ise PLC'ler, paneller ve fiber optik vb sistemlerden oluşmaktadır.

Programlanabilir Kontrolörler

PLC sistemleridir. PLC'ler arıtma durumunu, kimyasal yıkama, raporlama için izleme ve alarm durumlarını kontrol etmektedir.

İnsan-Makina Arayüzü

HMI, grafik kontrol ekranları, alarm durumları, data sunumu, kaza kaydı ve diğer durumları kaydetmektedir. HMI yazılı, PLC ve merkezi bilgisayar sistemi ile uyumlu olmaktadır.

Yerel Kontrol Panelleri

Bu paneller, orta ve büyük ölçekli tesislerde kullanılırlar (Debisi 20000 m³/gün'den büyük sistemler). Bu paneller, büyük sistemlerde merkezi kontrol birimine uzak olan noktalara (Ham su pompaları, arıtılmış su depoları vb) yerleştirilirler.

Kontrol Fonksiyonları

Kontrol sistemi, operatör tarafından kontrol edilen el kontrol üniteleri veya PLC tarafından kontrol edilen otomatik kontrol düzenleri olabilir. El veya otomatik kontrol düzenekleri aşağıdaki birimleri için kullanılabilir.

- Membran girişi - normal işletmeye alma, durdurma ve acil durdurma
- Ham su alma pompası
- Ön arıtma birimleri
- Yüksek basınç pompası
- Membranlar
- Enerji geri kazanım üniteleri
- CIP sistemi
- Atık kimyasal yıkama çözültisi
- Gaz uçurma
- Arıtılmış su transfer pompaları
- Konsantrasyon sistemi
- Kimyasal besleme sistemi
- Servis pompaları

Alarm ve İzleme Parametreleri

Bir membran tesisinde minimum olarak aşağıdaki parametreler ölçülür:

- Ham su pH, iletkenlik, bulanıklık ve sıcaklık

- Ham su debi ve basınç
- TO arıtılmış su ve konsantre suyu debileri ve geri kazanım
- TO arıtılmış su, konsantre suyu ve son arıtma çıkışı iletkenlikleri
- Gaz uçurma çıkış pH'sı
- Arıtılmış su deposunda pH ve bakiye klor
- Tesis toplam konsantre debisi
- Membran kontrol vanasının durumu
- Membran girişi, aşamalar arası ve konsantre basınçları
- Arıtılmış su tankı seviyesi
- Servis pompası basıncı

Bu parametreler için istenen değerler aşıldığında, alarmlar devreye girmelidir.

Membran Ünitelerinin Durması

Membran tesisi, el ile veya otomatik olarak aşağıdaki durumlarda durmalıdır;

- Ham su pompası, kritik kimyasal besleme pompası, servis pompası vb arızalandığında
- Ham su basıncı, minimum seviyenin altında ise
- Ham suda, pH ve bulanıklık çok değişmiş ise
- Arıtılmış su tankı dolmuş ise
- Enerji kesilmesi halinde

UPS Sistemi

UPS sistemi özellikle, izleme ve kontrol birimleri için yerleştirilmelidir. Minimum 30 dakika enerji sağlayabilmelidir (AWWA, 2007).

Enstrümantasyon

Bir TO sisteminde bulunması gereken en basit kontrol üniteleri, kontrol vanaları ve ölçme için kullanılan debi, basınç, iletkenlik, pH, sıcaklık ve seviye ölçerlerdir.

Bu aletlerin nerelere koyulacağı, tasarım aşamasında belirlenir. Bu aletlerin yerleştirildiği yerde, türbülans ve titreşime maruz kalmamaları gerekmektedir. Ayrıca, zaman zaman bunların kalibrasyonlarının yapılabileceği için kolay erişilebilir noktalara koyulmalıdırlar.

Debimetreler

Magnetik debi ölçerler veya rotametreler kullanılabilir. Magnetik olanlar, daha çok büyük tesislerde tercih edilirler. Düşük debilerde, tam olarak hassas sonuç alınamayabileceği için seçilecek debimetrelerde dikkatli olunmalıdır. Rotametreler, daha çok küçük tesislerde kullanılır.

Basınç Ölçerler

Basınç ölçerlerde iki tiptir. Bunlar, geleneksel göstergeli tipler ve elektronik basınç ölçerlerdir. Geleneksel basınç ölçerler, yerel olarak operatörün izlemesi için yerleştirilmektedir. Elektronik basınç ölçerler, çok hassastırlar ve membrandaki basınç farklılığını izlemek için kullanılmaktadır. Ön arıtma filtrelerindeki, kartuş filtrelerdeki ve membrandaki her bir aşamadaki basınç farklılıklarının belirlenmesi için kullanılmaktadırlar.

İletkenlik Ölçerler

Ham su ve arıtılmış su kalitesi iletkenlik ölçer ile izlenmektedir. Basınç ölçerler gibi, yerel veya uzaktan okunmalı olabilirler. İletkenlik, online ölçülüyor olsa da, tekil olarak ta ölçebilmek için ham su, membran giriş ve çıkış suyu, en son arıtma çıkışı gibi belirli noktalara numune alma noktaları yerleştirilmelidir. İletkenlik, $\mu\text{S}/\text{cm}$ ile ölçülmektedirler. Son

arıtma çıkışındaki yüksek iletkenliklere karşı duyarlı olmalı ve merkezi kontrol sistemine alarm gönderebilmelidir.

Sıcaklık ve pH Ölçerler

Sıcaklık daha çok ham su ile ilgilidir. Eğer sıcaklık ortalama sıcaklık değerini 5 °C aşarsa alarm vermelidir. pH'da da çok en son arıtma çıkışı için önemlidir. Ancak, girişe de yerleştirilebilir. Kimyasal temizleme kimyasalının sıcaklığı da izlenebilir.

Seviye Sensörleri

Arıtılmış su tankı, kimyasal yıkama tankı gibi tanklarda kullanılır. Korozyona karşı, dirençli olmalıdırlar. Ölçülen seviyeler, PLC aracılığı ile merkezi kontrol odasına iletilmektedir (AWWA, 2007).

Elektrik Sistemi

Pompalar, otomatik izleme ve kontrol birimleri, elektrik ile çalışmaktadır. Küçük sistemler, merkezi sisteme bağlanabilirler. Ancak büyük sistemler, yeni bir güç kaynağı gerektirirler. Bazı durumlarda, acil durum jeneratörleri kullanılırlar. Değişken hızlı pompaların kullanılması, enerji kullanımını azaltmaktadır.

7.2.3.7. Atık Uzaklaştırma

Membran sistemlerinde atık iki şekilde oluşmaktadır. Bunlar, membrandan çıkan konsantre akımı ve kullanılan membran temizleme kimyasallarıdır. Konsantre akımı, yüksek oranda ham sudan alınmış çözülmüş ve partiküler madde ve ön arıtma kimyasallarını içerebilmektedir. Atık membran temizleme kimyasalları, yüksek oranda temizleme kimyasalları ve temizleme sırasında membran üzerinde sökülen kirleticileri içermektedir. Konsantre akımı, sürekli oluşurken, atık membran kimyasalları, 3-12 ay aralığında değişen sürelerde

oluşmaktadır. Ayrıca, konsantre debisi, atık membran kimyasallarının debisinden çok yüksektir.

Atıkların Karakterizasyonu

Konsantre Akımı

NF/TO membranları, yüksek kalitede su ürettikleri için (kirleticileri membranda tuttukları için), konsantre akımı oldukça kirli çıkmaktadır. Dolayısıyla, konsantre akımının konsantresi, direkt olarak ham su kalitesi ile orantılıdır. Konsantrasyon akımındaki kirletici konsantrasyonu, hamsu olarak yeraltı suyu kullanıldığında, ham su konsantrasyonunun 4 ile 10 katı kadardır. Hamsu olarak deniz suyu kullanıldığında ise konsantrasyon akımındaki kirletici konsantrasyonu deniz suyu konsantrasyonunun 1,5 ile 2,5 katı kadardır. Bu oranlar, membranların giderme verimleri ve geri kazanım oranı ile ilgilidir. Ön arıtma kullanıldığı durumda, membrana doğru daha az bir partikül girişi olmaktadır. Bundan dolayı, ön arıtmada inorganik kirleticilerin (koagülantlar kullanılır ise sulfat, klorür ve demir) ve organiklerin (polimer ve sülfürik asit kullanılmasından dolayı) konsantrasyonu bir miktar artmaktadır. NF ve TO konsantre akımında partikül konsantrasyonu, 10 mg/l'nin altındadır. NF ve TO membranlarının giderme verimleri de farklı olduğu için, konsantreleri de aynı ham su için farklı karakterde olabilmektedir. NF konsantresi daha az tuzludur ve iki değerlikli iyonların konsantrasyonu, tek değerliklilere göre fazla olmaktadır. Deniz suyu arıtımında TO konsantresindeki TÇM seviyesi çok yüksek olmaktadır.

Daha önce de bahsedildiği üzere, konsantre konsantrasyonu, geri kazanım ve membran giderimine göre değişmektedir. Yeraltı suyu arıtımında, geri kazanım oranı, % 80-90 iken, deniz suyu arıtımında bu oran, % 40-65 olmaktadır. Tipik bir suyun, TÇM, su geri kazanımı ve konsantre TÇM değerleri Tablo 7.45'te verilmiştir. Bu tablodaki değerlerde membran giderme verimleri yüksek tutulmuştur.

Desalinasyon sistemi konsantrisinde, iyi bir ön arıtmadan dolayı AKM konsantrasyonu 10 mg/lt'nin altındadır. Çökelek önleyicilerin konsantrasyonu (fosfat, organik polimer vb) ise 30 mg/lt'nin altındadır.

Tablo 7.45 Tipik bir NF/TO tesisi konsantre kalitesi (AWWA, 2007)

Parametre	Yüzey suyu	Konsantrasyonu düşük yeraltı suyu	Konsantrasyonu yüksek yeraltı suyu	Deniz suyu
Hamsu TÇM, mg/lt	200-400	400-500	500-10000	30000 - 40000
Geri kazanım, %	80-90	80-90	65-85	40-65
Konsantre TÇM, mg/lt	1330-2660 (%85)	2660-3330 (%85)	2000-40000 (%75)	60000 - 80000 (%50)

Atık Yıkama (CIP) Kimyasalları

Membranların zamanla performansları azaldığı için yıkamaları yapılmaktadır. Yıkama kimyasalları bazik veya asidik karakterde olabilmektedir. Membran üzerindeki kirleticilerde temas edince, asidik olanın pH'sı bir miktar yükselmekte, bazik olanın ise bir miktar azalmaktadır. Değişik membran üreticileri değişik formülasyonda değişik kimyasallar üretebilmektedir. Membran yıkama kimyasallarının hacmi, aşağıdaki faktörlerin fonksiyonudur.

- Membran prosesi ve modül tertip tarzlarının
- Membran kapasitesinin
- Sistem tasarım şartlarının (akı, geri kazanım, kademelendirme vb)
- Temizleme sistemi tasarımı (boru çap ve uzunlukları)
- Temizleme sıklığı

Genellikle, NF ve TO membranından çıkan temizleme kimyasalı hacmi, membran alanının fonksiyonudur (1,2 lt/m²). Bu hacim, membran temizlemeden sonra, membranı yıkama kimyasallarından temizlemek için kullanılan temiz su hacmini içermemektedir. Ayrıca, borularda kullanılan hacimde gözönüne alınarak bu hacim belirlenmektedir. Bu hacim, her bir kimyasal için spesifiktir. Yıkama kimyasalları toplam hacmi, toplam arıtılan suyun %0,1'inden daha düşüktür. Kirletici türüne bağlı olarak, bazen asidik bir yıkamadan sonra bazik bir yıkama yapılabilir. Ünitelerde, kendi içinde ayrı olarak yıkanır. İki kademeli bir sistemde, önce birinci kademe, sonra ikinci kademe ve sonra her ikisi birlikte yıkanmaktadır. Diğer bir yöntem ise birinci kademeyi iki kere ve diğer ikinci kademeyi ise iki kere yıkamaktır. Yıkama çözeltisi, deterjanlar, yüzey aktif maddeleri, asit, baz ve kullanılan diğer kimyasalları içermektedir. Bu çözeltinin uzaklaştırılması gerekmektedir.

Atıkların Uzaklaştırılması

Bir NF ve TO sisteminin konsantre akımının başarılı bir şekilde yönetilmesi, çok kiritik bir durumdur ve değişik alternatifler, standartlar, ilk yatırım ve işletme maliyeti ve diğer durumlara bağlı olarak iyi bir şekilde değerlendirilmelidir. Eğer, konsantre akımının uzaklaştırılması mümkün veya ekonomik değil ise o membran sistemini de uygulamak mümkün olmayabilir. Alternatiflerin değerlendirilmesi, uzun süreli performanslarda önemlidir.

Deniz suyu konsantrasyonunun geleneksel uzaklaştırma yöntemi, denize tekrar deşarj edilmesidir. Konsantrasyonun hacmi ve konsantrasyonu, diğer metodların uygulanmasını sınırlamaktadır. Denize deşarjda, aşağıdaki faktörler etkili olmaktadır.

- Yerel ekosistemin durumu
- Deşarjın kapasitesi
- Akım yönleri

Konsantre akımında potansiyel olarak etkili olabilecek kirleticiler aşağıda verilmiştir:

- Ham sudaki kirleticiler
- Alıcı ortamdaki kirlilikten daha yüksek bir kirlilik
- Ön arıtmadan gelen kimyasallar
- Yıkama kimyasallarından ve diğer mekain ekipmandan kaynaklanan ağır metaller
- Yıkama kimyasalların gelen diğer kirleticiler
- Dezenfeksiyondan kaynaklanan klor
- Deklorizasyondan gelen sodyum bisüfit gibi kimyasallar
- Sudaki klorun organik maddeler ile teması sonrasında oluşan toksik maddeler
- Düşük çözünmüş oksijen konsantrasyonu
- pH farklılığı
- Antiskalantlar
- Sıcaklık farklılığı

Alıcı ortam, tuzluluktaki düşük değişimleri veya kısa süreli yüksek konsantrasyondaki değişimleri tolere edebilirken, sürekli deşarjlar kalıcı etkiler bırakabilmektedir.

Konsantrenin etkisi, alıcı ortamda meydana getirdiği etki ile belirlenebilir. Deşarj edildiği yerde, konsantre bir akım daha sonra deniz akıntularına bağlı olarak gittiği yöne doğru konsantrasyonu azalmaktadır. Bazı denizlerde iyi bir karışım ortamı var iken, bazı yerlerde düşük karışım olmaktadır. İyi karışım olan yerlerde, çevresel etki minimize olmaktadır. Deşarj hattı sonunda difüzör kullanılması, daha iyi bir karışım sağladığı için etkileri azaltmaktadır (AWWA, 2007).

7.2.3.8. Tasarım Kriterleri ve Adımları

Bir NF/TO membran sistemini tasarlamak için aşağıdaki adımlar takip edilmektedir (Dow, 2017).

Adım 1: Arıtılacak suyun kaynağının, kalitesinin, besleme/ürün akışının ve istenen ürün kalitesinin değerlendirilmesi

Membran sistemlerinin tasarımı, mevcut besleme suyuna ve uygulamasına bağlıdır. Bu nedenle öncelikle sistem tasarım bilgileri ve besleme suyunun analizini içeren bilgiler toplanmalıdır.

Adım 2: Akış tertip tarzının ve kademe sayısının seçilmesi

Desalinasyon prosesi için standart akış tertip tarzı piston akıştır. Piston akışlı bir sistemde element sayısı küçük olduğunda yeterli miktarda yüksek geri kazanım sağlayamamaktadır. Bu nedenle küçük veya büyük sistemlerin ticari uygulamalarında konsantrenin geri devredilmesi sık kullanılan bir yöntemdir. Konsantrenin geri devrettirilmesi, proses sınırları ya da atıksu gibi akımda uygulanabilmektedir.

NF/TO sistemleri genellikle sürekli işletmede olarak tasarlanmakta ve tesisteki her membran elementinin işletme şartları zamana göre sabit olmaktadır. Bununla birlikte belli uygulamalarda, kesikli işletme de kullanılmaktadır. Besleme suyu bir tankta biriktirilmekte ve periyodik olarak arıtılmaktadır. İşletme sırasında besleme tankının besleme suyu ile tekrar doldurulması ile kesikli işletme modifiye edilebilmektedir. Bu işletme şekline yarı-kesikli mod adı verilmektedir. İki kademeli sistemler iki adet konvansiyonel TO sisteminin kombinasyonu şeklindedir. Bu sistemde, ilk kademedenin süzüntüsü ikinci kademedenin beslemesi olarak kullanılmaktadır. Her iki TO sistemi tek kademeli ya da çoklu kademeli ve piston akımlı ya da konsantre geri devirli olabilmektedir. İlaç sanayi ya da tıbbi kullanım için yapılan su üretimleri tipik süzüntü kademeli sistemlerdendir.

Adım 3: Membran element çeşidinin seçilmesi

Elementler, besleme suyunun tuzluluğu, besleme suyunun tıkanma oluşturabilme eğilimi, gerekli arıtma ve enerji ihtiyaçlarına göre seçilmektedir. 2,3 m³/st'ten daha büyük kapasiteli sistemler için

standart element boyutu 8 inç çap ve 40 inç uzunluk şeklindedir. Daha küçük sistemler için daha küçük elementler de mevcuttur. Yüksek kalitede su ve oldukça düşük tuzluluk gerektiren uygulamalarda, iyon değiştirme reçineleri sıklıkla TO süzüntüsünü daha da kaliteli hale getirmek için kullanılmaktadır.

Adım 4: Ortalama membran akısının seçilmesi

İşletme akısı, J (lt/m².st) pilot çalışmalardan elde edilen verilere, müşteri tecrübesine ya da besleme kaynağının özelliklerine göre belirlenen tipik tasarım akılarına göre seçilebilmektedir.

Adım 5: Gerekli element sayısının hesaplanması

Gerekli element sayısı için, N_E :

$$N_E = \frac{Q_p}{J S_E} \quad (7.40)$$

formülü kullanılır. Burada,

- Q_p : Süzüntü tasarım debisini
 J : Tasarım akısını
 S_E : Seçilen elementin membran yüzey alanını (m²)

ifade etmektedir.

Adım 6: Gerekli basınç kabı sayısının hesaplanması

Basınç kabı sayısı,

$$N_V = \frac{N_E}{N_{EpV}} \quad (7.41)$$

ile hesaplanmaktadır. Burada,

- N_E : Element sayısını
 N_V : Basınç kabı sayısını
 N_{EpV} : Basınç kabı başına düşen element sayısını

ifade etmektedir. Denklemdaki bölümden elde edilen sonuç en yakın tam sayıya yuvarlanmaktadır. Büyük sistemler için, 6 elementli kaplar standarttır, ama 8 elemente kadar element içeren basınç kapları da mevcuttur. Daha küçük ya da kompakt sistemler için daha kısa kaplar seçilebilmektedir. Bir veya birkaç elemente sahip küçük sistemler çoğunlukla, besleme/konsantre kanallarındaki uygun debiyi sağlamak amacı ile konsantre geri devri için tasarlanmaktadır.

Adım 7: Kademe sayısının seçimi

Kademe sayısı, beslemenin sistemi terk edip konsantre olarak deşarj edilmesine kadar geçtiği seri halinde basınç kabı sayısını tanımlamaktadır. Her kademe paralel olarak belli sayıda basınç kabı içermektedir. Kademe sayısı, sistemdeki planlanan geri kazanıma, her kaptaki element sayısına ve besleme suyu kalitesine bağlıdır. Eğer yüksek sistem geri kazanımı isteniyor ise ve besleme suyu kalitesi düşük ise sistem daha uzun olmakta ve seri halde daha çok element içermektedir. Örneğin, ilk kademede 6-elementli 4 kap ve ikinci stagede 6 elementli 2 kap içeren bir sistem, seri halde 12 elemente sahiptir. 3 kademeli ve 4 elementli kaplara sahip bir sistem de, 4:3:2 düzenine sahiptir ve seri olarak bu sistem de 12 element içermektedir. Tipik olarak, seri element yerleşimi sistem geri kazanımı ve aşağıda verilen Tablo 7.46 ve Tablo 7.47'de gösterilen tuzlu ve deniz suyu sistemlerindeki kademe sayısı ile bağlantılıdır. Tek kademeli sistemlerde eğer konsantre geri dönüşümü kullanılacaksa, yüksek geri kazanımlar için tasarlanabilir. Deniz suyu sistemlerinde geri kazanım, tuzlu su sistemlerinden daha düşüktür. Geri kazanıma bağlı olarak kademe sayıları Tablo 7.47'de gösterilmiştir.

Tablo 7.46 Tuzlu su sistemleri için kademe sayısı

Sistem geri kazanımı (%)	Seri element pozisyon sayısı	Kademe sayısı (6-elementli kaplar)
40-60	6	1
70-80	12	2
8--90	18	3

Tablo 7.47 Deniz suyu sisteminde kademe sayısı

Sistem geri kazanımı, %	Seri element pozisyon sayısı	Kademe sayısı (6-elementli kaplar)	Kademe sayısı (7-elementli kaplar)	Kademe sayısı (8-elementli kaplar)
35-40	6	1	1	-
45	7-12	2	1	1
50	8-12	2	2	1
55-60	12-14	2	2	-

Adım 8: Kademe oranının seçimi

Birbirini izleyen kademelerdeki basınç kapları sayılarının ilişkisi kademe oranı R , olarak adlandırılır. Kademe oranı R ,

$$R = \frac{N_{V(i)}}{N_{V(i+1)}} \quad (7.42)$$

ile ifade edilmektedir. İlk kademede 4 kap ve ikinci kademede 2 kaba sahip bir sistem için R , 2:1'dir. Üç kademeli bir sistemde, ilk kademede 4, ikinci kademede 3 ve üçüncü kademede 2 basınç kabı bulunuyorsa, kademe oranı, 4:3:2'dir. Tuzlu su sistemlerinde, peşpeşe iki kademe (6 elementli kaplar) arasındaki kademe oranı genellikle 2:1'e yakındır ve daha kısa kaplar için bu oran daha düşüktür. İki kademeli 6 elementli deniz suyu sistemlerinde tipik kademe oranı değeri 3:2'dir. Bir sistemde kademelerde şu hususlara dikkat edilmelidir:

- Her kademe aynı oranda geri kazanım ile işletilmelidir.
- Tüm basınç kapları aynı sayıda elemente sahip olmalıdır.

Kademe oranı,

$$R = \left[\frac{1}{1-r} \right]^{\frac{1}{n}} \quad (7.43)$$

formülü ile bulunabilmektedir. Burada,

- R : Kademe oranını
 n : Kademe sayısını
 r : Sistem geri kazanımını

ifade etmektedir. İlk kademedeki basınç kabı sayısı $N_V(1)$, toplam kap sayısından, N_V ve kademe oranı, R 'den hesaplanabilmektedir. İki kademeli bir sistemde ($n=2$) ve üç kademeli bir sistemde ($n=3$) ise ilk kademedeki basınç kabı sayısı:

$$N_{V(1)} = \frac{N_V}{1 + R^{-1}} \quad n = 2 \text{ ise} \quad (7.44)$$

$$N_{V(1)} = \frac{N_V}{1 + R^{-1} + R^{-2}} \quad n = 3 \text{ ise} \quad (7.45)$$

İle hesaplanmaktadır. Bu durumda ikinci kademedeki basınç kabı sayısı $N_{V(2)} = \frac{N_{V(1)}}{1+R}$ şeklinde bulunabilir ve bu şekilde devam etmektedir. Kapların belli bir düzene göre seçilmesi için farklı bir bakış açısı da, ilk kademedeki basınç kabı için besleme debisi ve son kademedeki her basınç kabı için konsantre debisinin dikkate alınmasıdır. Sistem için hem besleme hem de konsantre debisi verilmiştir (süzüntü debisi ve geri kazanımdan). İlk kademedeki basınç kabı sayısı, her 8 inçlik kaptaki besleme debisini 8-12 m³/st olarak sağlayacak şekilde seçilmelidir. Benzer şekilde son kademedeki basınç kabı sayısı, en

sondaki konsantre debisi 3,6 m³/st'ten büyük olacak şekilde seçilmelidir.

Adım 9: Süzüntü debisinin dengelenmesi

Uç elementlerin süzüntü debisi (konsantre ucunda bulunan elementler), normal şartlarda baştaki elementlerden daha düşüktür. Bunun sebebi, besleme/konsantre kanalındaki basınç düşüşü ve beslemeden konsantreye doğru artan osmotik basınçtır. Belli koşullar altında, baştaki elementlerin süzüntü debisi/uç elementlerin süzüntü debisi oldukça yüksek olabilmektedir. İyi bir tasarımın amacı, farklı pozisyonlardaki elementlerin debisinin dengelenmesidir. Bu amaç aşağıdaki yöntemlerle elde edilebilir:

- Kademeler arası besleme basıncının artırılması: Verimli enerji kullanımı için tercih edilmektedir.
- İki kademeli sistemde sadece ilk kademe süzüntü ters basıncı uygulanması: Sistem maliyetinin düşük olması için alternatiftir.
- Hibrit sistem: İlk yerleşimde daha düşük su akılı membranların kullanılması ve son yerleşimde daha yüksek su akılı membranların kullanılmasıdır. Örnek olarak deniz suyu TO sisteminde, ilk yerleşimde yüksek tutunuma sahip deniz suyu membranlarının kullanılması ve ikinci kademede yüksek su üretimine sahip deniz suyu membranlarının kullanılması verilebilir.

Adım 10: Membran sisteminin analizi ve optimizasyonu

Seçilen sistem, bilgisayar programı ile analiz edilmeli ve düzeltilmelidir. Aşağıda buna yönelik bir uygulama ROSA tasarım programı ile yapılmıştır.

- 6 elementli basınç kabı kullanılacaktır.
- Ham su kaynağı (besleme): yüzey suyu, SDI<5
- Toplam süzüntü debisi: 720 m³/gün

- Piston akım seçilir.
- BW30-365 (BW elementi, aktif membran alanı, 33,9 m²)
- SDI<5 olan yüzey su kaynağı için tavsiye edilen ortalama akı, 25 lt/m².st
- Buna göre toplam element sayısı denklem 7.40 kullanılarak

$$N_E = 720 \text{ m}^3/\text{gün} \times (41,67 \text{ lt/st}) / (\text{m}^3/\text{gün}) / 33,9 \text{ m}^2 / 25 \text{ lt/ m}^2.\text{st} = 35 \text{ adet}$$

- Toplam basınç kabı sayısı = 35/6 = 5,83 \cong 6
- %75 geri kazanımlı 6 elementli kap için kademe sayısı = 2
- Kademe oranı 2:1 seçilmiştir.
- Seçilen sistem bilgisayar programı aracılığı ile hesaplanabilir. Bu program besleme basıncını ve sistemin süzüntü kalitesini hesaplamakla birlikte, tüm elementlerin münferit olarak işletme verisini de hesaplamaktadır. Böylece sistem tasarımını, sayıları değiştirerek ve element düzenini ve çeşidini değiştirerek optimize etmek kolay olmaktadır.

7.3. Dünya'daki MF/UF ve NF/TO Uygulamaları

Günümüzde membran filtrasyonu içme suyu arıtımı için büyük bir öneme sahip olup gelecekte de membran filtreleme olan ilgi daha da artacaktır. MF ve UF teknolojisinin hızlı gelişimine bağlı olarak su filtrasyonunda son yıllarda oldukça yoğun olarak kullanılmış ve dünya genelinde içme suyu sistemleri için yüzlerce tesis kurulmuştur. Bunun yanı sıra son yıllarda, MF ve UF teknolojileri nehir suyu, tarım ve evsel atıksular ile kirlenmiş yüzeysel sularının TO ile arıtımında bir ön arıtma birimi olarak da gözönünde bulundurulmalıdır.

7.3.1. Saratoga MF Su Arıtma Tesisi

Saratoga su arıtma tesisi yaklaşık 30000 kişilik bir nüfus için mevsimsel olarak su sağlamaktadır. Tesis kapasitesi 19000 m³/gün'dür. Bulanıklık değeri yüksek olup, 250 NTU değerleri görülmektedir. Su kalitesi, Tablo 7.48'de verilmiştir. Ham su membran ünitelerine bir besleme pompası vasıtasıyla 2,46 bar basınca kadar basınçlandırılarak verilmektedir. Tesis için tipik geri yıkama aralığı 22 dakikadır ve geri yıkama süresi 2,5 dakikadır. Arıtma verimini arttırmak için geri yıkama suyu lagünlere verilmektedir. Bu lagünlerden sisteme tekrardan su çevrimi yapılarak toplam verim %98'lere çıkarılmaktadır. MF üniteleri, bütün bulanıklık aralıklarında hatta besleme bulanıklığı 250 NTU mertebelerine ulaştığında bile 0,2 NTU mertebelerine kadar arıtma sağlamıştır (Tablo 7.48) Membranları temizleme işlemi özel bir alkali temizleyici ve sitrik asit ile sağlanmaktadır. Membran sağlamlık testi ise her 24 saatte bir basınç düşmesi metodu kullanılarak yapılmaktadır (AWWA, 2005).

Tablo 7.48 Saratoga deresindeki tipik su kalitesi karakteristiği ve MF çıkış suyu (AWWA, 2005)

Parametre	Giriş	Çıkış
Sıcaklık (°C)	5–25	
En yüksek bulanıklık, NTU	250	<0,2
Ortalama bulanıklık, NTU	5	<0,2
Toplam Organik Karbon, mg/l	Düşük	<0,5
Alg	Düşük	

7.3.2. Manitowoc MF Su Arıtma Tesisi

Manitowoc MF su arıtma tesisi, 34000 kişinin suyunu arıtmakta olup, tasarım kapasitesi 7 °C sıcaklıkta 42000 m³/gün ve 18 °C sıcaklıkta 55000 m³/gün'dür. Ham su kaynağı olarak Michigan Gölü kullanılmaktadır. Giderilmesi gereken parametreler, başta partiküler madde ve patojenler olmakla birlikte bulanıklık, koliform bakteri, Giardia ve *Cryptosporidium*'dur. Michigan gölünün Manitowoc tesisi

girişindeki değerleri Tablo 7.49'da verilmiştir. MF prosesinin seçilmesindeki en önemli faktör Milwaukee'deki *Cryptosporidium* ortaya çıkmış olmasıdır. MF prosesinin burada sağladığı diğer üstünlükler az veya hiç koagülant ihtiyacının olmaması, işletim kolaylığı, filtre geri yıkamasından sonra çok az şartlandırma gerektirmesi, tesisin daha az yer kaplaması, kapasite arttırımındaki kolaylıktır.

Tablo 7.49 Manitowoc tesisi girişindeki tipik Michigan gölü su kalitesi değerleri (AWWA, 2005)

Parametre	Değer
Alkalinite (CaCO ₃ cinsinden)	110
Kalsiyum (ppm)	38
Bakır (ppb)	3,2
Florür (ppm)	0,035
Sertlik (CaCO ₃ cinsinden)	140
Demir (ppm)	0,0027
Kurşun (ppb)	2,0
Mağnezyum (ppm)	11
Nitrat (ppm)	0,10
pH	7,6-8,1
Silis/Silikat (ppm)	0,29
Sülfat (ppm)	21
Toplam organik karbon (ppm)	0,6-1,8
Bulanıklık (NTU)	1-100
Toplam koliform (Her 100 mlt 'de sayılan)	0-130
Cryptosporidium	Saptanabilir değildir
Giardia	Saptanabilir değildir

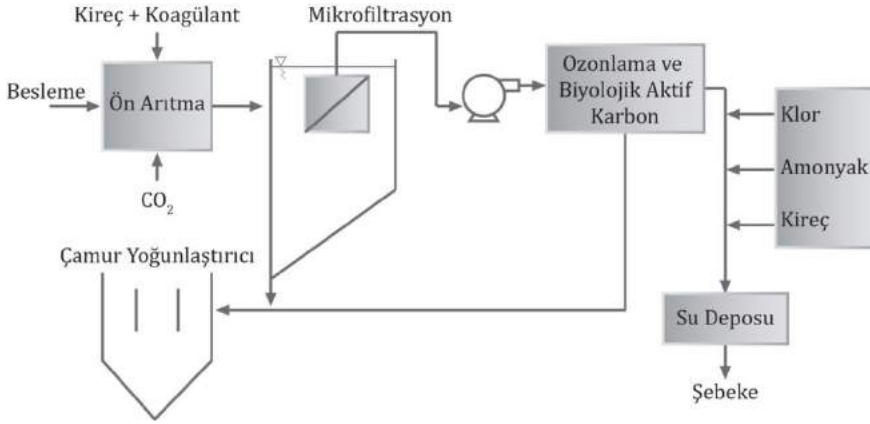
MF tesisi, MF ünitelerine 2,11 bar basıncında besleme sağlayabilmek için 3 adet ham su pompası, MF üniteleri öncesinde 3 adet 500 µm gözenek çaplı kaba filtre, her biri 90 membran modülüne sahip 13 MF ünitesi, 20 m³ çözelti tankına sahip yerinde temizleme (CIP) sistemi, sirkülasyon pompası, ham kimyasal depolama tankı, ısıtma ve kontrol sistemi, üç kompresör ve 2 yatay hava alıcısı içeren hava kompresörü

sistemi, MF filtrenin dezenfeksiyonu ve florlanması için klor ve florür ilaveli sistemler ve 7600 m³'lük arıtılmış su depolama haznesini içermektedir. Kullanılan MF sistemi, gözenek çapı 0,2 µm olan polipropilen içi boşluklu fiber membran içermektedir. Debi, 19000 m³/gün ve 38000 m³/gün aralığında değişmektedir (AWWA, 2005).

7.3.3. Sandhurst Su Arıtma Tesisi

Sandhurst (Avustralya) su arıtma tesisi kapasitesi 125000 m³/gün'dür. Alkaliniteyi kontrol etmek ve korozyonu minimize etmek amacıyla ham suya öncelikle kireç ve karbondioksit ile dozlanmaktadır. Daha sonra temas tankına geçilmeden polialüminyum klorür ile flokülant dozlanmaktadır. Temas tankında flokülasyon ve debi dengelemesi yapılmaktadır. Koagülant bazı çözünmüş organikleri gidermektedir ve suyun daha iyi filtrasyonuna katkı sağlamaktadır. Daha sonra savaklanan su batık mikrofiltrasyon ünitesine geçmektedir. Bu havuzlarda patojen ve bulanıklık giderimi için 0,2 µm'lik bir MF filtrasyonu uygulanmaktadır.

Mikrofiltrasyondan çıkan su tat ve koku yapan bileşiklerle, alg toksinlerini ve pestisitleri gidermek için Ozon/Biyolojik Aktif Karbon ünitesine alınmaktadır. Bu üniteden çıkan su florür, klor, amonyak ve kireç dozlanarak su deposuna alınmaktadır. Mikrofiltrasyon ve biyolojik aktif karbon filtrelerin geri yıkamasından çıkan sular koagülant kullanan tipte bir çamur yoğunlaştırıcıya gönderilmektedir. Buradan çıkan su tesis girişine gönderilirken çıkan çamur, çamur kurutma yataklarına, ardından da çöp depolama sahasına gönderilmektedir. Tesisin akım şeması Şekil 7.73'te verilmiştir. Tesis performansı hakkında detaylı bilgi Tablo 7.50'de verilmiştir.



Şekil 7.73 Sandhurst su arıtma tesisi akım şeması (AWWA, 2005)

Tablo 7.50 Ortalama su kalitesi sonuçları (AWWA, 2005)

Analiz	Ham Su	MF Çıkışı	İşlenmiş Su
Bulanıklık (NTU)	2,25	0,02	0,24
pH	7,97	6,92	7,89
Gerçek renk	14,85	6,7	1,7
Çözülmüş organik karbon (mg/lt)	7,63	6,35	5,1
Alüminyum (mg/lt)	0,01		0,01
Demir (mg/lt)	0,161		0,017
Mangan (mg/lt)	0,016		0,002
Alkalinite (mg/lt CaCO ₃)	57		74
Toplam sertlik (mg/lt CaCO ₃)			91
Trihalometan (THM) (mg/lt)			0,015
Bromat (mg/lt)			0,002
Klorat (mg/lt)			0,02
Koliform (organizma/100 ml))			0
<i>E. Coli</i> (organizma/100 ml)			0

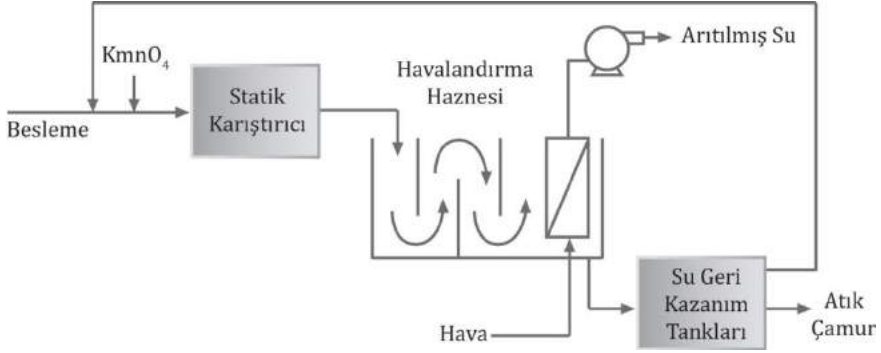
7.3.4. Seekonk UF Su Arıtma Tesisi

Seekonk (ABD) su arıtma tesisi 13500 nüfusa içme suyu sağlamaktadır. Yüzeysel suyu etkisi altındaki yeraltı suyu kaynağından alınan ham su yüksek demir ve mangan konsantrasyonları içermektedir (Tablo 7.51). Yapılan pilot tesis çalışmaları sonucunda UF membranları kalite hedefi olan manganda 0,03 mg/lt ve demirde 0,01 mg/lt konsantrasyonlarını %99 gibi bir geri kazanım ile sağlamışlardır. 16300 m³/gün kapasiteli tesisin akış şeması Şekil 7.74' te ve tasarım parametreleri Tablo 7.52'de verilmiştir. Bu tesis ile demir ve mangan giderimi çok yüksektir. Çıkıştaki demir ve mangan ölçüm limitlerinin altındadır.

UF membranları ayrıca mikroorganizmalara karşı bir bariyer görevi de görmektedir. 350 mg/lt konsantrasyonunda sitrik asit ile inorganik tıkanmayı, 250 mg/lt konsantrasyonunda klor ile de organik tıkanmayı kontrol için yıkama yapılmaktadır. Membran sisteminin su kazanımı %95 iken çıkan çamurdan kazanılan su ile bu değer %99 seviyelerine çıkmaktadır. Membran bütünlüğünü test için online olarak partikül sayısı izlenirken yılda 2 defa da basınç azalması testi ile membranların sağlamlığı ve bütünlüğü incelenmektedir. Tesis çıkışında, alkalinite 58 mg/lt CaCO₃ ve sertlik ise 81 mg/lt CaCO₃ değerinde olmaktadır.

Tablo 7.51 Yeraltı suyunun karakteristik değerleri (AWWA, 2005)

Parametre	Değer
Alkalinite (mg/lt CaCO ₃)	57
Sertlik (mg/lt CaCO ₃)	79
Demir (mg/lt)	0,4
Mangan (mg/lt)	0,62
Bulanıklık (NTU)	1,25



Şekil 7.74 UF arıtma tesisi akım şeması (AWWA, 2005)

Tablo 7.52 Seeokonk UF arıtma tesisi tasarım parametreleri (AWWA, 2005)

Parametre	Değer
Malzeme ve mebran tipi	PVDF, dıştan içe akış
Membran alanı (m ²)	12820
Membran sistemi su kazanımı (%)	95
Toplam sistem su kazanımı (%)	>99
Net işletme akısı (m ³ /m ² .gün)	1,02 m ³ /m ² .gün
Geri yıkama modu	Ters akış, içten dışa
Geri yıkama frekansı/süresi (dakika)	15/0,5
İşletme transmembran basıncı aralığı (bar)	0,1-0,6

7.3.5. Nevada (ABD) Arsenik Giderimi İçin Koagülasyon/Mikrofiltrasyon Tesisi

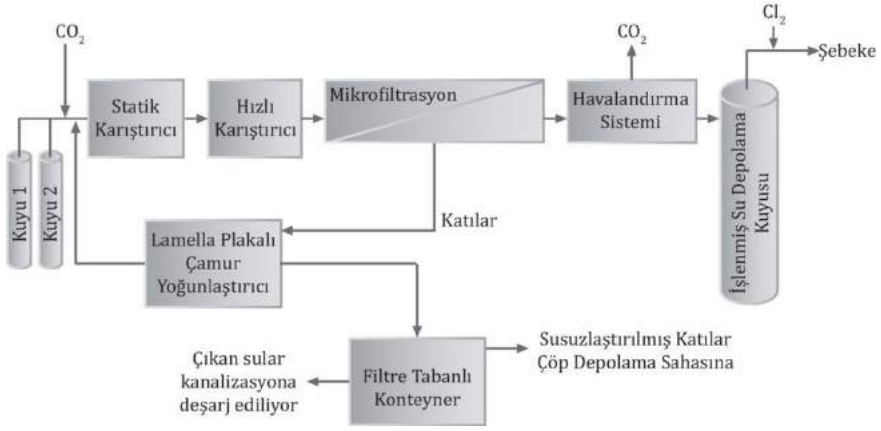
Bu tesis, Nevada (ABD)'de kuyu suyundaki 100 µg/lit arsenik konsantrasyonuna sahip bazaltik akiferde bulunan suyun arıtılması için kurulmuştur. Ham suyun kalite değerleri Tablo 7.53'te görülmektedir. Ham suyun yüksek pH değeri, arseniğin demir adsorpsiyon bazlı giderme verimini düşürmektedir. Suyun arıtımı için önce pilot ölçekli çalışmalar yürütülmüştür. MF tesisi için tasarım kriterleri Tablo 7.54' te gösterilmiştir. Tesisin genel akım şeması Şekil 7.75' te verilmiştir.

Tablo 7.53 Ham su kalitesi değerleri (AWWA, 2005)

Parametre	Ham Su Değerleri
Alkalinite, toplam (mg/lit CaCO ₃)	234
Alkalinite, karbonat (mg/lit CaCO ₃)	<2
Klorür (mg/lit)	112
Florür (mg/lit)	0,61
Nitrat (mg/lit N)	0,52
Orto Fosfat, (mg/lit P)	0,76
Sülfat (mg/lit)	94,2
Toplam Çözünmüş Katı (mg/lit)	613
Toplam Organik Karbon (mg/lit)	1,17
Bulanıklık (NTU)	0,2
Alüminyum (µg/lit)	<100
Kalsiyum (mg/lit)	16
Demir (µg/lit)	<100
Kurşun (µg/lit)	<2
Mağnezyum (mg/lit)	5,6
Mangan (µg/lit)	<10
Selenyum (µg/lit)	<2
Silika (mg/lit)	25
Sodyum (mg/lit)	199

Tablo 7.54 Arsenik giderimi için koagülasyon/mikrofiltrasyon tesisi tasarım parametreleri (AWWA, 2005)

Parametre	Değer
Membran Malzemesi	PVDF
Ortalama membran gözenek çapı (µm)	0,1
Membran akısı (m ³ /m ² .gün)	3,1
Geri kazanım (%)	98
Geri yıkama modu	Hava sıyırma ve ters yıkama
Geri yıkama aralığı (dak.)	25
CIP kimyasalı	Sitrik asit
CIP temizleme aralığı (gün)	30



Şekil 7.75 Koagülasyon/Mikrofiltrasyon tesisi proses akım şeması (AWWA, 2005)

7.3.6. Bendigo (Avustralya) Su Arıtma Tesisi

Kapasitesi 126000 m³/gün olan Bendigo Su Arıtma Tesisi (Şekil 7.76), batık mikrofiltrasyon, ozon ve biyolojik aktif karbon filtrasyon teknolojilerini içinde barındırmaktadır. Mikrofiltrasyon membranları fiziksel bir bariyer görevi görerek 0,2 µm'ye kadar olan partikülleri gidermektedir (Tablo 7.55). Membranlar hava/su ile geri yıkanmaktadır ve ayrıca periyodik olarak kimyasal yıkama da gerçekleştirilmektedir. Membran performansı, online bulanıklık ölçer ve partikül sayım cihazları kullanımı ile izlenmektedir.

7.3.7. Clay Line UF Su Arıtma Tesisi

Clay Line UF su arıtma tesisi (İngiltere) tesis kapasitesi günlük 160000 m³/gün olup 750000 kişiye hizmet vermektedir. Proses akış diyagramı Şekil 7.77'de gösterilmiştir. UF sisteminden oluşmaktadır. Ultrafiltrasyon membran tesisi, sudaki bakterileri 5 log, virüsleri ise 4 log giderebilmektedir. Yani *Cryptosporidium* gibi mikroorganizmalar için bir bariyer görevi görmektedir. Membran ünitelerinin geri yıkaması her

gün 40 ile 60 dakikada bir gerçekleştirilmektedir. Gerçek geri yıkama sıklığı ise ham su karakterine ve tesise giren debiye bağlı olarak belirlenmektedir. Giriş suyu bulanıklık değeri genellikle 1 NTU'dur. Periyodik geri yıkamalara ilave olarak kimyasal yıkamalar da gerçekleştirilmektedir.

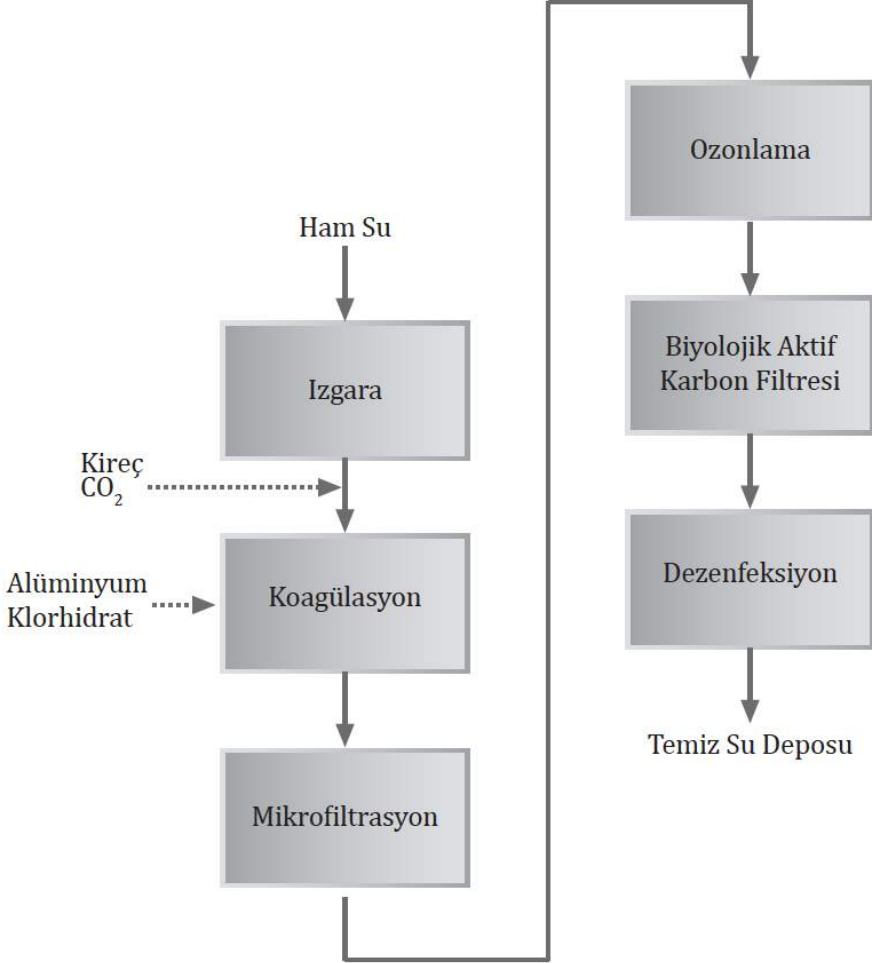
Tablo 7.55 Bendigo (Avustralya) su arıtma tesisi performansı (Zhang ve diğ., 2012)

Parametre	Ham Su	Arıtılmış su
pH	7,7 - 8,3	7,8 - 8,3
Alkalinite (mg CaCO ₃ /lt)	40 - 60	60 - 77
Bulanıklık (NTU)	0,9 - 4	0,1 - 0,2
Gerçek renk (H.U)	12 - 35	< 2 - 5
AKM (mg/lt)	1 - 6	< 0,2
TOK (mg/lt)	7 - 9	3 - 5
Al (µg/lt)	40 - 100	< 10
Fe (µg/lt)	200 - 500	< 10
Mn (µg/lt)	5 - 40	< 10
Alg (birim/lt)	30000 - 1000000	0
THM (µg/lt)	-	15

7.3.8. Héricourt en Caux (Fransa) UF Su Arıtma Tesisi

Fransa'daki Héricourt-en-Caux UF su arıtma tesisi özellikle yüksek seviyede bulanıklığa sahip olan suları arıtmaktadır. Tesis, Kasım 1998'den beri işletilmekte olup ortalama kapasitesi 5000 m³/gün'dür ve 16000 kişiye içme suyu temin etmek tedir. 330 NTU bulanıklığa sahip karstik memba giriş suyunun bulanıklığı yılda 10-15 kez 100 NTU'nun üzerine çıkmaktadır. Gözlenen maksimum bulanıklık değeri yaklaşık 4500 NTU değeri olmuştur. Ham su, 200 µm ön filtrasyonu takiben UF membran sistemine pompalanmaktadır. Kullanılan membranlar 0,2 µm olan polipropilen içi boşluklu fiber membranlardır. Giriş suyunun

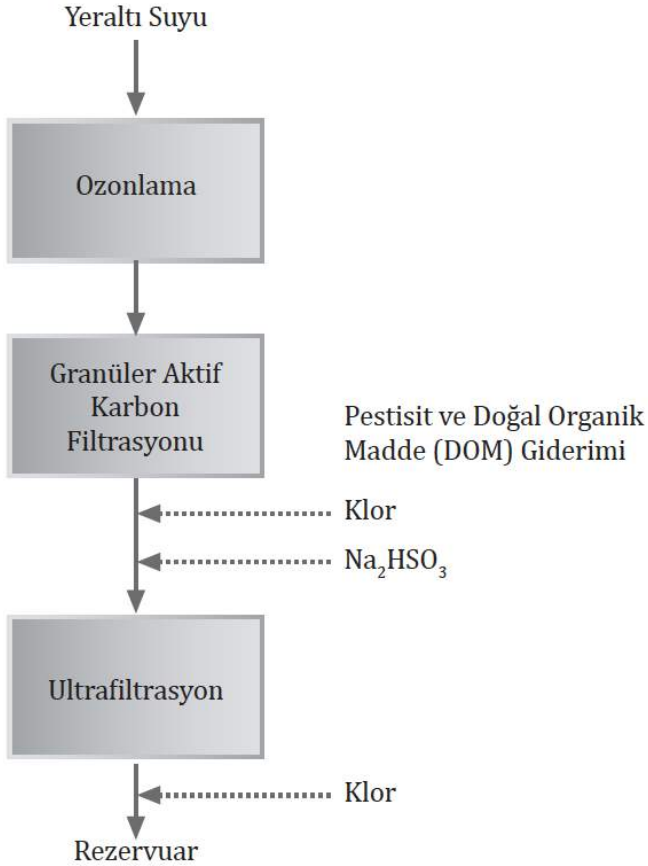
bulanıklığına bağlı olarak saatte 2 ile 5 kez hava ile geri yıkama yapılmaktadır.



Şekil 7.76 Bendigo (Avustralya) su arıtma tesisi proses akım şeması (Zhang ve diğ., 2012)

Su kalite Tablo 7.56'da özetlenmiş olup süzüntüde bakteri bulunmamaktadır. Herhangi bir giriş suyu bulanıklık değerinde çıkış bulanıklık değeri 0,1-0,2 NTU arasındadır. Süzüntü suyu kalitesi her zaman Fransa içme suyu yönetmeliklerine uygun olmuştur.

Membranların giriş akımına koagülant dozlanması, kimyasal yıkamaların optimizasyonu ve kısmi olarak kuyu suyunun kullanımı ile ortalama iki haftada bir temizleme sıklığı ile tatmin edici işletme koşulları elde edilmiştir.



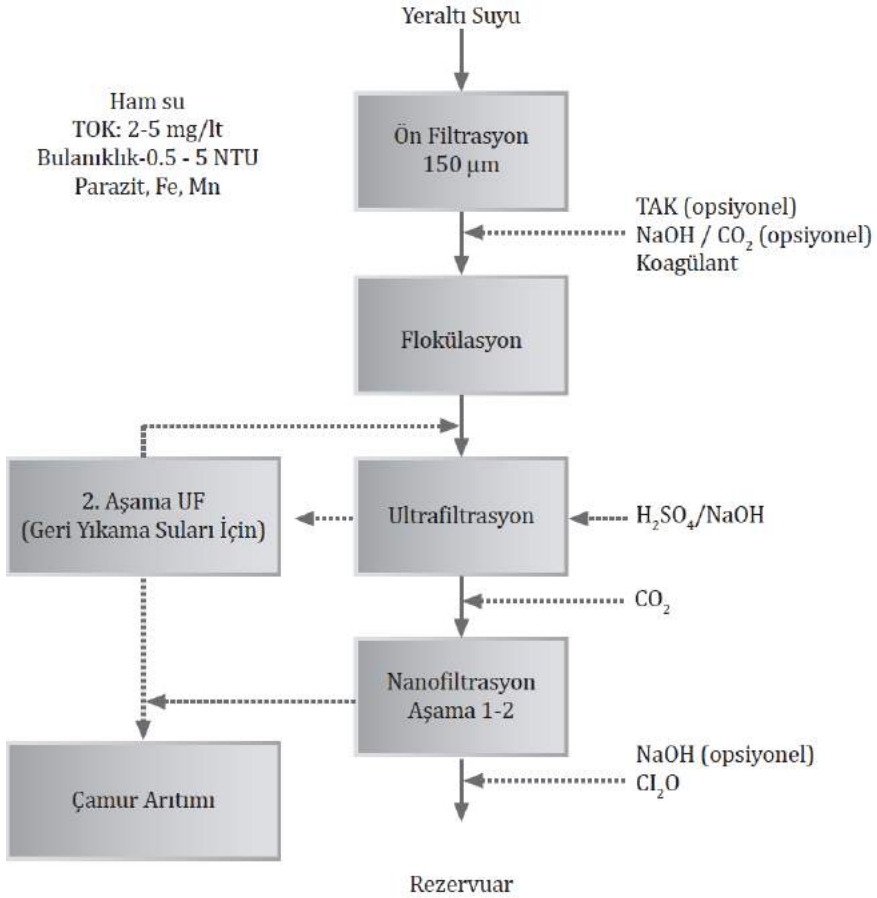
Şekil 7.77 Clay Line UF su arıtma tesisi proses akış diyagramı (Zhang ve diğ., 2012)

Tablo 7.56 Besleme suyu ve süzüntü suyu özellikleri (Zhang ve diğ., 2012)

Parametre	Ham Su	Süzüntü
Bulanıklık, NTU	105 - 184	0,2
TOK, mg/lt	4,6 - 6,5	1,8 - 2,9
Toplam demir, µg/lt	2800 - 4200	< 20
Toplam alüminyum, µg/lt	2800 - 3950	< 20
Toplam mangan, µg/lt	130 - 210	< 10
Koliform 37°C (kob/100 mlt)	500 - 3600	< 1
Fecal streptococcus (kob/100 mlt)	500 - 3600	< 1
Fecal koliform (kob/100 mlt)	400 - 1680	< 1
Anaerobik sporlar (kob/20 mlt)	15 - 49	< 1

7.3.9. Roetgen (Almanya) UF/NF Su Arıtma Tesisi

Almanya'daki Roetgen UF/NF su arıtma tesisinde, önde flokülasyon ile ultrafiltrasyon membranları kullanılmaktadır. Tesis kapasitesi 6000 m³/st'tir. İlave olarak geri yıkama sularının arıtımı için 600 m³/st'lik ikincil bir ultrafiltrasyon ünitesi de mevcuttur. Arıtma prosesinin akış diyagramı Şekil 7.78'de gösterilmiştir. Ultrafiltrasyon membranları, hümik madde içerikli organik maddelerin sudan büyük ölçüde ayrılması, ham suda süresiz olarak artan demir, mangan ve alüminyum içeriklerinin giderilmesi, tampon kapasitesinin artırılması için suyun sertleştirilmesi ve dezenfeksiyon yan ürünlerinden (DYÜ) kaçınmak için dezenfektan konsantrasyonunun en aza indirgenmesi ve içme suyu yönetmeliklerinin gereksinimlerine göre pH değerinin ayarlanması ve tekrardan asitlendirilmesi amaçları için kullanılmaktadır.



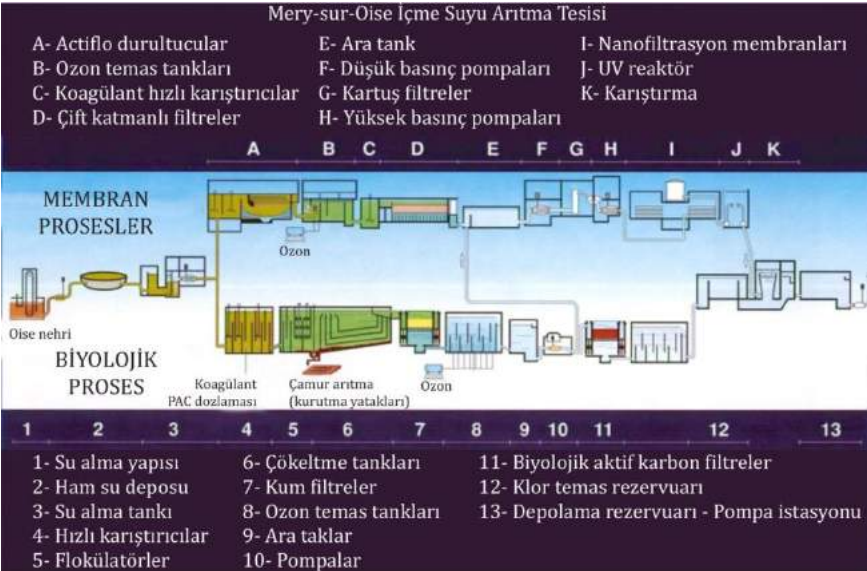
Şekil 7.78 Roetgen UF/NF su arıtma tesisi'nin (Almanya) proses akış diyagramı (Zhang ve diğ., 2012)

7.3.10. Mery Sur Oise (Fransa) NF Yüzeysel Su Arıtma Tesisi

Mery Sur Oise Nanofiltrasyon yüzeysel su arıtma tesisi Fransa'da bulunmaktadır (Şekil 7.79-7.81). Bu tesis içme suyu arıtma tesisi olup, Kuzey Paris bölgesine su sağlamak için maksimum 340000 m³/gün debide su sağlamaktadır. NF membranı içeren tesis, hâlihazırda bulunan konvansiyonel tesise paralel olarak işletilmekte ve 200000 m³/gün'lük debi ile çalıştırılmaktadır (Ventresque ve diğ., 2000).



Şekil 7.79 Mery Sur Oise NF su arıtma sistemi dıştan görünümü



Şekil 7.80 Mery Sur Oise NF su arıtma sistemi akım şeması



Şekil 7.81 Mery Sur Oise NF su arıtma sistemi içten görünüm (IWA, 2017)

7.3.11. Ashkelon TO Deniz Suyu Arıtma Tesisi

İsrail'in güneyinde bulunan Ashkelon TO Deniz Suyu Arıtma Tesisi 330000 m³/gün kapasiteye sahiptir (Şekil 7.82-7.84). Bu kapasite ile tesis, evsel ihtiyacın yaklaşık olarak %15'ini karşılamaktadır (Sauvet-Goichon, 2007). Tesis genel olarak, deniz suyu temini, deniz suyunun arıtımı, süzöntü suyuna tekrar mineral kazandırılması ve konsantrasyon olmak üzere 4 ana bölümü içermektedir. Tesiste birim su maliyeti 0,53 \$/m³ olarak hesaplanmıştır.



Şekil 7.82 Ashkelon tesisinin genel görünümü (Sauvet-Goichon, 2007)



Şekil 7.83 Ashkelon tesisi içten görünüm (Sauvet-Goichon, 2007)



Şekil 7.84 Tesisin basitleştirilmiş akım şeması

7.3.12. Al Khafji Güneş Enerjili TO Deniz Suyu Arıtma Tesisi

Al Khafji desalinasyon tesisi dünyanın ilk büyük ölçekli güneş enerjisi ile çalışan desalinasyon tesislerinden biridir. Tesis Suudi Arabistan'ın Al Khafji şehrinde bulunmaktadır ve inşaatı henüz devam etmektedir. Tesiste ön arıtım için ultrafiltrasyon membran prosesi kullanılması planlanmaktadır. Tesisin günlük debisi 60000 m³/gün olup, deniz suyunu arıtarak şehre su sağlayacaktır. Güneş panelleri, desalinasyon tesisinden yaklaşık 1 km uzaklıkta 90 hektarlık alana kurulacaktır (Şekil 7.85). Tesiste 15 megavatlık güneş panellerinin kullanması planlanmaktadır.



Şekil 7.85 Güneş panellerinin görünümü (ifpinfo, 2017)

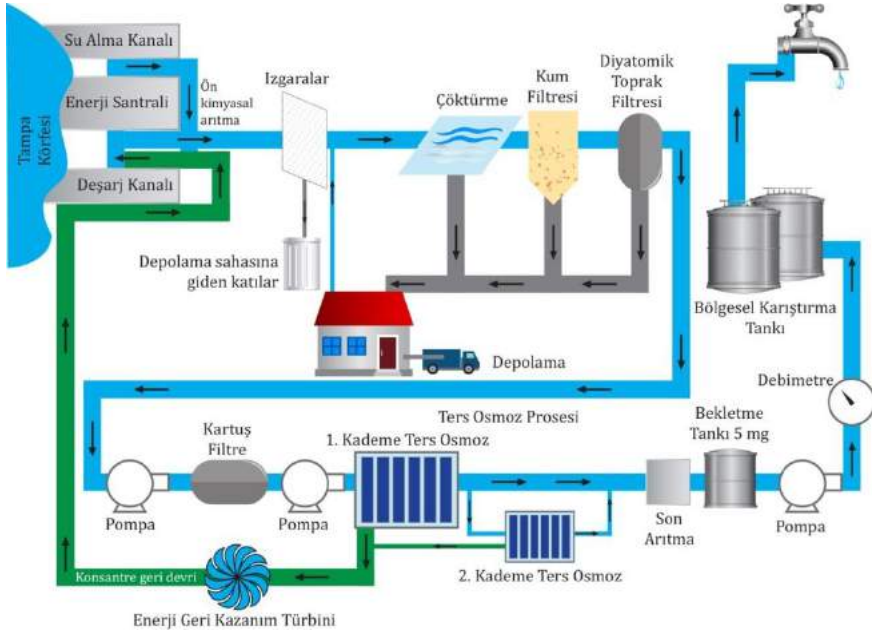
Desalinasyon tesisi, çözünmüş hava flotasyonu ünitesi, ultrafiltrasyon ünitesi, kimyasal dozaj sistemi, ters osmoz ünitesi, klor ve kireç için depolama tanklarını içerecek şekilde tasarlanmıştır. Ters osmoz ünitesi, çeşitli güneş enerji seviyelerini optimum kullanabilmesi için 6 adet ters osmoz dizini içermektedir (Protendars, 2017).

Tesiste kullanılacak TO membranları, klora, tuzdan meydana gelen tıkanmalara ve bakteri birikimine karşı yüksek dayanıma sahip membranlardan seçilmiştir. Tesis ayrıca, bölgenin deniz suyunda bulunan yüksek seviyelerdeki tuzun ve yağların miktarını azaltacak ön arıtım aşamasını ve enerji kullanımını optimize edecek bir sistem de öngörmektedir. Yenilenebilir enerjinin kullanımı, işletim maliyetini ve zararlı gaz emisyonlarını da azaltacaktır (Watertech, 2017).

7.3.13. Tampa Bay TO Deniz Suyu Arıtma Tesisi

Tampa Bay TO deniz suyu arıtma tesisi Amerika Birleşik Devletleri'nin Florida eyaletinde bulunmaktadır (Şekil 7.86). Tesis, 108000 m³/gün

kapasitesiyle Tampa Bay bölgesinde yaşayan 2,5 milyon kişiye hizmet vermektedir (Acciona, 2017)



Şekil 7.86 Tampa Bay TO tesisi akım şeması (Tampabay water, 2017)

Desalinasyon tesisi Tampa Elektrik Santrali'nin yanında bulunmaktadır. Bu elektrik santralinin soğutma suyu temini için halihazırda 5,3 milyon m³/gün soğutma suyu denizden su çekilmekte ve sonrasında deşarj edilmektedir. Desalinasyon tesisi ise 167000 m³/gün sıcak deniz suyunu alarak içme suyu üretimi yapmaktadır (Tampabay, 2017)

Ham su, TO prosesine girmeden önce tesisin girişinde ızgaralardan geçmekte ve koagülasyon-flokülasyon ünitesine verilmektedir. Bu üniteye suya kimyasal eklenerek, alg, organik madde ve partüküllerin çökmesi sağlanmaktadır. Buradan çıkan su, kum filtrasyonuna verilmektedir. TO membranlarından önce bulunan kartuş filtreler, su içerisinde kalmış olabilecek son partükülleri de elimine etmektedir. TO sisteminde kullanılan membranların gözenek çapı yaklaşık olarak 0,001 mikron mertebesindedir. TO ünitesinden sonra ise, arıtılmış suya

kimyasallar eklenerek suyun stabilizasyonu sağlanmaktadır. Stabile edilen su şehre dağıtılmadan önce, diğer tesislerden gelen içme suyu ile karıştırılmaktadır (Tampabay water, 2017).

7.4. Türkiye'deki MF/UF ve NF/TO Uygulamaları

Ülkemizdeki ilk membran uygulamaları, diyaliz cihazlarının kurulması ile bu makinalara, steril ve saf su temin etmek maksadı ile kullanılmaya başlanmıştır. Son yıllarda, birçok alanda tatbik edilen membran sistemleri, büyük kapasitelerde de kullanılmaya başlanmıştır. İlerleyen bölümlerde, Çubuk, Bala, Polatlı, Kırıkkale, Bafra ve Afşa içme suyu arıtma tesisleri hakkında bilgi verilmiştir.

7.4.1. Ankara-Çubuk UF İçme Suyu Arıtma Tesisi

Ankara Çubuk'ta, günde 17280 m³ su arıtabilen bir ultrafiltrasyon tesisi kurulmuştur. Bu tesis Türkiye'de göl suyunu doğrudan ultrafiltrasyon ile arıtan ilk tesis olma özelliğini taşımaktadır (Şekil 7.87). 480 m²'lik bir alanda günde 17280 m³'lük bir arıtım sağlamaktadır. Bu durum membran ile arıtmanın alan tasarrufu sağlamasına bir örnek teşkil etmektedir.

7.4.2. Ankara-Bala (Kesikköprü) UF/TO İçme Suyu Arıtma Tesisi

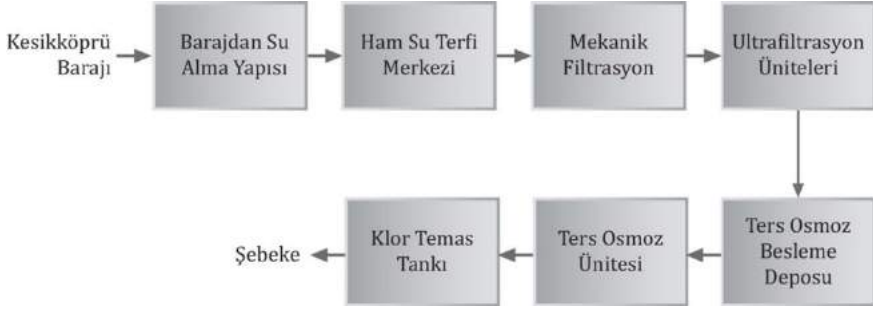
Bala (Kesikköprü) içme suyu arıtma tesisi Ankara Bala ve Şereflikoçhisar'a bağlı 21 köy ve kasabadaki yaklaşık olarak 2000 kişinin ihtiyacını karşılamak üzere kurulmuş olan 4200 m³/gün kapasiteli bir tesistir. Tesisin akım şeması Şekil 7.88'de verilmiştir. Tesis, Kızılırmak suyunun kronik sorunu olan sülfat, klorür, sertlik ve bazen görülen ağır metalleri gidermek maksadı ile kurulmuştur. Tesiste 2 ultrafiltrasyon ünitesinin her birinde 8 adet basınçlandırma kabı bulunmak üzere toplam 16 basınçlandırma kabı ve her bir

basınçlandırma kabında da 4 adet ultrafiltrasyon membranı bulunmak üzere toplamda 64 adet UF membranı mevcuttur.



Şekil 7.87 Ankara-Çubuk içme suyu arıtma tesisinde konvansiyonel tesisin alanı içerisinde kurulmuş UF ünitesinin görünümü

UF ile SDI, bulanıklık, mikroorganizma, virüs, bakteri giderimi yapıp ters osmoz prosesinin verimi arttırılmaktadır. Tesisin UF ünitesi Şekil 7.89 a'da görülmektedir. Tesisin ters osmoz bölümünde toplam 3 ünite her bir ünite 9 adet basınçlandırma kabı olmak üzere toplamda 27 basınçlandırma kabı ve her bir basınçlandırma kabında 6 adet ters osmoz membranı bulunmak üzere toplamda 162 adet ters osmoz membranı bulunmaktadır. Tesisin ters osmoz ünitesi Şekil 7.89 b' de görülmektedir.



Şekil 7.88 Ankara-Bala UF/TO içme Suyu arıtma tesisi akım şeması



a)



b)

Şekil 7.89 Ankara-Bala içme suyu arıtma tesisi a) UF ünitesi ve b) TO ünitesi

7.4.3. Polatlı NF İçme Suyu Arıtma Tesisi

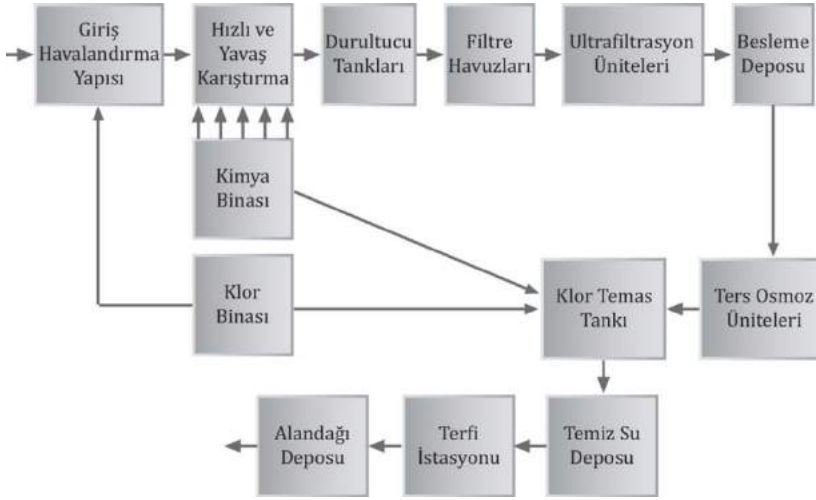
Ankara'nın Polatlı ilçesinde bulunan Ankara-Polatlı Yüzükbaşı Yeraltısuyu Arıtma Tesisi, kapasitesi 28800 m³/gün olan ve membran proseslerin kullanıldığı bir tesistir. Tesis, nanofiltrasyon tipi membranların kullanımı ile 80000 kişilik bir nüfusa içme suyu sağlamaktadır (Şekil 7.90). %75'lik bir geri kazanım oranı ile kaynak suyunda bulunan toplam sertlik, sülfat ve mangan giderilmektedir. Toplam sertlik 47-55 °Fr değerlerinden 17 °Fr mertebelerine düşürülebilmektedir.



Şekil 7.90 Polatlı NF membran sisteminin görünümü

7.4.4. Kırıkkale UF/TO İçme Suyu Arıtma Tesisi

Kırıkkale ilinde Kaplukaya Barajından alınan su, yüksek konsantrasyonda sülfat, sertlik, klorür ve diğer organik maddeler dolayısıyla bir ön arıtma sonrasında ultrafiltrasyon ve ters osmoz ile arıtılmaktadır (Kırıkkale’de Su, 2008). Günlük içme suyu üretim kapasitesi 90720 m³/gün’dür. Tesisin akım şeması ana hatları ile Şekil 7.91’de verilmiştir. Ultrafiltrasyon sistemi toplam 6 üniteden oluşmaktadır. Her bir üniteye 40 adet modül mevcut olup toplamda 240 modül, her bir modülün içerisinde 4 adet UF membranı mevcut olup toplamda 960 adet UF membranı bulunmaktadır. Ultrafiltrasyon ünitelerinde SDI değeri 3’ün altına indirilmekte ve ters osmoz membranlarının tıkanma olasılığı azaltılıp çalışma etkinliği arttırılmaktadır. UF ünitelerinden çıkan su 3000 m³ hacme sahip TO besleme suyu tankına alınmaktadır. UF ünitesinden bir resim Şekil 7.92 a’da görülmektedir. UF’den çıkıp besleme deposuna aktarılan su daha sonra buradan alçak basınçlı bir pompa vasıtası ile alınmaktadır. Ardından içerisinde toplamda 75 adet kartuş filtre barındıran 5 adet kartuş filtreye verilip ters osmoz öncesi 3. bir ön arıtma yapılmaktadır.



Şekil 7.91 Kırıkkale UF/TO içme suyu arıtma tesisi akım şeması (Kırıkkale'de Su, 2008)

Ters osmoz sistemi toplamda 90720 m³/gün kapasitelidir. 5 üniteden oluşan bu sistemde toplamda 800 adet basınçlandırma kabı ve bu basınçlandırma kapları içerisinde toplamda 4800 adet ters osmoz membranı bulunmaktadır (Papatçu ve diğ., 2009). Ters osmoz ünitelerinden geçen su, UF ünitelerinden çıkan su ile %10 oranında paçallanarak şebekeye verilmektedir. Tesisin çıkış suyu analiz değerleri Tablo 7.57'de verilmiştir. Şekil 7.92 b'de ise tesisin TO ünitesinden bir resim görülmektedir.



a)



b)

Şekil 7.92 a) Kırıkkale UF/TO içme suyu arıtma tesisi UF ünitesi b) TO ünitesi

Tablo 7.57 Kırıkkale İçme Suyu Arıtma Tesisi çıkış suyu analiz değerleri (Kırıkkale’de Su, 2008)

Parametre	Birim	İnsani Tüketim Amaçlı Sular Yön.	TSE 266	Kırıkkale Ham Su Analiz Sonuçları	Kırıkkale Arıtılmış Su Analiz Sonuçları	Kırıkkale Paçal Su Analiz Sonuçları
Sertlik	Fr.		50	40,8	1,5	6,8
Kalsiyum	mg/lt	< 250	-	115,4	1,3	16,6
Mağnezyum	mg/lt		-	64,1	0,3	8,8
T. Alkalinite	mg CaCO ₃ /lt		450	108,5	6,5	20,1
Nitrit	mg/lt	< 0,5	< 0,5	0,07	0	0,0
Nitrat	mg/lt	< 50	< 50	0,5	0,2	0,1
Klorür	mg/lt	< 250	< 250	257,5	42,3	71,1
İletkenlik	µS/cm	< 2500	2500	1800	150	370,6
TÇM	mg/lt		-	1100	76	212,9
AKM	mg/lt		-	1,5	0,1	0,3
Bulanıklık	NTU		1	3,6	0,02	0,2
Sülfat	mg/lt	< 250	< 250	364	1,8	50,2
Sodyum	mg/lt	< 200	< 200	210	120	132,0
Demir	mg/lt	< 0,2	< 0,2	0,05	0,01	0,0
Mangan	mg/lt	< 0,05	< 0,05	ESER	ESER	
Potasyum	mg/lt		-	5,7	0,09	0,8
Bikarbonat	mg/lt		-	108,5	40	49,2
Toplam Si	mg/lt		-		2	1,7
Renk	mg/lt Pt/Co		20	3,1	Berrak	Berrak
TOK	mg/lt		-	4,85	0,01	
Bor	mg/lt		1	< 1	<0,02	<0,02
Arsenik	µg/lt		10	13	<1	<1
Alüminyum	µg/lt		200	40,2	<0,5	<0,5
Bakır	µg/lt		2000	0,3	<1	<1
Civa	µg/lt		1	< 1	<1	<1
Krom	µg/lt		50	0,5	<1	<1
Kadmiyum	µg/lt		5	0,8	<1	<1
Kurşun	µg/lt		10	< 1	1	1
Nikel	µg/lt		20	3,9	<3	<3
Selenyum	µg/lt		10	< 1	<4	<4

7.4.5. Samsun-Bafra UF/TO İçme Suyu Arıtma Tesisi

Bafra'da kurulu bulunan tesisin toplam üretim kapasitesi 39744 m³/gün'dür. Bafra ve çevresindeki köylerde bulunan yaklaşık 120000 civarı insanın su ihtiyacı karşılanmaktadır. Tesisin ham su beslemesi Kızılırmak nehri kenarında bulunan 13 adet derin kuyudan sağlanmaktadır. Bu kuyulardan alınan suların karakteristiği Kızılırmak'ın su karakteristiği ile aynıdır. Sadece ilave olarak daha yüksek konsantrasyonlarda demir ve mangan parametrelerini içermektedir (Papatçu ve diğ., 2009). Tesisteki UF ve TO ünitelerinin resmi Şekil 7.93'de görülmektedir. Tesisin akım şeması Şekil 7.94'teki gibidir. Toplam 2 UF ünitesinde her bir ünite 28 modülden toplamda 56 modül, her bir modülde 4 adet UF membranı olmak üzere toplamda 224 adet UF membranı tesis bünyesinde bulunmaktadır. UF ünitesinde bakteri, bulanıklık, SDI, virüs, kolloidal maddeler ve askıda maddeler giderilmektedir. Böylece ters osmoz membranının tıkanma olasılığı azaltılarak sistem verimi artırılmaktadır. Şekil 7.93 b' de görülebileceği gibi 4 adet ters osmoz ünitesinde her bir ünite 80'er adet toplamda 320 basınç kabı ve her bir basınç kabında 6 adet ters osmoz membranı bulunmak üzere toplamda 1920 adet TO membranı bulunmaktadır (Papatçu ve diğ., 2009). Tesisin çıkış suyu analiz değerleri Tablo 7.58'de gösterilmiştir.

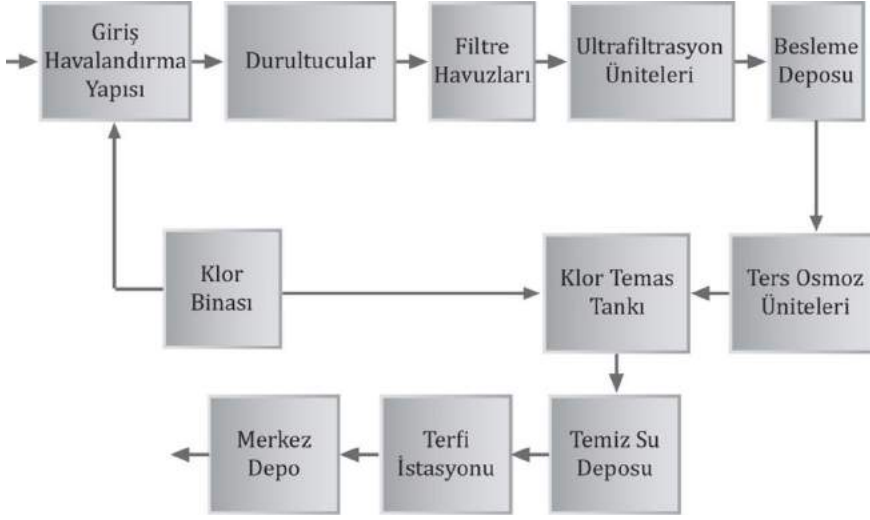


a)



b)

Şekil 7.93 Samsun-Bafra UF/TO içme suyu arıtma tesisi a) UF ünitesi b) TO ünitesi



Şekil 7.94 Samsun-Bafra UF/TO içme suyu arıtma tesisi akım şeması

7.4.6. Avşa Deniz Suyu TO Arıtma Tesisi

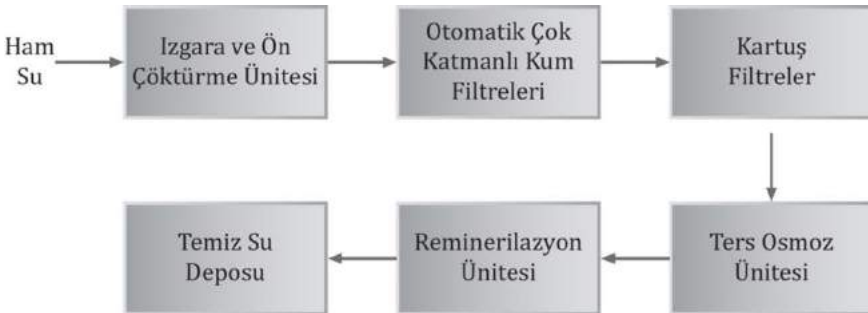
Avşa deniz suyu arıtma tesisi, Avşa'da bulunmakta olup deniz suyu kaynağı Marmara Denizi'dir. Tesis alanı, su alma yapısı ve bertaraf ünitesi 10000 m³/gün kapasiteye göre projelendirilmiştir. Arıtma ünitesi ekipmanları Ada'nın 4000 m³/gün kapasitesine göre, 2033 yılı ihtiyacını karşılayacak şekilde tasarlanmıştır. Tesis 2010 yılında tamamlanmıştır. Tesiste su arıtımında kullanılan ana üniteler olarak kum filtresi ve ters osmoz ünitesi tasarlanmıştır (Şekil 7.95-7.96). Projenin finansmanına İller Bankası tarafından %75 hibe ve yerel yönetim tarafından %25 destek sağlanmıştır Tesisin enerji tüketimi 3,01 kwh/m³ (terfi pompaları dahil), işletme maliyeti ise 0,40 \$/m³ olarak planlanmıştır (Babuçcu, 2009).

Tablo 7.58 Samsun-Bafra UF/TO içme suyu arıtma tesisi çıkış suyu değerleri (Paputçu ve diğ., 2009)

Parametre	Birim	İnsani	TSE 266	Bafra	Bafra	Bafra Paçal
		Tüketim Amaçlı Sular Yön.		Ham Su Analiz Sonuçları	Arıtılmış Su Analiz Sonuçları	Su Analiz Sonuçları (%13 Paçal)
pH (20°C)		6,5 - 9,5	6,5-9,5	7,4	6,3	7
Sertlik	Fr.		50	65	1	10
Kalsiyum	mg/lt	< 250	-	144	0,8	22
Mağnezyum	mg/lt		-	45,6	0,1	9,5
T. Alkalinite	mg CaCO ₃ /lt		450	300	6,2	67
Nitrit	mg/lt	< 0,5	< 0,5	<0,5	0	<0,5
Nitrat	mg/lt	< 50	< 50	0,24	0,1	0,03
Amonyak	mg/lt	< 0,5	< 0,5	0,032	0	<0,01
Serbest Klor	mg/lt		-	<0,1	0	0,4
Toplam Klor	mg/lt		-	<0,1	-	-
Klorür	mg/lt	< 250	< 250	280	36	42
İletkenlik (20°C'de)	µS/cm	< 2500	2500	1710	90	380
TÇM	mg/lt		-	1067	55	295
AKM	mg/lt		-	<2	<2	<2
Bulanıklık	NTU		1	1	0,02	0,04
Sülfat	mg/lt	< 250	< 250	318	1	46
Siyanür	mg/lt		0,05	yok	0	yok
Florür	mg/lt	< 1,5	< 1,5	0,16	0,08	0,02
Sodyum	mg/lt	< 200	< 200	190	102	29
Demir	mg/lt	< 0,2	< 0,2	0,38	<0,01	0,018
Mangan	mg/lt	< 0,05	<0,05	0,36	<0,01	0,01
SDI				> 6	0	-
Toplam Organik Karbon	mg/lt		-	0,147	0,01	0,02
Bor	mg/lt		1	0,143	<0,02	<0,02
Antimon	µg/lt		5			
Arsenik	µg/lt		10	4	<1	<1



Şekil 7.95 Tesisin genel görünümü (Başaran, 2014)



Şekil 7.96 Tesisin akım şeması (Babuçcu-Oruç, 2009)

7.4.7. İÇDAŞ Demir Çelik Deniz Suyu TO Arıtma Tesisi

İçdaş Demir Çelik Biga Tesisleri için, 2 x 6000 m³/gün deniz suyu arıtma tesisi Çanakkale’de bulunmaktadır. Proje kapsamında, Şekil 7.97’de görüldüğü gibi mevcut su alma yapısından temin edilen ham deniz suyu düşük hızlı kum filtrelerinden geçirildikten sonra deniz suyu ters osmoz sistemine beslenmektedir. Tesisin hamsu kaynağı Marmara Denizi olup, ham suyun TÇM değeri 30000 mg/l’tir. Ters osmoz prosesinden sonra çıkan süzöntü suyunun TÇM değeri ise <250 mg/l değerlerine düşmektedir. Deniz suyu ters osmoz sisteminde enerji geri kazanımı amacıyla basınç eşanjörleri kullanılmaktadır (Denizsu, 2017).

7.5. MF/UF ve NF/TO İçin Örnek Sorular ve Çözümleri

Örnek 7.1:

Ticari bir membran modülü 5760 içi boşluklu fiber membran fiberi içermektedir. Fiberlerin uzunlukları 1,87 m iken dış çapları 1,3 mm ve iç çapları da 0,7 mm dir. Eğer membran akısı 75 lt/m².st ise 1) dıştan içe ve 2) içten dışa çalışması durumunda bir modülden üretilecek su miktarını hesaplayınız ve sonuçları karşılaştırınız (Crittenden ve diğ., 2012).

Çözüm 7.1:

1. Dıştan içe çalışma modundaki su üretiminin hesaplanması:

a. Bir fiberin dış yüzey alanı:

$$\begin{aligned} a \text{ (bir fiber)} &= \pi \times d \times L = \pi \times (1,3 \text{ mm}) \times (1,87 \text{ m}) \times \left(\frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}} \right) \\ &= 7,64 \times 10^{-3} \text{ m}^2 / \text{fiber} \end{aligned}$$



(a)



(b)

Şekil 7.97 Tesisin iinin görünümü (Denizsu, 2017)

b. Üretilen suyun debisi:

$$Q = J \times a = \left(\frac{75 \text{ lt}}{\text{m}^2 \text{ st}} \right) \times \left(\frac{7,64 \times 10^{-3} \text{m}^2}{\text{fiber}} \right) \times 5760 \text{ fiber} = 3300 \text{ lt/st}$$

2. İçten dışa çalışma modundaki su üretiminin hesaplanması:

a. Bir fiberin iç yüzey alanı:

$$a \text{ (bir fiber)} = \pi \times d \times L = \pi \times (0,7 \text{ mm}) \times (1,87 \text{ m}) \times \left(\frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}\right) \\ = 4,11 \times 10^{-3} \text{ m}^2 / \text{fiber}$$

b. Üretilen suyun debisi:

$$Q = J \times a = \left(\frac{75 \text{ lt}}{\text{m}^2 \text{ st}}\right) \times \left(\frac{4,11 \times 10^{-3} \text{ m}^2}{\text{fiber}}\right) \times 5760 \text{ fiber} = 1780 \text{ lt/st}$$

3. Dıştan içe ve içten dışa modlarının karşılaştırılması:

$$\text{Oran} = \frac{3300}{1780} \times 100 = \%186$$

Aynı akıda işletildiğinde, dıştan içe çalışma modu içten dışa çalışmaya göre neredeyse iki kat daha fazla (%86 daha fazla) su üretmektedir.

Örnek 7.2:

Prototip membran filtrasyonu tesisinde, bakteriyofaj konsantrasyonları giriş ve çıkışta sırasıyla 10^7 mlt^{-1} ve 13 mlt^{-1} olarak ölçülmüştür. Giderme verimlerini ve log giderme verimini (LGD) hesaplayınız (Crittenden ve diğ., 2012).

Çözüm 7.2:

1. Giderme veriminin hesaplanması (Denklem 7.2):

$$R = 1 - \frac{C_p}{C_f} = 1 - \frac{13 \text{ ml}^{-1}}{10^7 \text{ ml}^{-1}} = 0,9999987$$

2. LGD' nin hesaplanması (Denklem 7.3):

$$LGD = \log \left(\frac{C_f}{C_p} \right) = \log \left(\frac{10^7 \text{ mlt}^{-1}}{13 \text{ mlt}^{-1}} \right) = 5,89$$

LGD = 5, %99,999 ve LGD=6 ise %99,9999 giderimi ifade etmektedir.

Örnek 7.3:

Bir MF membranından laboratuvarında temiz deiyonize su filtre edilmiş ve 20°C ve 0,9 barda akı 850 lt/m².st bulunmuştur. Membran direnç katsayısını hesaplayınız (Crittenden ve diğ., 2012).

Çözüm 7.3:

Membran direnç katsayısını hesaplamak için denklem 7.5 düzenlenerek kullanılmaktadır. 20°C' de suyun dinamik viskozitesi 1,00 x 10⁻³ kg/m.sn' dir. 1 bar = 100 kPa = 10⁵ N/m² = 10⁵ kg/sn².m

$$R_m = \frac{\Delta P}{\mu J} = \frac{\left(\frac{0,9 \times 10^5 \text{ kg}}{\text{sn}^2 \cdot \text{m}} \right) \times \left(\frac{3600 \text{ sn}}{\text{st}} \right) \times \left(\frac{10^3 \text{ lt}}{\text{m}^3} \right)}{\left(\frac{1,00 \times 10^{-3} \text{ kg}}{\text{m} \cdot \text{sn}} \right) \times \left(\frac{850 \text{ lt}}{\text{m}^2 \cdot \text{st}} \right)} = 3,81 \times 10^{11} \text{ m}^{-1}$$

Örnek 7.4:

Bir membran tesisinde mart ayında 7°C sıcaklıkta ve 0,67 barda akı 80 lt/m².st olarak ölçülmüştür. Dört ay sonra yani temmuz ayında akı, 19°C sıcaklıkta ve 0,52 barda akı 85 lt/m².st olarak ölçülmüştür. Spesifik akıda herhangi bir değişim olur mu? Değişim % kaçtır? Tıkanma gerçekleşir mi? (Crittenden ve diğ., 2012)

Çözüm 7.4:

1. Mart ayında spesifik akının hesaplanması:

a. Denklem 7.7 ile standart sıcaklıktaki (20°C' de) akının hesaplanması:

$$J_s = J_m \times (1,03)^{T_s - T_m} = \frac{80 \text{ lt}}{\text{m}^2 \cdot \text{st}} \times 1,03^{(20^\circ\text{C} - 7^\circ\text{C})} = 117 \text{ lt/m}^2 \cdot \text{st}$$

b. Denklem 7.8 ile mart ayındaki spesifik akının hesaplanması:

$$J_{sp} = \frac{J_s}{\Delta P} = \frac{\frac{117 \text{ lt}}{\text{m}^2 \cdot \text{st}}}{0,67 \text{ bar}} = 175 \text{ lt/m}^2 \cdot \text{st} \cdot \text{bar}$$

2. Temmuz ayında spesifik akının hesaplanması:

a. Denklem 7.7 ile standart sıcaklıktaki (20°C' de) akının hesaplanması:

$$J_s = J_m \times (1,03)^{T_s - T_m} = \frac{85 \text{ lt}}{\text{m}^2 \cdot \text{st}} \times 1,03^{(20^\circ\text{C} - 19^\circ\text{C})} = 87,6 \text{ lt/m}^2 \cdot \text{st}$$

b. Denklem 7.8 ile temmuz ayındaki spesifik akının hesaplanması:

$$J_{sp} = \frac{J_s}{\Delta P} = \frac{\frac{87,6 \text{ lt}}{\text{m}^2 \cdot \text{st}}}{0,52 \text{ bar}} = 168 \text{ lt/m}^2 \cdot \text{st} \cdot \text{bar}$$

c. Tıkanmadan kaynaklanan akıdaki düşüşün yüzdesinin hesaplanması:

$$\frac{175 \text{ lt/m}^2 \cdot \text{st} \cdot \text{bar} - 168 \text{ lt/m}^2 \cdot \text{st} \cdot \text{bar}}{175 \text{ lt/m}^2 \cdot \text{st} \cdot \text{bar}} \times 100$$

= %4 akıda azalma olur.

20°C' deki spesifik akı 175 lt/m².st.bar'dan 168 lt/m².st.bar'a düşmüştür. Yani, her ne kadar Temmuz ayında Mart ayına göre daha düşük basınç altında daha yüksek akı ile işletilse de tıkanmadan dolayı %4' lük performans kaybı yaşanmıştır.

Örnek 7.5:

Örnek 7.3'teki MF membranı gerçek ölçekli su arıtma tesisinde kullanılmış olup temizleme yapılmadan hemen önce 1.1 bar basınç altında 84 lt/m².st, temizlikten hemen sonra ise 0,52 barda 106 lt/m².st'lik su üretmiştir. Her iki durumda da sıcaklık 20°C'dir. Membran direnç katsayısını, tersinir olmayan tıkanma direnç katsayısını ve kimyasal tersinir tıkanma direnç katsayısını hesaplayınız (Crittenden ve diğ., 2012).

Çözüm 7.5:

Membran direnç katsayısı Örnek 7.3'te hesaplanmış olup $3,81 \times 10^{11} \text{ m}^{-1}$ olarak bulunmuştur (tersinir olmayan tıkanma ve kimyasal tersinir tıkanma direnç katsayılarının sıfır olması durumunda).

Tersinir olmayan tıkanma katsayısının hesaplanması:

20°C' de suyun viskozitesi $1,00 \times 10^{-3} \text{ kg/m.sn}'$ dir. $1 \text{ bar} = 100 \text{ kPa} = 10^5 \text{ N/m}^2 = 10^5 \text{ kg/sn}^2.\text{m}$

Temizleme ile tersinir tıkanma bileşenleri giderildiğinden dolayı, temizlemeden hemen sonra kimyasal tersinir tıkanma direnç katsayısı sıfıra eşit olmaktadır. Dirence sebep olan faktörler sadece membran direnci ile tersinir olmayan tıkanma direncidir. Dolayısıyla direnç modeli aşağıdaki gibi yazılabilir:

$$J = \frac{\Delta P}{\mu (R_m + R_{ir})}$$

Bu denklemden tersinir olmayan tıkanma direnci çekilerek tekrardan yazılır

$$R_{ir} = \frac{\Delta P}{\mu J} - R_m = \frac{\left(\frac{0,52 \times 10^5 \text{ kg}}{\text{sn}^2 \cdot \text{m}}\right) \times \left(\frac{3600 \text{ sn}}{1 \text{ st}}\right) \times \left(\frac{1000 \text{ lt}}{1 \text{ m}^3}\right)}{\left(\frac{1,00 \times 10^{-3} \text{ kg}}{\text{m} \cdot \text{sn}}\right) \times \left(\frac{106 \text{ lt}}{\text{m}^2 \cdot \text{st}}\right)} - 3,81 \times 10^{11} \text{ m}^{-1}$$

$$R_{ir} = 1,39 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$$

Kimyasal tersinir tıkanma direnç katsayısının hesaplanması:

Temizleme işleminden önceki direnç bileşenleri aşağıdaki gibidir:

$$J = \frac{\Delta P}{\mu (R_m + R_{ir} + R_{cr})}$$

Yukarıdaki denklem kimyasal tersinir tıkanma direncine göre tekrar düzenlenmektedir.

$$R_{cr} = \frac{\Delta P}{\mu J} - R_{ir} - R_m$$

$$R_{cr} = \frac{\left(\frac{1,1 \times 10^5 \text{ kg}}{\text{sn}^2 \cdot \text{m}}\right) \times \left(\frac{3600 \text{ sn}}{1 \text{ st}}\right) \times \left(\frac{1000 \text{ lt}}{1 \text{ m}^3}\right)}{\left(\frac{1,00 \times 10^{-3} \text{ kg}}{\text{m} \cdot \text{sn}}\right) \times \left(\frac{84 \text{ lt}}{\text{m}^2 \cdot \text{st}}\right)} - 3,81 \times 10^{11} \text{ m}^{-1} - 1,39 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$$

$$R_{cr} = 2,94 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$$

Bu örnekte kimyasal tersinir direnç katsayısı en büyük direnç olup, membran direnç katsayısından neredeyse 10 kat daha büyüktür. Bu da

tıkanmanın genel olarak membran performansı üzerindeki etkisinin önemini göstermektedir.

Örnek 7.6:

Bir laboratuvar ölçekli membran deneyinde tek fiberli geri yıkanabilir membran modülü kullanılarak Şekil 7.18'deki grafiği oluşturan veriler elde edilmiştir. Toplam membran alanı 23,0 cm² ve yeni membranın başlangıç geçirgenlik değeri 225,0 lt/m².st'tir. Deney, sabit sıcaklık (22°C) ve sabit basınç (1,023 bar) altında yürütülmüştür. Her 30 dakikada bir membrana geri yıkama yapılmıştır. 2 dakikalık aralıklarla zaman ve filtrelenen hacim kaydedilmiştir. Tablo 7.59'da filtrasyon çalışmasına ait sonuçlar verilmiştir. Filtrasyon çalışması başındaki akılarda ilk 10 çalışma için Tablo 7.60'da verilmiştir. Filtrasyon çalışması için tıkanma indeksi ile hidrolik tersinir olmayan tıkanma indeksini hesaplayınız (Crittenden ve diğ., 2012).

Çözüm 7.6:

1. Spesifik üretimi bulmak için üretilen su hacmi membran alanına bölünmektedir. Sonuçlar Tablo 7.59 sütun (3)'te belirtilmiştir. 2. satır için hesaplama aşağıdadır:

$$V_{sp} = \frac{(743,92 \text{ ml}) \times \left(\frac{1 \text{ lt}}{1000 \text{ ml}}\right)}{(23,0 \text{ cm}^2) \times \left(\frac{1 \text{ m}^2}{10^4 \text{ cm}^2}\right)} = 323,4 \text{ lt/m}^2$$

2. Her bir zaman aralığında filtrelenen hacim bir önceki hacimden çıkartılarak hesaplanmaktadır. Sonuçlar sütun (4)'te belirtilmiştir. 2. satır için örnek hesaplama:

$$\Delta V = 743,92 \text{ ml} - 732,63 \text{ ml} = 11,29 \text{ ml}$$

3. Akıyı belirlemek için her bir zaman aralığındaki filtrelenen hacim membran alanı ile süreye bölünmektedir. Daha sonra spesifik akının

hesaplanması için denklem 7.7 ve 7.8 kullanılarak sıcaklık ve basınç doğrulaması yapılmaktadır. Sonuçlar sütun (5)'te belirtilmiştir. 2. satır için örnek hesaplama:

$$J_m = \frac{(11,29 \text{ ml}) \times \left(\frac{1 \text{ lt}}{1000 \text{ ml}}\right)}{(23 \text{ cm}^2) \times \left(\frac{1 \text{ m}^2}{10^4 \text{ cm}^2}\right) \times (2 \text{ dk}) \times \left(\frac{1 \text{ st}}{60 \text{ dk}}\right)} = 147,3 \text{ lt/m}^2 \cdot \text{st}$$

$$J_{sp} = \frac{J_m \times (1,03)^{T_s - T_m}}{\Delta P} = \frac{\left(\frac{147,3 \text{ lt}}{\text{m}^2 \cdot \text{st}}\right) \times (1,03)^{20 - 22}}{1,023 \text{ bar}} = 1357 \text{ lt/m}^2 \cdot \text{st} \cdot \text{bar}$$

Tablo 7.59 Filtrasyon çalışması sonuçları

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)
Filtrasyon süresi, dk	Filtrat hacmi, ml	Spesifik üretim, lt/m ²	ΔV , mlt	Spesifik akı, lt/m ² ·st	Normalize spesifik akı, J'_{sp}	Normalize spesifik akının tersi, $1/J'_{sp}$
0	732,63	-	-	-	-	-
2	743,92	323,4	11,29	135,7	0,60	1,66
4	754,79	328,2	10,87	130,6	0,58	1,72
6	765,26	332,7	10,47	125,8	0,56	1,79
8	775,40	337,1	10,14	121,9	0,54	1,85
10	785,17	341,4	9,77	118,4	0,53	1,90
12	794,63	345,5	9,46	113,7	0,51	1,98
14	803,79	349,5	9,16	110,1	0,49	2,04
16	812,70	353,3	8,91	107,1	0,48	2,10
18	821,34	357,1	8,64	103,8	0,46	2,17
20	829,73	360,8	8,39	100,8	0,45	2,23
22	837,88	364,3	8,15	97,9	0,44	2,30
24	845,85	367,8	7,97	95,8	0,43	2,35
26	853,62	371,1	7,77	93,4	0,42	2,41
28	861,22	374,4	7,60	91,3	0,41	2,46

4. Spesifik akı (J_{sp}), başlağıçtaki spesifik akı (J_{sp0}) değerine bölünmektedir. Sonuçlar sütün (6) da belirtilmiştir. 2. satır için örnek hesaplama:

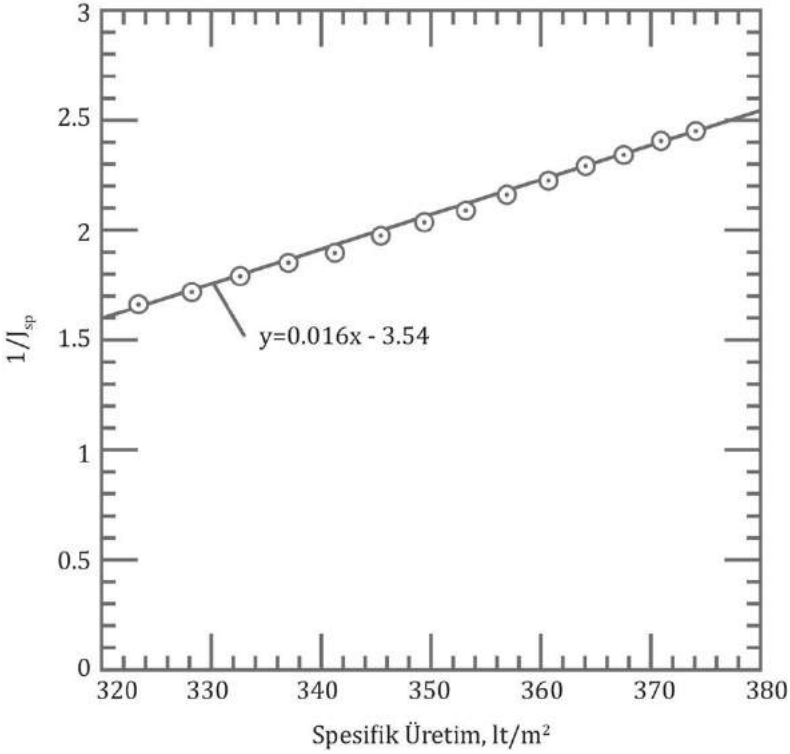
$$J'_{sp} = \frac{135,7}{225,0} = 0,60$$

5. Normalize edilmiş akıların matematiksel tersi alınır. Sonuçlar sütün (7) de belirtilmiştir.

6. Aşağıda gösterildiğı gibi, normalize spesifik akının matematiksel tersi, spesifik üretimin bir fonksiyonu olarak grafikte çizilmektedir (şekil 7.98).

Bu eğrinin eğimi membran tıkanma indeksini (MFI_6) vermektedir. $MFI_6 = 0,016 \text{ m}^2/\text{lt} = 16 \text{ m}^{-1}$. Grafiğin y eksenini 1'den kesmediğine dikkat edilmesi gerekmektedir. Bunun sebebi ise geri yıkamalar tıkanmaya sebep olan bileşenleri gidermekte ve akıyı arttırarak membran performansını değiştirmektedir. Filtrasyon alışma sresinin başında (herhangi bir geri yıkama veya temizleme öncesinde) bu kesim noktası 1'e çok yakındır.

7. Hidrolik tersinir olmayan membran tıkanma indeksinin belirlenmesi (MFI_{hi}): MFI_{hi} , geri yıkama ile kazanılamayan akıyı temsil etmektedir ve her bir filtrasyon çalışma sresinin başındaki (geri yıkamadan hemen sonra) akının net azalışıyla değerlendirilir. İlk 10 filtrasyon çalışmasına ait veriler aşağıdaki tabloda verilmiştir. Sütün 1) filtrasyon çalışma sayıları, Sütün 2) her bir filtrasyon çalışması başındaki spesifik üretimi ve sütün 3'te her bir filtrasyon çalışmasının ilk 30 dakikasındaki ortalama spesifik akı değerlerini göstermektedir (Tablo 7.60).

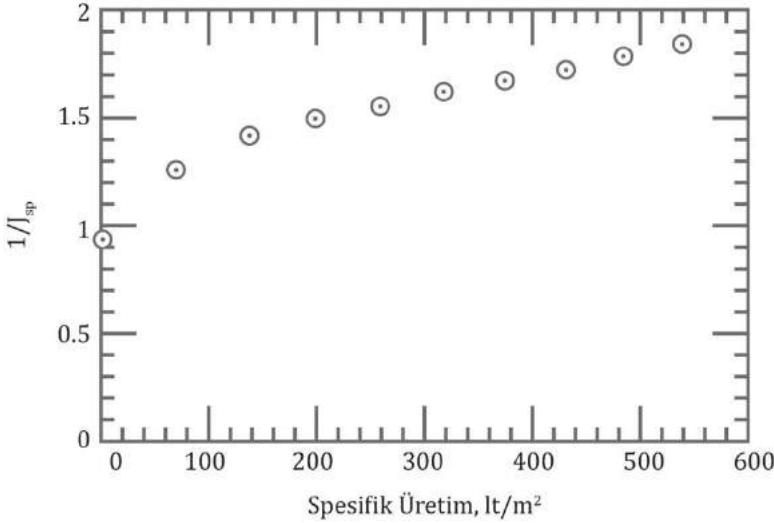


Şekil 7.98 Normalize spesifik akının matematiksel tersinin bulunması

Tablo 7.60 Spesifik akı değerleri

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)
Filtrasyon çalışma sayısı	Spesifik üretim, lt/m ²	Spesifik akı, lt/m ² .st	Normalize spesifik akı, J' _{sp}	Normalize spesifik akının tersi, 1/J' _{sp}
1	2,2	238,0	1,06	0,95
2	71,3	176,9	0,79	1,27
3	137,6	157,7	0,70	1,43
4	200,0	149,0	0,66	1,51
5	260,5	143,3	0,64	1,57
6	319,0	138,0	0,61	1,63
7	376,4	133,6	0,59	1,68
8	432,6	129,3	0,57	1,74
9	487,9	125,5	0,56	1,79
10	542,4	121,6	0,54	1,85

8. Aşağıda gösterildiği gibi, normalize spesifik akının matematiksel tersi, spesifik üretimin bir fonksiyonu olarak grafikte çizilmektedir (Şekil 7.99).



Şekil 7.99 Normalize spesifik akının matematiksel tersinin bulunması

Grafik, ilk iki filtrasyon çalışması boyunca diğer çalışmalara göre daha hızlı tıkanma olduğunu göstermektedir (ilk iki veri diğerlerine göre lineer değildir). Ayrıca tüm verilere ait lineer regresyon, uzun süreli tıkanma indeksini yansıtmayacaktır. Uzun süreli hidrolik tersinir olmayan tıkanma indeksi, veri 3 ile veri 10 arasındaki düz çizginin eğiminden hesaplanabilmektedir:

$$MFI_{hi} = \frac{1,850 - 1,427}{542,4 \text{ lt/m}^2 - 137,6 \text{ lt/m}^2} = 0,00104 \text{ m}^2/\text{lt}$$

$$MFI_{hi} = (0,00104 \text{ m}^2/\text{lt}) \times (10^3 \text{ lt/1 m}^3) = 1,04 \text{ m}^{-1}$$

7.6. MF/UF ve NF/TO için Tasarım Uygulamaları

Örnek Tasarım 7.1:

Tasarlanması planlanan ultrafiltrasyon membran sistemine ait pilot çalışmalar yapılmış ve sistemin 60 dakika filtrasyon süresi boyunca 20° C'de 110 lt/m².st akıda etkili bir şekilde işletilebildiği görülmüştür. Bu pilot çalışma sonuçlarına göre 42000 m³/gün debide suyu arıtacak bir tesis için ultrafiltrasyon membran sistemi tasarlanacaktır. Kullanılacak UF sistemi, Tablo 7.61'de özellikleri verilen paketler halindedir. Ultrafiltrasyon sistemini tasarlayınız.

Tablo 7.61 Kullanılan UF sistemi özellikleri.

Parametre	Birim	Değer
1 paketteki membran modülü sayısı	Adet	90
1 modüldeki membran alanı	m ²	15
Geri yıkama süresi	dakika	1
Geri yıkama akısı	lt/m ² .st	280

Ultrafiltrasyon sistemleri, tasarlanırken ihtiyaç duyulan toplam membran alanı seçilen membran akısına göre tasarlanmaktadır. Ultrafiltrasyon membranlarının su karakteristiğine göre m² başına filtre edebilecekleri su miktarları değişmektedir. 110 lt/m².st akı için ihtiyaç duyulan toplam membran alanı ile diğer hesaplamalar sırayla aşağıda açıklanmıştır.

1. İstenen debiyi arıtmak için gerekli minimum membran alanının hesaplanması:

$$Q = 42000 \frac{m^3}{gün} \times \frac{1 gün}{24 st} \times \frac{1000 lt}{1m^3} = 1,75 \times 10^6 lt/st$$

$$A_{min} = \frac{Q}{J} = \frac{1,75 \times 10^6 lt/st}{110 lt/m^2.st} = 15909 \cong 15910 m^2$$

2. Minimum membran alanını sağlayacak gerekli modül ve paket sayılarının hesaplanması:

$$\begin{aligned} \text{Modül sayısı} &= \frac{\text{gerekli membran alanı}}{1 \text{ modüldeki membran alanı}} = \frac{15910 \text{ m}^2}{15 \text{ m}^2} \\ &= 1061 \text{ modül} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Paket sayısı} &= \frac{\text{modül sayısı}}{1 \text{ paketteki modül sayısı}} = 1061 \text{ modül} \times \frac{1 \text{ paket}}{90 \text{ modül}} \\ &= 11,7 \cong 12 \text{ paket} \end{aligned}$$

3. Modül ve paket sayıları hesaplanırken bazı yuvarlamalar yapıldığından gerçek modül sayısı hesaplanmalıdır:

$$\text{Modül sayısı} = 12 \text{ paket} \times \frac{90 \text{ modül}}{1 \text{ paket}} = 1080 \text{ modül gereklidir.}$$

4. Gerçek modül sayısından, gerçek modül alanı ve süzüntü akısı hesaplanmalıdır:

$$\text{Gerçek modül alanı} = 1080 \text{ modül} \times \frac{15 \text{ m}^2}{1 \text{ modül}} = 16200 \text{ m}^2$$

$$\text{Gerçek süzüntü akısı} = \frac{Q}{A} = \frac{1,75 \times 10^6 \text{ lt/st}}{16200 \text{ m}^2} = 108 \text{ lt/m}^2 \cdot \text{st}$$

5. Bir sonraki aşamada bir filtrasyon süresi boyunca arıtılan su hacmi (V_F) hesaplanır.

$$V_F = (\text{süzüntü akısı}) \times (\text{toplam membran alanı}) \\ \times (\text{filtrasyon süresi})$$

$$\begin{aligned} V_F &= 108 \frac{\text{lt}}{\text{m}^2 \times \text{st}} \times 16200 \text{ m}^2 \times 60 \text{ dk} \times \frac{1 \text{ st}}{60 \text{ dk}} = 1749600 \text{ lt} \\ &\cong 1750 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

6. Bir geri yıkama boyunca harcanan arıtılmış su hacmi (V_{GY}) hesaplanır.

$$V_{GY} = 280 \frac{lt}{m^2 \times st} \times 16200 m^2 \times 1 dk \times \frac{1 st}{60 dk} = 75600 lt \cong 75,6 m^3$$

7. Geri kazanım oranı (r) aşağıdaki formülle hesaplanabilir.

$$r = \frac{V_F - V_{GY}}{V_F} = \frac{1749600 - 75600}{1749600} \times 100 = \%96$$

8. Kış koşullarında üretilecek maksimum su miktarı denklem 7.7 ile hesaplanabilir.

$$J(20^\circ C) = J(5^\circ C) \times 1,03^{(20-5)}$$

$$108 = J(5^\circ C) \times 1,03^{(20-5)} = 69,3 lt/m^2.st$$

$$Q(5^\circ C) = 69,3 \frac{lt}{m^2.st} \times \frac{24 st}{1 gün} \times \frac{1 m^3}{1000 lt} \times 16200 m^2 = 26944 m^3/gün$$

Örnek Tasarım 7.2:

Ultrafiltrasyon sistemi baraj gölünden alınan suyun havalandırma ve ön klorlama ünitelerinden geçirildikten sonra Tablo 7.62'de verilen yüzey suyu kalite değerleri göz önüne alınarak tasarımı gerçekleştirilmiştir. (Tasarım debisi: 40000 m³/gün)

Tablo 7.62 UF tasarımında esas alınan su kalite değerleri

Parametre	Tasarıma esas alınan değer	Birim
Sıcaklık	15	°C
pH	7-8	
Bulanıklık	20	NTU
AKM	40	mg/l
ÇOK	10	mg/l
KOİ	10	mg/l
Alkalinite	2	mmol/l
İletkenlik	1000	µS/cm

Giriş suyu UF ünitesine girmeden önce ön klorlama amaçlı klor dozajı gerçekleştirilecektir. Ön klorlama sonrasında suyun içerisinde bulunan kalıntı kloru engellemek için sodyum meta bisüfit dozlanacaktır. UF membranlarından önce 300 µm gözenekli kartuşlar kullanılarak suyun içerisindeki büyük partiküller tutulacaktır. Böylece UF membranlarının kullanım ömrü artırılmış olacaktır. Kartuş filtreler sonrasında PACl ile düşük konsantrasyonlu koagülant dozajı gerçekleştirilecektir. Böylece suyun içerisinde bulunan koloidal partiküllerin daha büyük parçalar haline getirilmesi ve membranların gözeneklerini tıkaması engellenmeye çalışılacaktır. Dozlanacak koagülant ve dozaj miktarı ile alakalı bilgiler Tablo 7.63'te verilmiştir.

Tablo 7.63 Koagülant dozaj bilgileri

Koagülant	Konsantrasyon (%)	Koagülantın yoğunluğu (g/cm ³)	Ortalama Dozaj Miktarı (ppm)	Ortalama pH	Temas Süresi (sn)
PACl	5,3	1,2	1	6,5-7,3	30-60

Ultrafiltrasyon sistemleri tasarlanırken ihtiyaç duyulan toplam membran alanı, seçilen membran akısına göre belirlenmektedir. Ultrafiltrasyon membranlarının su karakteristiğine göre m² başına filtre edebilecekleri su miktarları değişmektedir. Bu baraj gölü için kurulacak sistemde seçilen maksimum membran akısı 75 lt/m².st'dir. Ortalama debide ise 60 lt/m².st değeri kabul edilerek ihtiyaç duyulan toplam alan hesaplanmıştır.

Toplam membran alanı belirlendikten sonra tek bir UF modülündeki membran alanı kabul yapılarak toplam modül sayısı hesaplanmaktadır. Esas alınan membran alanı değeri, tek bir modül için 50 m²'dir. Ultrafiltrasyon sisteminin tasarımına ve işletme esnasında kullanılacak filtrasyon süreleri, geri yıkama süreleri, geri yıkama akıları Tablo 7.64'te verilmiştir.

Tablo 7.64 Ultrafiltrasyon sistemi tasarım değerleri

Maks. akı (lt/m ² .st)	Net filtrasyon akısı (lt/m ² .st)	Geri kazanım (%)	Filtrasyon Zamanı (dk)	Geri Yıkama Zamanı (sn)	Geri Yıkama Akısı (lt/m ² .st)
75	60	90	30	30	200
Sistem Tertip Tarzı					
Toplam Membran Alanı (m ²)	Toplam Modül Sayısı	Dizi sayısı	Her Dizideki Membran Modül Sayısı	Membran Tipi	Membran Malzemesi
27778	555	3	185	Ultrafiltrasyon	PVDF
İşletme Tertip Tarzı					
Tasarım Besleme Debisi (m ³ /st)	Süzüntü Debisi (m ³ /st)	Geri Yıkama Atıksu Debisi (m ³ /st)	Kimyasal Geri Yıkama Atıksu Debisi (m ³ /st)	Toplam Atıksu Miktarı (m ³ /st)	
1851,8	1666,67	92,6	12,4	105	

Ultrafiltrasyon sistemi devrede olduğu sürece zaman içerisinde tıkanmalar meydana gelecektir. Tıkanmalardan dolayı meydana gelecek süzüntü suyu miktarındaki azalmaları engellemek amacıyla kimyasal geri yıkamalar öngörülmüştür. Kimyasal geri yıkamada kullanılacak konsantrasyonlar ve kimyasal yıkama programı Tablo 7.65'te verilmiştir. Tabloda verilen yıkama süreleri scada üzerinde ayarlanabilir olmalıdır. Bu şekilde ilerleyen dönemler için kimyasal yıkama programı değiştirilebilecektir. Kimyasal yıkama sonrası çıkacak kimyasallı kirli su bir nötralizasyon tankı içerisinde biriktirilerek uzaklaştırılacaktır.

Kimyasal geri yıkama için suyun deşarj edileceği nokta idare tarafından belirlenecektir.

Tablo 7.65 Ultrafiltrasyon sistemi için ön görülen kimyasal geri yıkama programı

Kimyasal	Set noktası pH/ppm	Sıklık (st)	Geri yıkama süresi (sn)	Geri Yıkama Akısı (lt/m2.st)	Bekleme Süresi (dk)	Durulama Zamanı (sn)	Durulama Akısı (lt/m2.st)
Alkali Yıkama	NaOH 12,0	12	30	120	15	30	200
Alkali + Oksidant	+ 20 ppm NaOCl						
Asit	HCl 2,3	12	30	120	15	30	200
Dezen-feksiyon	NaOCl 0 ppm	0	0	100	0	0	230

Ultrafiltrasyon sisteminin işletilebilmesi için gerekli olacak önemli ekipmanlar ve kapasiteleri belirlenerek Tablo 7.66'da verilmiştir.

Kimyasal geri yıkamalarda kullanılmak üzere ihtiyaç duyulacak su ultrafiltrasyon sisteminin süzöntü suyundan karşılanacaktır. Süzöntü suyunun depolanması ve kimyasal geri yıkama için ihtiyaç duyulacak minimum hacimler Tablo 7.67'de verilmiştir.

Tablo 7.66 Mekanik ekipman kapasiteleri

	Tasarım Pompa Debileri	Pompa Adedi	Tasarım TMP (bar)	Sistem Basınç Kaybı (bar)	Tasarım Basıncı (bar)
Besleme Pompası	617,3 m ³ /st	3 asil + 1 yedek	1,5	0,1	1,6
Geri Yıkama Pompası	1.851,8 m ³ /st	1 asil + 1 yedek	2,5	0,3	2,8
Kostik Dozaj Pompası	778,3 lt/st	1 asil + 1 yedek	-	-	-
Asit Dozaj Pompası	704,6 lt/st	1 asil + 1 yedek	-	-	-
Klor Dozaj Pompası	182,1 lt/st	1 asil + 1 yedek	-	-	-
Koagülant Pompası	31,1 lt/st	1 asil + 1 yedek	-	-	-

Tablo 7.67 Kimyasal geri yıkama için ihtiyaç duyulacak minimum hacimler

Kimyasal Geri Yıkama için Gerekli min. Su Miktarı (m ³)	Emniyet faktörü (%)	Min. Tasarım Hacmi (m ³)	Açıklama
28	25	34	Kimyasal geri yıkama için. Kimyasal bekleme boyunca tekrar doldurulması gerekiyor.
74	25	89	Durulama için. Kimyasal bekleme boyunca tekrar doldurulması gerekmiyor.

Ultrafiltrasyon sistemi işletilmeye devam edildikçe yüzeyinde oluşan biyofilm tabakası ve su içerisinde bulunan sertlik membran yüzeyinde

çökelmelere neden olacaktır. Bu durumun neden olduğu tıkanmaları uzaklaştırmak için sistemde kullanılan membranlar yerinde kimyasal yıkama yapılmalıdır. Yerinde kimyasal yıkamada belirli konsantrasyonlarda hazırlanan asit, baz veya oksidant çözeltilere membranlara pompalanarak belirli sürelerde kimyasala maruz bırakılır. Belirli süreler için sirkülasyon yapılarak membranların yüzeyleri temizlenir.

Yerin kimyasal (CIP) yıkamalar için tasarlanan sistem detayları ve ihtiyaç duyulan minimum tank hacimleri Tablo 7.68’de verilmiştir.

Tablo 7.68 Kimyasal yıkama (CIP) tasarımı

CIP tankı min. hacim (m ³)	CIP tankı giriş boru hacmi [m ³]	UF modülü+modül borusu hacmi (m ³)	CIP geri dönüş boru hacmi (m ³)	Toplam CIP hacmi (m ³)	CIP pompası kapasitesi 1 bar (m ³ /st)
01	1	16,6	1	18,6	333

Günlük kimyasal geri yıkamada tüketilecek kimyasal miktarları,Tablo 7.69’da verilmiştir.

Tablo 7.69 Günlük kimyasal tüketim miktarları

	Kimyasal	Konsantrasyon (%)	Hedef pH/kons.	Yoğunluk (g/cm ³)	Günlük toplam tüketim (lt)	Günlük toplam tüketim (kg)
Kostik	NaOH	48	12	1,5	123,6	185,4
Asit	HCl	32	2,3	1,16	121,8	141,29
Okسد.	NaOCl	12	20 ppm	1,23	0	0
Koag.	PACl	5,3	1	-	1,71	2,12

Ultrafiltrasyon sistemi için enerji tüketimi ise Tablo 7.70’te verilmiştir.

Tablo 7.70 Ultrafiltrasyon sisteminin enerji tüketimi

	Sistem basıncı (mbar)	Pompa Verimi (%)	Günlük enerji tüketimi (kWst)	Spesifik enerji tüketimi (kWst/m³)
Filtrasyon	3000	70	545	0,013
Asit	250	70	72	0,003
Oksidant	104		3	0,00
Toplam			620	0,016

Örnek Tasarım 7.3:

TÇM değeri 1500 mg/lt olan bir kaynaktan içme suyu temin edilecektir. TÇM konsantrasyonunu 300 mg/lt'ye düşürebilmek için kullanılacak ters osmoz (TO) sistemini aşağıdaki verileri kullanarak boyutlandırınız. Kütle dengesini kurunuz. Membran alanını, hacmini, modül sayısını ve gerekli basınç tankı sayısını bulunuz.

$$Q = 20000 \text{ m}^3/\text{gün}$$

$$\text{Geri kazanım oranı, } R = \%75$$

$$\text{Tuz giderim oranı, } S = \%95$$

$$\text{Tasarım basıncı} = 4140 \text{ kN/m}^2$$

$$\text{Besleme suyu sıcaklığı} = 27 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Ham su TÇM} = 1500 \text{ mg/lt}$$

$$\text{Arıtılmış su TÇM} = 300 \text{ mg/lt}$$

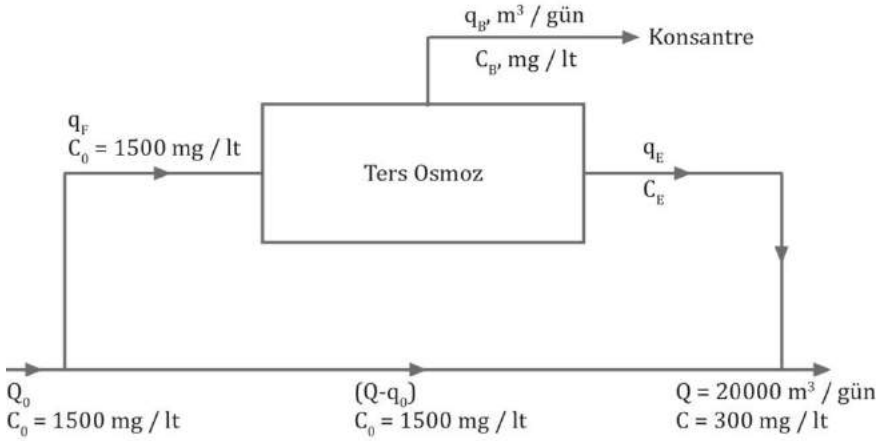
$$\text{Akı, } J = 0,82 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{gün}$$

$$\text{Paketleme oranı} = 820 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\text{Modül hacmi} = 0,03 \text{ m}^3$$

Her bir basınç tankında 10 adet modül bulunmaktadır.

Sistemin akım diyagramı Şekil 7.100'de verilmiştir



Şekil 7.100 TO membranına giren ve TO membranından çıkan akımlar

$$C_E = C_0 (1-S) / R = 1500 (1-0,95) / 0,75 = 100 \text{ mg/lt}$$

q_E için kütle dengesi kurulur.

Kütle dengesi,

$$(Q - q_E) * C_0 + q_E * C_E = Q * C$$

$$(20000 - q_E) * 1500 + q_E * 100 = 20000 * 300$$

$$q_E = 17143 \text{ m}^3 / \text{gün}$$

TO sistemine beslenen su debisi, q_F için;

$$q_F = q_E / R = 17143 / 0,75 = 22857 \text{ m}^3 / \text{gün}$$

Konsantre debisi, q_B için;

$$q_B = (q_F - q_E) = 22857 - 17143 = 5714 \text{ m}^3 / \text{gün}$$

Konsantredeki TÇM konsantrasyonu, C_B için;

$$C_B = (0.95 \cdot 1500) / (1 - 0,75) = 5700 \text{ mg/lt}$$

Toplam ham su debisi, Q_0 ;

$$Q_0 = q_F + (20000 - q_E) = 22857 + (20000 - 17143) = 25714 \text{ m}^3/\text{gün}$$

TO membran alanı, A ;

$$A = q_E / J = 17143 / 0,82 = 20906 \text{ m}^2$$

TO membran hacmi, V ;

$$V = 20906 / 820 = 26 \text{ m}^3$$

Modül sayısı, n ;

$$n = 26 / 0,03 = 867 \text{ adet modül}$$

Basınç tankı, N ;

$$N = 867 / 10 = 86,7 \cong 87 \text{ adet basınç tankı gereklidir.}$$

Örnek Tasarım 7.4:

Aşağıdaki verilen kabuller için bir ters osmoz sistemini tasarlayınız:

- Spiral Sargılı membranlar (içi boşluklu fiber membran hesaplamaları ile aynıdır.)
- Membran akısı = 25,46 lt/m².st
- 4:2:1 membran aşama düzeni (birinci aşama, 4 basınç kabı, ikinci aşama, 2 membran kabı, üçüncü aşama, 1 membran kabı)
- Her bir membran kabında 7 membran
- Bir membran alanı, 32,5 m²
- Geri kazanım oranı, % 75

Aşağıda sırasıyla hesaplar verilmiştir:

1. Bir membranın debisi,

$$Q_P = F_w A = 25,46 \frac{lt}{m^2 \cdot st} \times 32,5 \frac{m^2}{element} = 827,45 \frac{lt/st}{element}$$

2. Membran elementi sayısı (4:2:1),

$$7 \text{ basınç kabı} \times (7 \text{ element/basınç kabı}) = 49 \text{ element}$$

3. Her bir aşamada üretilen debi,

$$827,45 \frac{lt/st}{element} \times 49 \text{ element} = 40545,05 \text{ lt/st} = 973 \text{ m}^3/\text{gün}$$

4. Tesis debisi, 3785 m³/gün olduğuna göre,

$$\text{Gerekli paralel ünite sayısı} = 3785 / 973 = 3,9 \text{ (4 adet kurulabilir.)}$$

5. Toplam membran sayısı,

$$4 \times 49 \frac{element}{1 \text{ ünite}} = 196 \text{ element}$$

6. Toplam ham su debisi,

$$\text{Toplam su debisi} = \frac{3785}{0,75} = 5046,67 \text{ m}^3/\text{gün}$$

$$\text{Her ünitedeki ham su debisi} = \frac{5046,67}{4} = 1261,67 \text{ m}^3/\text{gün}$$

Örnek Tasarım 7.5: Ultrafiltrasyon sistemi projelendirilmesi

DOW firmasının “Wave” isimli yazılım programı ile projelendirme yapılmıştır.

UF sistem tasarım programları ile mevcut tesisin performansı belirlenebileceği gibi yeni bir tesis için de ihtiyaç doğrultusunda tertip tarzları oluşturulabilmektedir. Yeni bir UF sistem tasarımının optimum bir şekilde yapılabilmesi için temel bilgilerin doğru ve eksiksiz bir şekilde belirlenmesi oldukça önemlidir. Bu bilgiler şu şekilde sıralanabilir: su kaynağının tipi (yüzey suyu, yeraltı suyu vb.), kalitesi, sıcaklık değişimi, tesis giriş debisi ve ürün suyu debisidir. UF sistem tasarımı aşağıdaki adımları içermektedir:

- Giriş suyu debisinin ve geri kazanım oranının tanımlanması
- Giriş suyu özelliklerinin programa girilmesi
- Sistem tasarımının tanımlanması
- Sistem tertip tarzının tanımlanması
- UF işletimine ait detayların belirlenmesi
- İlave UF ekipmanlarının özelleştirilmesi

Aşağıdaki Şekil 7.101’de programın giriş arayüzü görülmektedir. Aşağıda arayüz görüntüleri ile açıklanacak olan örnekte birimler metrik, giriş debisi 1000 m³/gün ve su kaynağı “yüzeysel su” olarak seçilmiştir.

Öncelikle tertip tarzı “Configuration” sekmesinden birimler seçilmektedir. Birim seçiminden sonra sol taraftaki mavi ok işaretlenir ve üzerine giriş suyu debisi yazılır. Alt kısmından su kaynağı seçilir ve sağ tarafındaki gri bölgeye de istenen membran teknolojisine ait simge sürüklenir. Yanlış simgenin seçilmesi durumunda bu simge çöp sepetine doğru sürüklenerek tekrardan seçim yapılabilmektedir. Ürün suyu debisine göre tasarım yapılması istenirse, sağ taraftaki mavi ok işaretlenerek tasarıma devam edilmektedir. Özel bir geri kazanım oranı tanımlamak istendiğinde ise UF simgesine sağ tıklanarak “Geri kazanım

oranını tanımla” (Define recovery) seçilir ve istenen geri kazanım oranı yazılır (Şekil 7.102). Sistemde önceden tanımlanmış geri kazanım oranı ise %95’ tir.

UF tasarımı için giriş suyu karakterizasyonu girilirken aşağıdaki sıralamanın takip edilmesi önerilmektedir. Örnek arayüz Şekil 7.103’ te gösterilmiştir.

1. “Giriş suyu” (Feed water) sekmesinden su tipi seçilir.
2. Suyun katı madde muhtevası (NTU, TSS=AKM, SDI) ve TOK değerleri girilir.
3. Sıcaklık ve pH değerleri girilir
4. “pH’ ı ayarla” (Adjust pH) butonu ile pH ayarlaması yapılır.

Şekil 7.104’te arayüzü gösterilen “Ultrafiltrasyon” sekmesinden UF sistemi tasarım özellikleri özelleştirilebilir. Bunun için sol tarafta tasarım “Design” butonu tıklanarak açılan pencere kullanılır. Buradan, “Sadece içme suyu uygulamaları için uygun olan modülleri göster” (Only show modules approved for drinking water application) seçeneği tıklandığında, modül alternatifleri sadece içme suyu için olan UF modüllerine indirgenebilir. Ardından “DOW UF Modülü” (DOW UF Module) kısmı tıklanarak çıkan alternatiflerden istenen modülün seçimi yapılır. Yine bu pencereden süzüntü akısı, geri yıkama akısı, kimyasal yıkama akısı gibi çeşitli akıların kullanıcı tarafından belirlenmesi de mümkündür. Bunun için Şekil 7.104’te gösterilen “Anlık akı ve debileri tasarla” (Design Instantaneous (Gross) Flux and Flowrates) kısmına istenen akı ve debi değerleri yazılır veya yazılımın önceden tanımladığı değerler de tercih edilebilir.

Ultrafiltrasyon tasarım penceresinden yapılabilen bir diğer işlem de her bir işletme döngüsü için aralıkların belirlenmesidir. Bunun için “döngü aralıklarını tasarla” (Design Cycle Intervals) (Şekil 7.105) başlığı altına istenen süreler girilerek yazılıma tanımlanabilir. Burada tanımlanabilen

döngü aralıkları şunlardır: filtrasyon süresi, asidik yıkama, alkali yıkama, yerinde kimyasal yıkama (CIP) ve membran bütünlük testidir.

Yıkama prosesleri arasında müsaade edilebilir TMP artışı da sisteme tanımlanabilmektedir. “Prosesler arası filtrasyon TMP artışı” (Filtration TMP Increase Between Processes) (Şekil 7.105) başlığı altına geri yıkama, asidik yıkama, bazik yıkama ve yerinde kimyasal yıkama prosesleri arasındaki istenen TMP artış değerleri sisteme tanımlanır. Bu tanımlama, membranın kullanımı sırasında gerekli enerjinin tahmin edilmesine yardımcı olmaktadır.

Yazılımın tasarım kısmının bir diğer özelliği de tutulması hedeflenen partiküler maddenin boyutu ve giderim veriminin istenen değerlerde ayarlanabilmesidir. Sistemde varsayılan gözenek boyutu 150 µm, filtre verimi ise %99,5' tir.

Ultrafiltrasyon sekmesindeki bir sonraki pencere tertip tarzı (Configuration). Tavsiye edilen tertip tarzları, akı, döngü süresi ve modül seçime göre oluşturulmaktadır (Şekil 7.106). “IntegraPac” modülü için, diğer modüllerden farklı olarak modül ve dizi seçenekleri ayarlanabilmektedir (Şekil 7.107).

UF sistem tertip tarzları belirlenmesi için iki farklı yöntem mevcuttur:

1. “Önerilen tertip tarzları” (Recommended Configurations) tablosundaki sıralardan birisine çift tıklatılır veya
2. “Seçilen tertip tarzı” (Selected configuration) başlığı altına toplam modül sayısı, bir dizideki modül sayısı ve yedek dizi sayısı gibi kriterler için istenen değerler doğrudan yazılır (Şekil 7.108).

Bu yazılımda, debi, su kaynağı çeşidi, kalitesi ve sistem tertip tarzının yanı sıra ilave üniteler için de seçenekler mevcuttur, bu seçenekler:

1. Yedek seçenekleri ve
2. Depo tankı seçenekleri

Yedek seçenekleri:

1. Sabit ürün debisi, değişken işletme akısı
2. Sabit işletme akısı, değişken ürün debisidir (Şekil 7.109)

Depo tankı seçenekleri ise tercih edilen yedek seçeneğine göre otomatik olarak belirlenmektedir. Yedek seçeneğine göre değişen depo tankı seçenekleri:

1. Sadece geri yıkama tankı: Süzüntü için depolama tankı yoktur, ilave olarak yedek modül gerekebilir. Süzüntünün bir kısmı geri yıkamada kullanılmak üzere depolanır.
2. Geri yıkama ve süzüntü tankı: Bir sonraki arıtma ünitesine sabit debide süzüntü suyu gönderebilmek için süzüntü suyu depolama tankı mevcuttur. Bu seçenek daha az yedek modüle ihtiyaç duyar. Süzüntünün bir kısmı geri yıkamada kullanılmak üzere depolanır (Şekil 7.109).

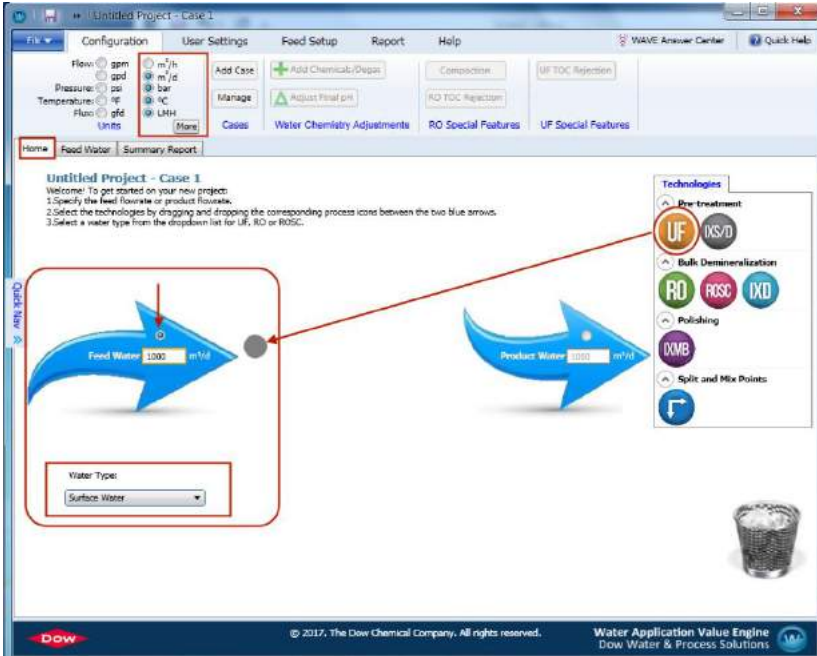
Temel bilgi girişleri yapıldıktan sonra debi, su kaynağı ve tanımlanan işletme parametrelerine göre UF proses akış diyagramı oluşturulur. Bu akış diyagramı "Ultrafiltrasyon" sekmesi altında gösterilmektedir. "Önerilen tertip tarzı" (Recommended configuration) tablosu ile yer değiştirebilir. "UF sistem diyagramını göster" (Show UF System Diagram)" yazısı tıklandığında proses akış diyagramı, "Önerilen tertip tarzının göster" (Show recommended configurations) yazısı tıklandığında ise proses akım şeması, yerini tavsiye edilen tertip tarzları tablosuna bırakmaktadır.

Akış diyagramında gösterilen bilgiler:

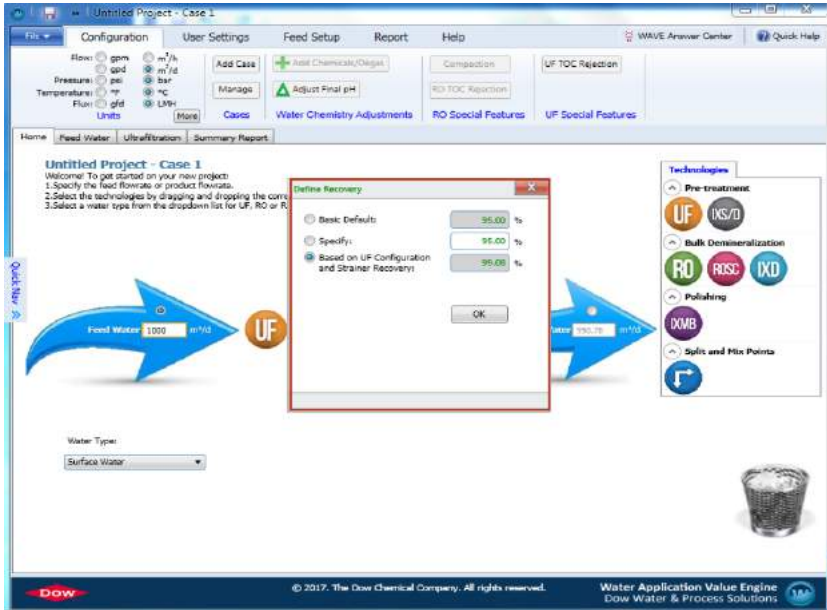
- Debiler (Giriş, ürün, geri yıkama, CIP, hava ve kimyasallar)
- Giriş suyu karakterizasyonu (AKM, TOK, NTU, SDI)
- Modül ve ünite sayısı

- UF modül tipi
- UF sistem geri kazanımı ve partikül madde giderim verimi
- Tank boyutları (Geri yıkama veya geri yıkama + süzüntü, CIP)

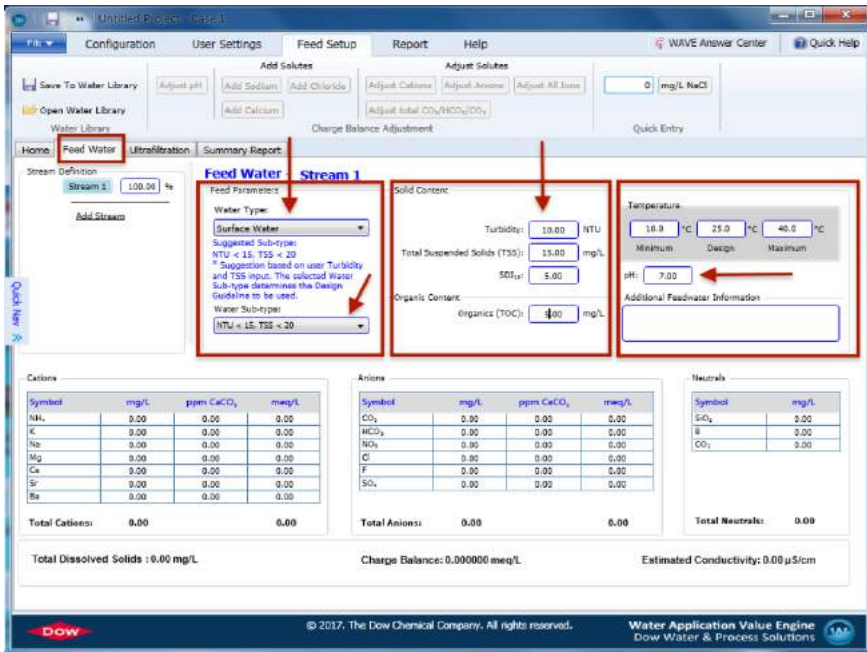
Şekil 7.110'da gösterilen ekran görüntüsündeki gibi Ultrafiltrasyon sekmesi "Fazlası" (More) seçeneği tıkandığında, geri yıkama, kimyasal geri yıkama (CEB), yerinde kimyasal yıkama (CIP) ve ilave seçenekler için pencere geçişleri görünmektedir. Basınç seçenekleri, vana zamanlaması ve tank boyutlarının özelleştirilmesi "İlave seçenekler" (Additional Settings) penceresinden yapılabilmektedir (Şekil 7.111). Bilgi girişi tamamlandıktan sonra "Özet rapor" (Summary Report) sekmesine tıklandığında tasarım bilgileri tablolar halinde sunulur, ayrıca özet bilgileri içeren bir proses akış diyagramı da raporda gösterilir. Bu tasarım örneği (1000 m³/gün, yüzeysel su) için sonuçlar Şekil 7.112 ve Şekil 7.113'te gösterilmiştir.



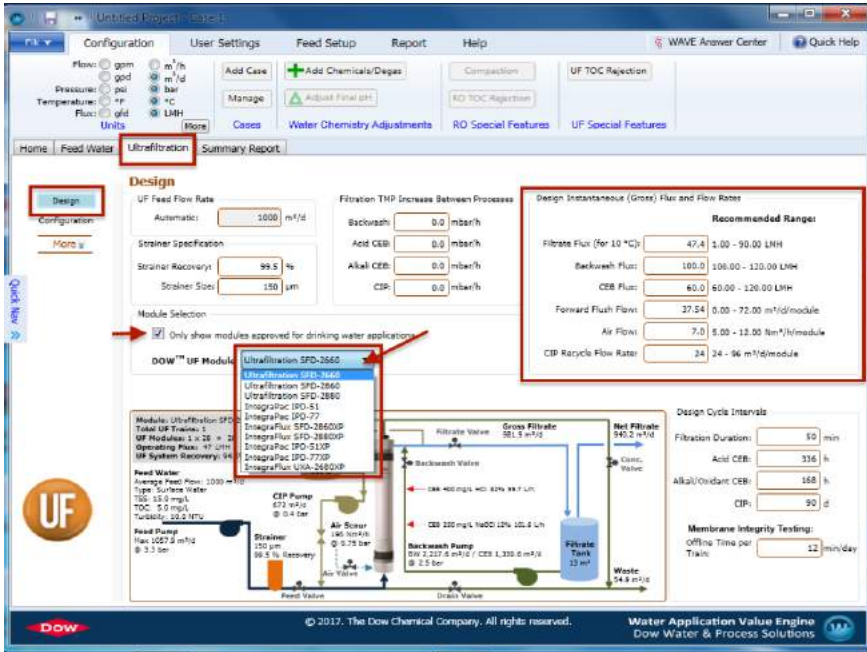
Şekil 7.101 UF sistemi arayüzünde giriş suyu debisinin belirlenmesi



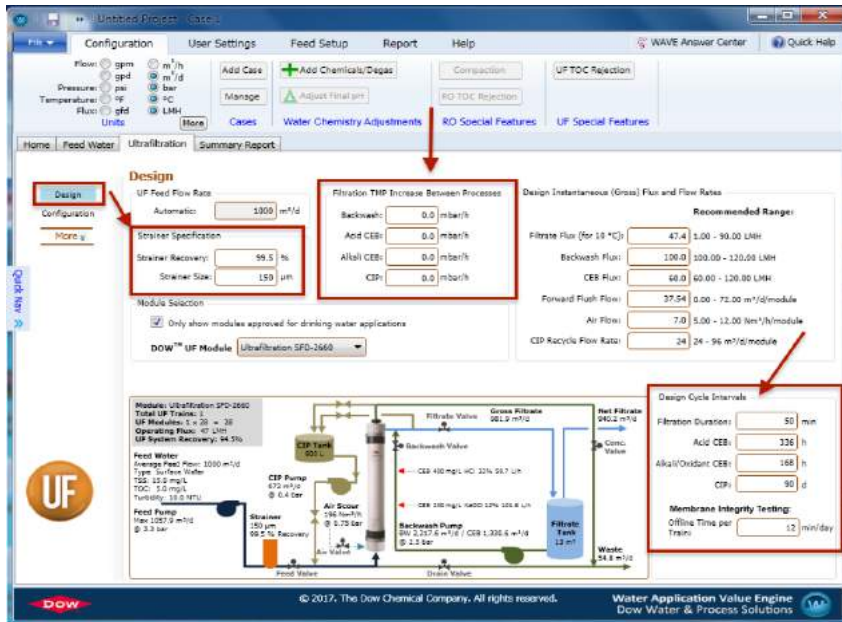
Şekil 7.102 UF sistemi geri kazanım oranının belirlenmesi



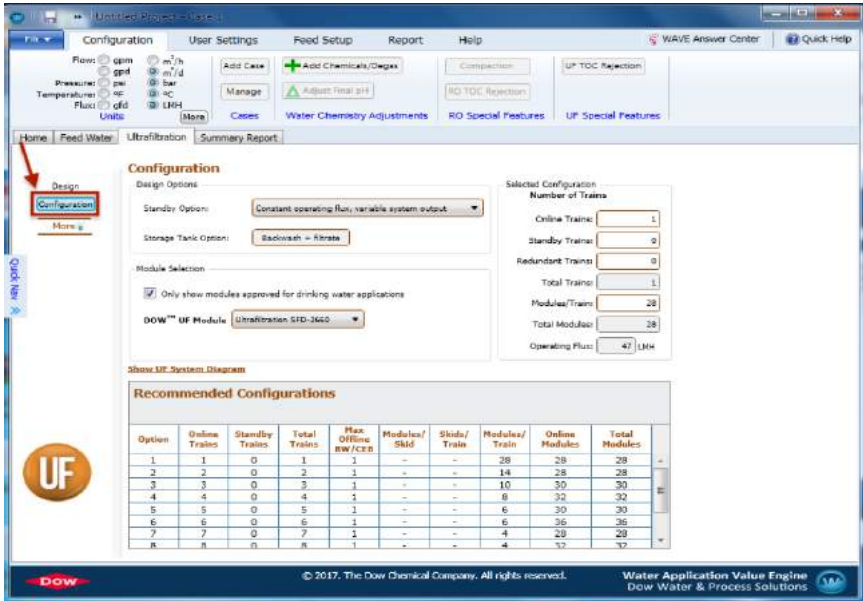
Şekil 7.103 Giriş suyu özelliklerinin tanımlanması



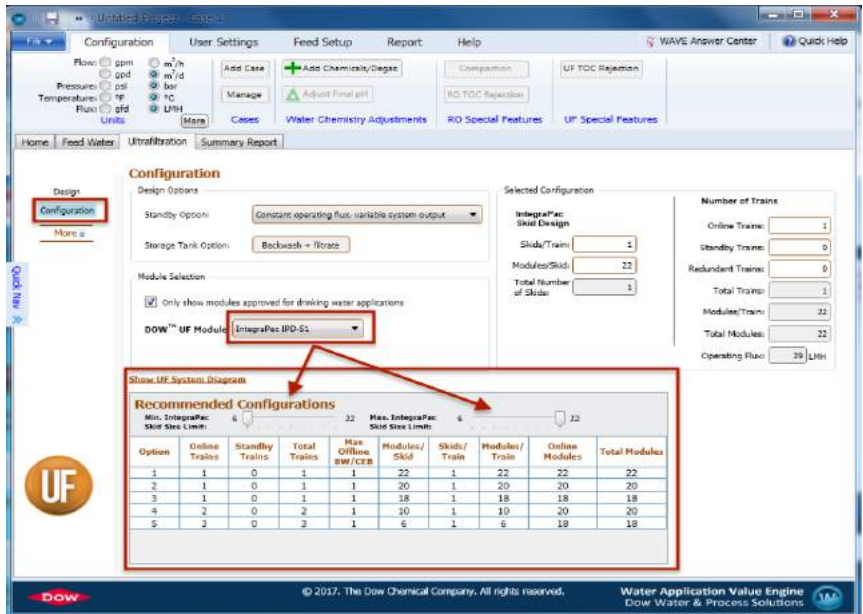
Şekil 7.104 Tasarım penceresine ait arayüz görüntüsü



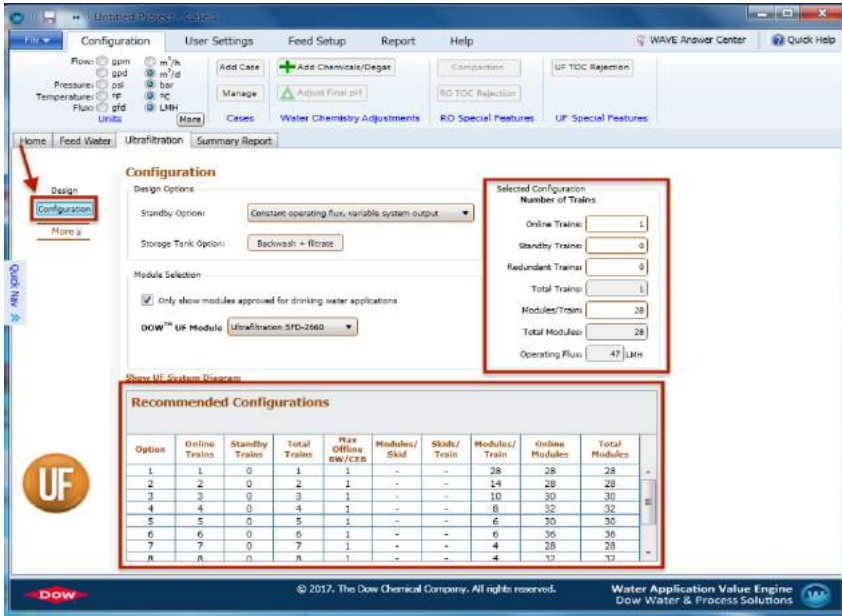
Şekil 7.105 İşletme döngüsü aralıkları ile TMP'nin tanımlanması



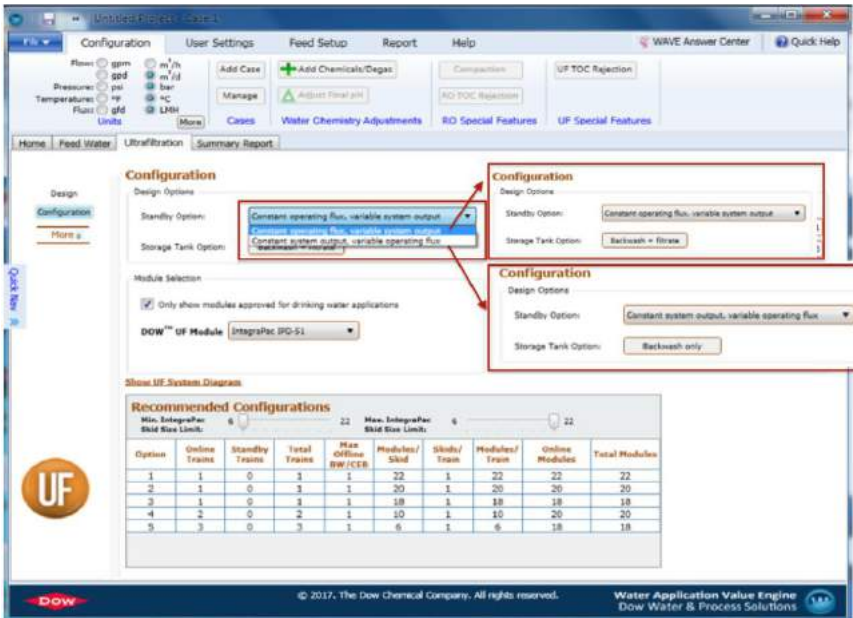
Şekil 7.106 UF tasarım sekmesi – tertip tarzı penceresine ait bir ekran görüntüsü



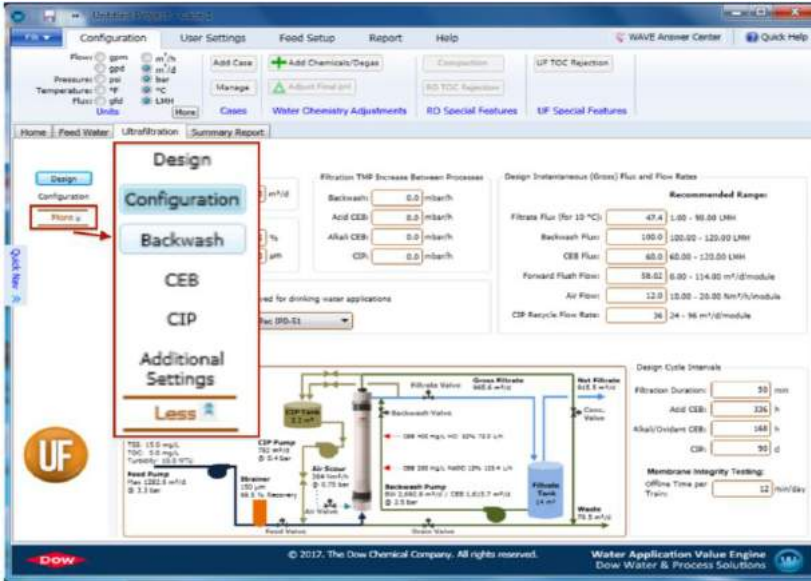
Şekil 7.107 Farklı bir modül için modül ve dizi seçeneklerinin ayarlanması



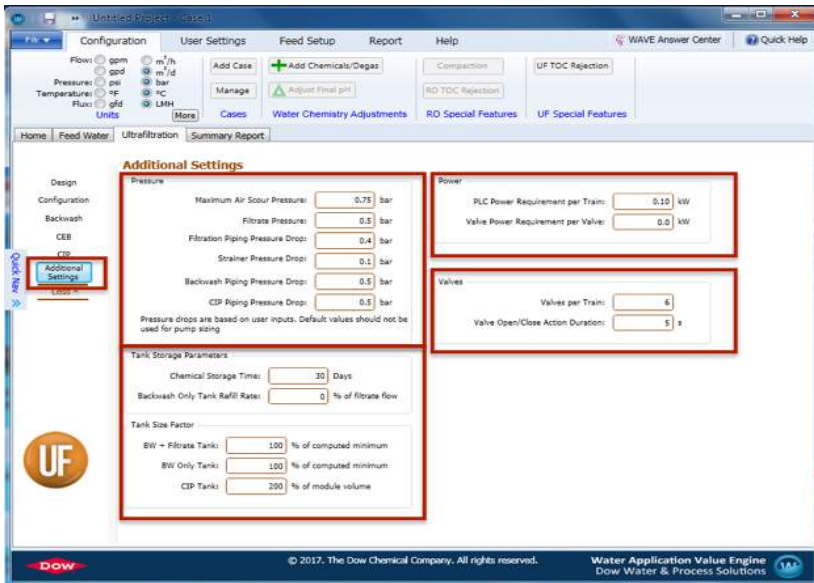
Şekil 7.108 UF sistem tertip tarzının belirlenmesi



Şekil 7.109 Yedek ünite ve depo tankı seçeneklerinin belirlenmesi

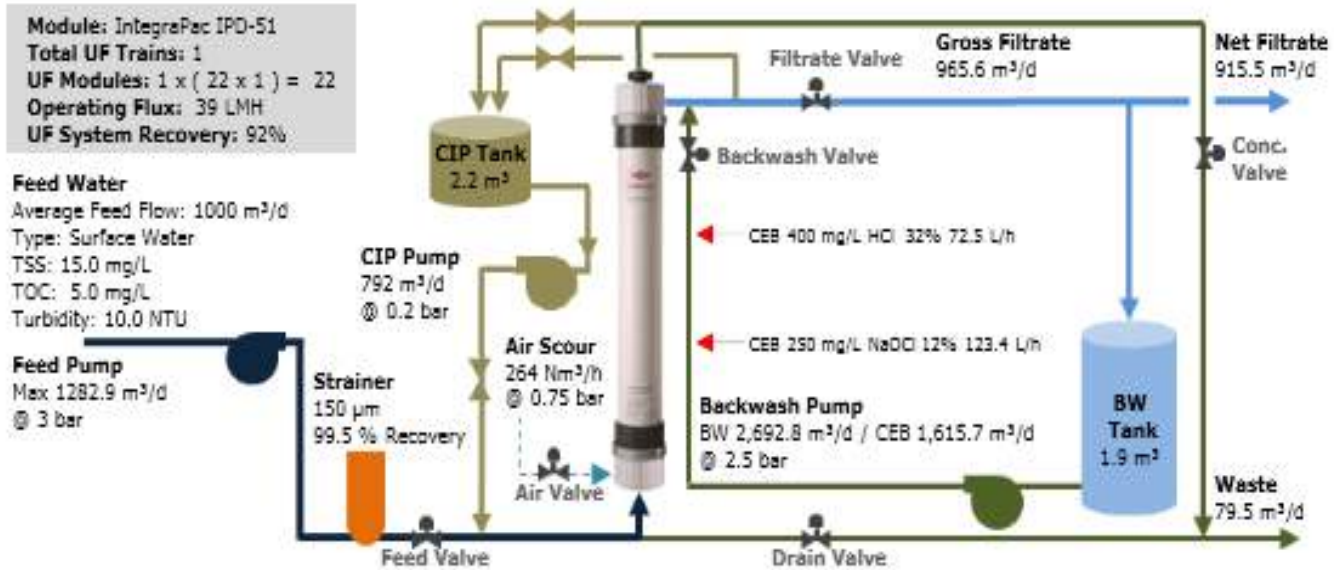


Şekil 7.110 Sistem işletme detaylarının belirlenmesi için yapılan pencere seçimi



Şekil 7.111 İlave işletme parametrelerinin belirlenmesi

UF Summary Report



Şekil 7.112 Rapor – Proses akış diyagramı

UF System Overview

Module Type	IntegraPac IPD-51	
# Trains	Online = 1	Standby = 0
		Redundant = 0
# Modules	Per Train = 22	Total = 22
System Flow Rate (m ³ /d)	Gross Feed = 1000.0	Net Product = 915.47
Train Flow Rate (m ³ /d)	Gross Feed = 1000	Net Product = 915.47
UF System Recovery (%)	92.01	
TMP (bar)	0.32 @ 10.0 °C	0.43 @ 0.0 °C
Utility Water	Forward Flush: Pretreated water	Backwash: UF filtrate water

a)

UF Operating Conditions

	Duration	Interval	Flux/Flow
Filtration:	50.0 min	53.6 min	-
Instantaneous			
1 Online Trains			39 LMH
1 Total Trains			39 LMH
Average			36 LMH
Net			34 LMH
Backwash	3.6 min	53.6 min	100 LMH
Acid CEB	16.3 min	336 h	60 LMH
Alkali CEB	16.3 min	168 h	60 LMH
CIP	157.2 min	90 d	36.00 m ³ /d
Membrane Integrity Testing	12.0 min	24 h	-

b)

UF Water Quality

Stream Name	Stream 1	
Water Type	Surface Water (10.0 - 40.0 °C)	
	Feed	Expected UF Product Water Quality
Temperature (°C)	0.0	0.0
Turbidity (NTU)	10.0	≤ 0.1
TSS (mg/L)	15.0	-
Organics (TOC) (mg/L TOC)	5.0	4.5
SDI ₁₅	5.0	≤ 2.5
pH	7.0	7.0

c)

UF Design Warnings

Design Warning	Limit	Estimate
Design Feed Temperature < Min (°C)	1.0	0.0
BW Cycle: Temperature < Min (°C)	1.0	0.0
CEB Cycle: Temperature < Min (°C)	1.0	0.0

d)

Şekil 7.113 Rapor - Tasarım bilgilerine ait tablo görüntüleri

Örnek Tasarım 7.6: Ters Osmoz sistemi projelendirilmesi

DOW firmasının "Rosa" isimli yazılım programı ile projelendirme yapılmıştır.

Membran üreticileri sistem tasarımlarının kolayca yapılabilmesi için projeksiyon programları kullanmaktadırlar. Bu programlar ile ham su karakterizasyonuna göre uygun membran tipi seçilerek en doğru tasarımın yapılması amaçlanmaktadır. Tasarımlar sonucunda besleme tarafında kullanılacak basınç değerleri, çıkışta her bir kirletici için çıkış konsantrasyonları gibi sisteme ait bilgiler elde edilebilmektedir. Bu programlar aynı zamanda sistemin simülasyonu olarak da kullanılabilir. Detaylı olarak sistem ekipman ve maliyet analizi yine bu programlar sayesinde yapılabilir. Bu bölümde ters osmoz sistemlerinin projelendirilmesi için kullanılan programlar kullanılarak 1000 m³/gün kapasitede yüzey suyunun arıtımı için sistem tasarımı gerçekleştirilecektir.

Tasarım Adımları:

- Besleme suyu tipi; yüzeysel su SDI<3
- Gerekli süzüntü debisi= 1000 m³/gün
- 5 membran elementli basınç kabı kullanılacaktır.
 1. Membran modeli BW30-400, aktif yüzey alanı 37,2 m².
 2. SDI değeri 3'ten küçük olan yüzey suları için tavsiye edilen ortalama akı 25 lt/m².st
 3. Toplam ihtiyaç duyulan membran element sayısı

$$Element\ sayısı = \frac{1000 \frac{m^3}{gün}}{37,2 m^2 \times 25 \frac{lt}{m^2} \times st} \approx 45\ adet$$

membran elementine ihtiyaç vardır.

4. Toplam Basınç kabı sayısı= 45/5= 9 adet
5. 5 elementli basınç kabı için kademe sayısı= 2

6. Kademe oranı 2:1 seçilmiştir. Her kademedeki basınç kabı sayısı sırasıyla 6:3 olarak belirlenmiştir.
7. Sistem geri kazanım oranı= % 75
8. Hesaplanan ve seçilen bu değerler ters osmoz sistem analiz (ROSA) programına girilerek analiz edilecektir. Program her bir element için işletme verilerini analiz edecektir. Program üzerinden membran element tipi ve sayısı değiştirilerek sistemin optimize edilmesi sağlanacaktır. Bu doğrultuda aşağıdaki adımlar takip edilecektir.

Rosa Programı Üzerinde Sistem Tasarımı

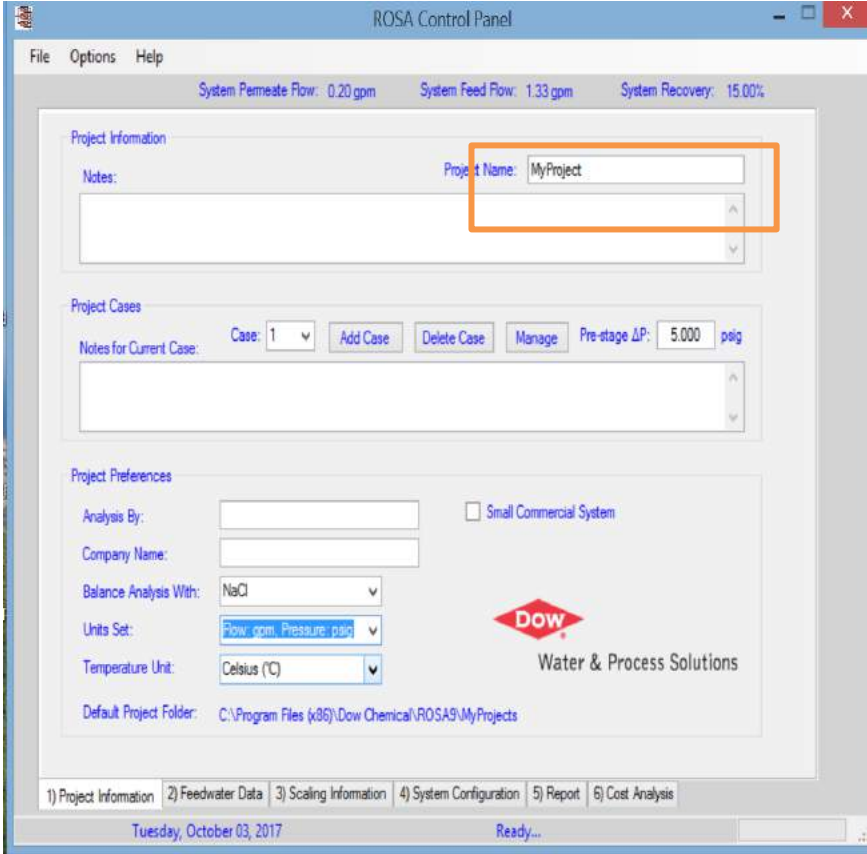
Proje Bilgilerinin Girilmesi

ROSA programını kullanarak bir ters osmoz sistemi tasarlanabilir. Tasarıma 1 numaralı 'project information' sekmesinden başlanır (Şekil 7.114). 'Project name' kısmına proje ismi yazılır. 'Units set' kısmından isteğe göre birim seçimi yapılabilir. Bu örnekte seçilecek birim debi için m³/gün ve basınç için bar'dır. 'Temperature unit' kısmından istenilen sıcaklık birimi seçilir. Bu örnekte °C birimi seçilmiştir.

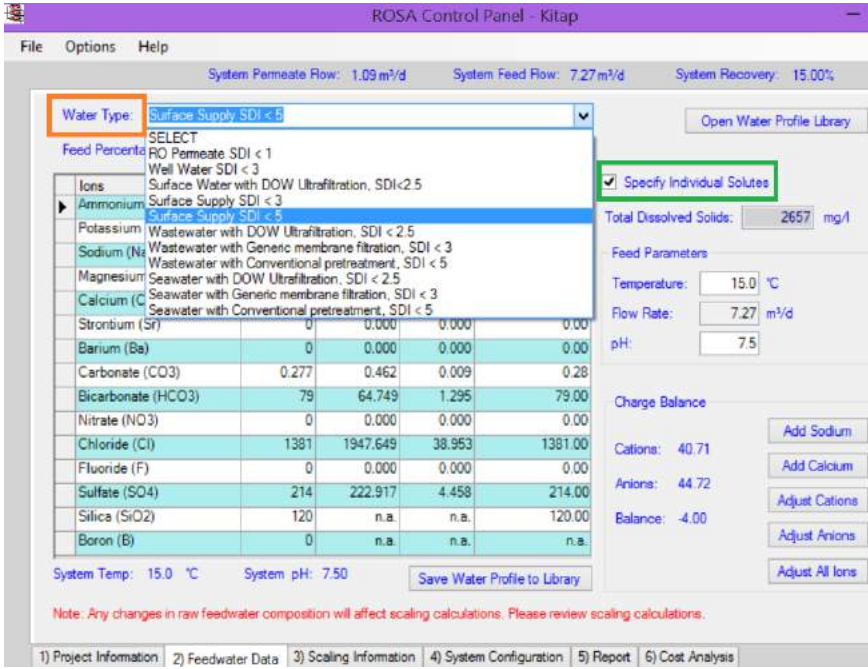
Besleme Suyu Verilerinin Girilmesi

Tasarımın ikinci aşamasında (feedwater data sekmesi) arıtımı yapılacak su hakkındaki veriler programa eklenir. Şekil 7.115'te program sekmesinin görüntüsü verilmiştir. 'Water type' kısmından programa önceden tanımlanmış olan besleme suyu kaynak tipleri seçilebileceği gibi, spesifik bir su kaynağının özelliklerinin programa girilebilmesi de mümkündür. Bunun için 'specify individual solutes' kutucuğu işaretlenir ve elimizdeki besleme suyunun kimyasal karakteristiği iyon bazında, mg/lit olarak programa girilir (An ve diğ., 2013). Girilen veriler 'save water profile to library' sekmesi tıklanarak su kütüphanesine kaydedilir (Şekil 7.116). Su kalitesine göre iyon dengesini program otomatik olarak yapacaktır. Bu şekilde sisteme dozlanacak kimyasalların miktarı tahmin

edilebilir (charge balance). Daha önceden su kütüphanesine kaydedilen değerler “Open Water Profile Library” sekmesi tıklandıktan sonra Şekil 7.116’da görülen pencereden seçilebilir.



Şekil 7.114 ROSA kontrol panelinin görünümü

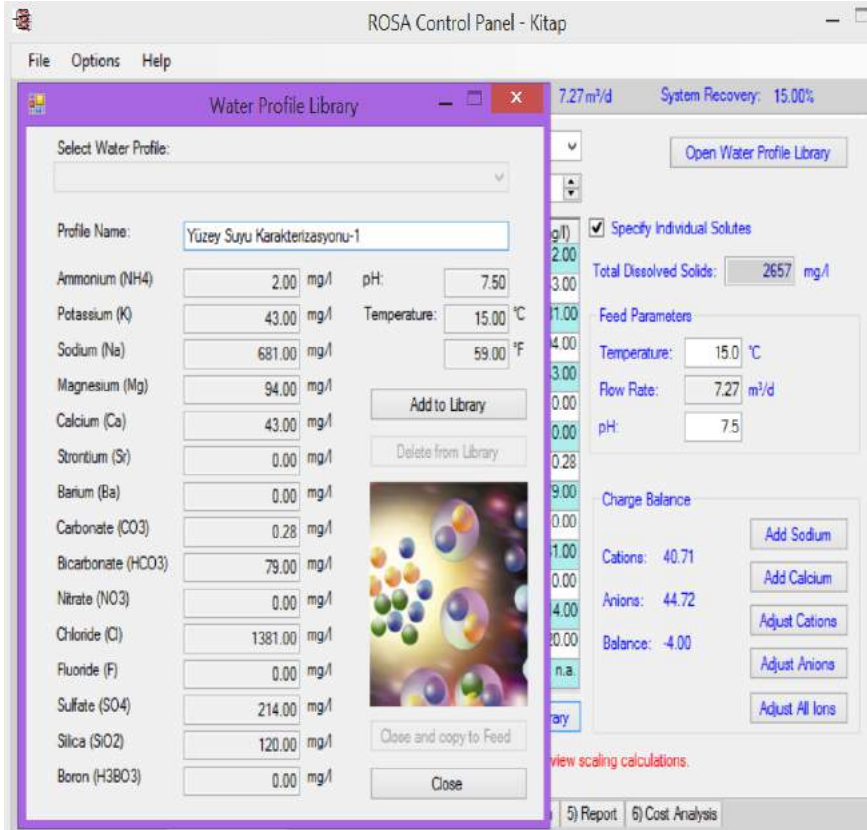


Şekil 7.115 ROSA kontrol panelinde besleme suyu özelliklerinin eklenmesi

Şekil 7.117'de görüldüğü üzere, girilen su kalitesi verilerini baz alarak program katyon-anyon dengesini hesaplamaktadır. Bu aşamada besleme suyunun yumuşatılma ihtiyacı değerlendirilebilir. Program anyon-katyon dengesini otomatik olarak yapmaktadır.

Program ara yüzünün üçüncü sekmesi membranda oluşabilecek çökelmeler ile ilgili bilgilerin yer aldığı kısımdır. Şekil 7.118'de görüldüğü gibi program verilen su kalitesi değerlerinden yola çıkarak antiskalant ihtiyacı oluştuğunu belirtmektedir. Şekil 7.118'de yeşil çerçeve ile gösterilen kısımda çökeltme oluşumunu engellemek için yapılabilecek bazı seçenekler bulunmaktadır. Bu seçeneklerden su kaynağına uygun olan seçenek seçilebilir. 'User-adjusted pH' seçeneği seçildiğinde pencerenin sağ alt köşesindeki seçenekler aktif hale gelmektedir. Buradan dozlama kimyasalı (seçenekler arasında H_2SO_4 , HCl ve NaOH bulunmaktadır) seçilebilir. Yapılan seçime göre pencerede

görülen TDS, iyonik güç gibi parametreler program tarafından tekrar hesaplanmaktadır.



Şekil 7.116 Programdaki su kütüphanesinin görünümü

Sistem Tertip Tarzı

Programın 4. sekmesinde sistem tertip tarzı ile ilgili tasarım parametreleri yer almaktadır. Şekil 7.119'da ters osmoz sisteminde kaç adet kademe olacağı, besleme suyunun kaç modülden geçeceği, süzüntü akışı, geri kazanım gibi parametrelerin olduğu görülmektedir. Bu pencerede daha önce hesapladığımız ve belirlediğimiz modül sayısı, kademe sayısı ve basınç kabı çeşidi gibi bilgiler bulunmaktadır. Süzüntü debisi 'Permeate flow' sekmesine tıklayarak açılan pencerede istenen

süzüntü debisi, geri kazanım, besleme debisi ve süzöntü akısı değerleri programa girilebilmektedir. Açılan pencerenin görünümü Şekil 7.120’de verilmiştir. Açılan pencerede giriş yapacağımız değer “specify” seçeneği seçilir. Diğer parametreler geri kazanım oranı, süzöntü debisi ve akı otomatik olarak hesaplanır.

The screenshot shows the ROSA Control Panel - Kitap software interface. The main window displays various system parameters and a table of ion concentrations. The system parameters include System Permeate Flow (1000.00 m³/d), System Feed Flow (1333.33 m³/d), and System Recovery (75.00%). The Water Type is set to Surface Supply SDI < 5. The Feed Percentage is 100.0 (%), Feed Number is 1, and Feed Streams is 1. The table below shows the concentration of various ions in mg/l, ppm CaCO3, meq/l, and Total Conc. (mg/l). The Charge Balance section shows Cations: 42.71, Anions: 42.71, and Balance: 0.00. The System Temp is 15.0 °C and System pH is 7.50. The interface also includes a menu bar (File, Options, Help) and a bottom navigation bar with tabs for Project Information, Feedwater Data, Scaling Information, System Configuration, Report, and Cost Analysis.

Ions	mg/l	ppm CaCO3	meq/l	Total Conc. (mg/l)
Ammonium (NH4++ NH3)	2.098	5.816	0.116	2.10
Potassium (K)	45.115	57.689	1.154	45.12
Sodium (Na)	714.496	1553.929	31.079	714.50
Magnesium (Mg)	98.624	405.658	8.113	98.62
Calcium (Ca)	45.115	112.563	2.251	45.12
Strontium (Sr)	0	0.000	0.000	0.00
Barium (Ba)	0	0.000	0.000	0.00
Carbonate (CO3)	0.265	0.441	0.009	0.26
Bicarbonate (HCO3)	75.462	61.849	1.237	75.46
Nitrate (NO3)	0	0.000	0.000	0.00
Chloride (Cl)	1319.156	1860.430	37.209	1319.16
Fluoride (F)	0	0.000	0.000	0.00
Sulfate (SO4)	204.417	212.934	4.259	204.42
Silica (SiO2)	125.902	n.a.	n.a.	125.90
Boron (B)	0	n.a.	n.a.	n.a.

Şekil 7.117 Seçilen su kalitesi değerlerinin görünümü

Şekil 7.119’daki pencerede “stage in pass” sekmesinden sistemin kaç kademe yapılması gerektiği belirlenir. “Configuration for stage 1 in pass 1” kısmında herbir kademe için sistem tasarımı yapılır. Her kademedeki basınç kabı sayısı, her basınç kabındaki membran sayısı bu kısımda veri olarak girilir. Besleme basıncının ne olacağı yine bu bölümde belirlenmektedir. Sistemde kullanılacak membranın ne olacağı “product” sekmesinden seçimi yapılır. Seçilen membrana beslenecek maksimum debi, basınç değerleri seçilen membrana göre farklılık

göstermektedir. Ürün katalogundan membranlar için belirlenen bu değerler kontrol edilmelidir.

ROSAL Control Panel - Kitap

File Options Help

System Permeate Flow: 1000.00 m³/d System Feed Flow: 1333.33 m³/d System Recovery: 75.00%

Scaling Calculations Options

No chemicals added
 User-adjusted pH
 Ion-exchange softening

Ion-exchange Leakage

Ca Leakage: 0.1 (mg/L)
Mg Leakage: 0 (mg/L)

Antiscalants are required. Consult your antiscalant manufacturer for dosing and maximum allowable system recovery.

	Feed	Adj. Feed	Concentrate
pH	7.5	7.5	8.1
LSI	-0.839	-0.840	0.937
Stiff & Davis Index	-0.772	-0.788	0.458
TDS (mg/l)	2,657	2,749	10,997
Ionic Strength (molal)	0.050	0.052	0.210
HCO ₃ (mg/l)	79,000	79,000	316,000
CO ₂ (mg/l)	3,054	3,054	3,054
CO ₃ (mg/l)	0,277	0,277	1,108
CaSO ₄ (% Saturation)	1.27	1.24	7.30
BaSO ₄ (% Saturation)	0.0	0.0	0.0
SrSO ₄ (% Saturation)	0.0	0.0	0.0
CaF ₂ (% Saturation)	0.0	0.0	0.0
SiO ₂ (% Saturation)	114.29	114.29	393.14
Mg(OH) ₂ (% Saturation)	0.0032	0.0032	0.21

Recovery and Temperature

Recovery: 75.00 (%)
Temperature: 15.0 °C

Use original feed
 Use adjusted feed

User-adjusted pH

Dosing Chemical: H₂SO₄

pH: 7.5 GO

Concentrate S&DSI: 0.458 GO

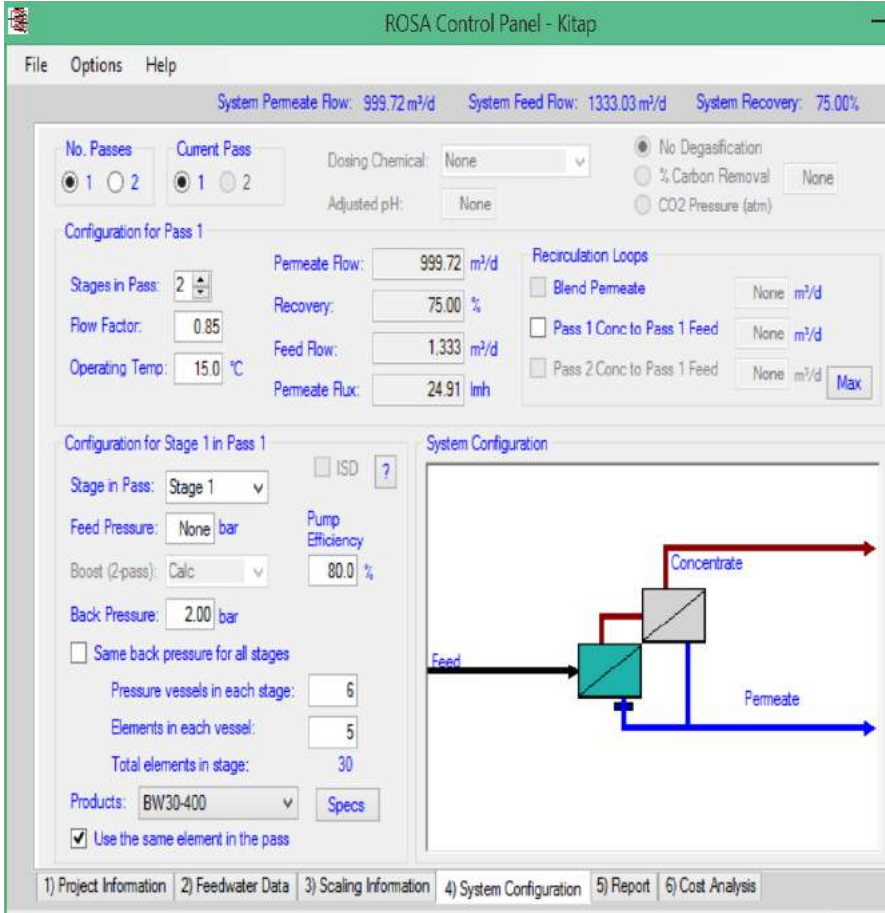
1) Project Information 2) Feedwater Data 3) Scaling Information 4) System Configuration 5) Report 6) Cost Analysis

Şekil 7.118 Çökeltme bilgisinin verildiği “Scaling information” sekmesinin görünümü

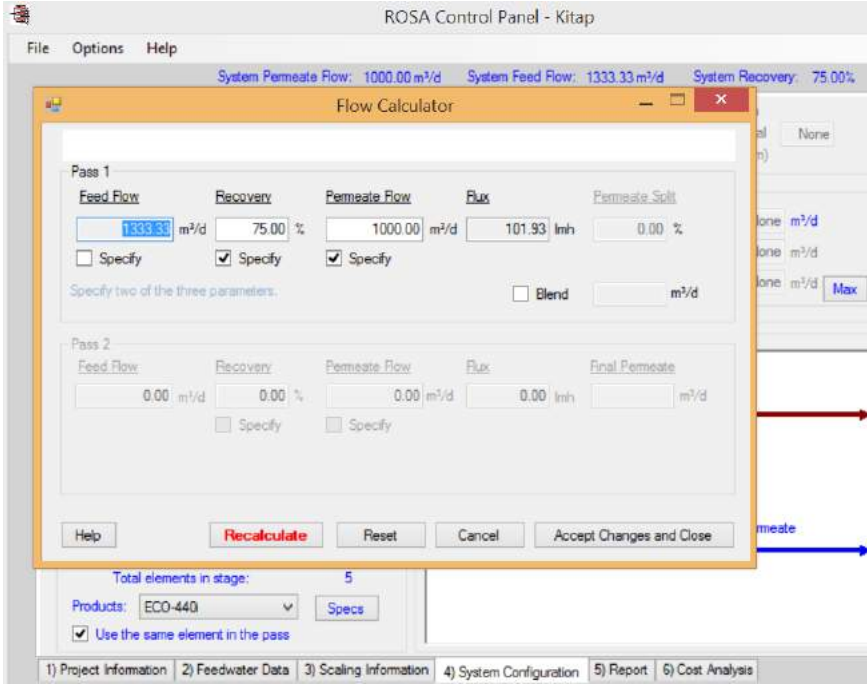
Sistem Analiz Sonuçlarının Alınması

Sistem tertip tarzları belirlendikten sonra “Report” sekmesi seçildiğinde program hesaplamayı yapacaktır. Hesaplama sonrası Şekil 7.121’de verilen pencere açılacaktır. Bu pencerede ham su özelliklerinin ne olduğu seçilen membran elementinin ne olduğu, sistem ortalama akısı, her kademedeki ortalama akı, besleme pompasının basıncı gibi özet bilgiler verilmektedir. Şekil 7.121’de verilen pencereye ek olarak sistem projeksiyonunun detaylı açıklaması için Şekil 7.122’de verilen pencereler açılmaktadır. Bu pencerede sistem tasarımında kullanılan bütün parametrelerin sayısal değerleri verilmektedir. Her kademedeki

kullanılan membran elementinden geçen akı, iyon ve katyonların giderim miktarları, tüketilen enerji, ihtiyaç duyulan pompa kapasiteleri bu pencerede verilir. Aynı zamanda sistem tasarımı hataları söz konusu ise pencerede bulunan “Design Warnings” kısmında hataların ne olduğu belirtilmektedir. Tasarımda hata söz konusu ise bir önceki aşamaya geri dönülerek tasarım tekrar gözden geçirilir.



Şekil 7.119 Sistem tertip tarzı “System configuration” sekmesinin görünümü

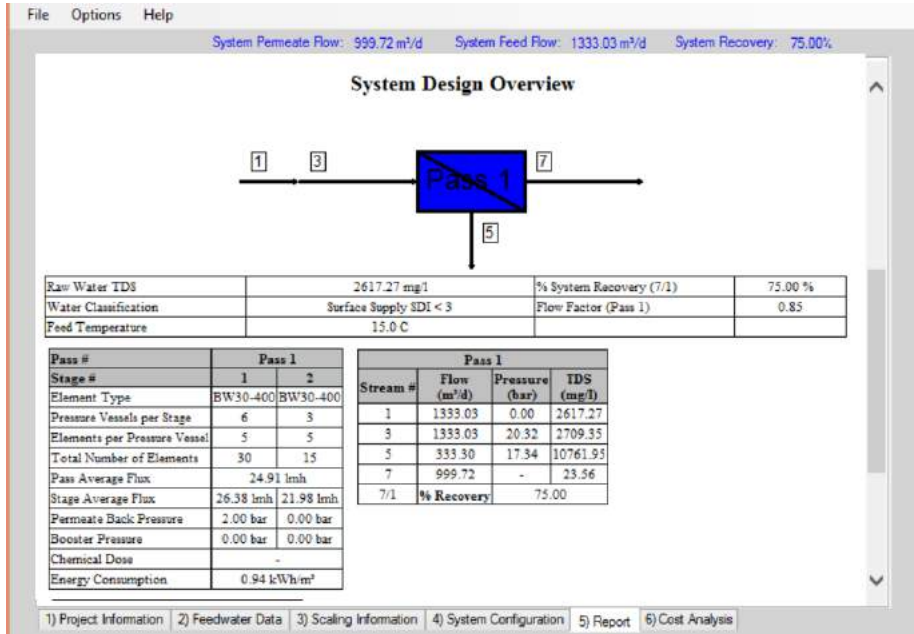


Şekil 7.120 Akım hesabı “Flow calculator” penceresinin görünümü

Örnek olarak, tasarımı yapılan bu sistem için verilen uyarıya istaneden ilk kademenin süzüntü tarafına geri tepme vanası eklenmiştir.

Sistem Maliyet Analizi

Programa dahil olan sekmelerden bir diğeri de maliyet analizinin gerçekleştirildiği “cost analysis” sekmesidir (Şekil 7.123). Bu sekmede sarı ile işaretli kutulara spesifik değerler girilerek projeksiyonun işletme maliyetleri çıkarılabilir. İlk yatırım maliyetinin hesaplanabilmesi için yerel yüklenicilerin membran satış rakamları ve işçilik maliyetleri hesaba katılması gerektiğinden dolayı ayrıca hesaplanmalıdır. İşletme bakımından ön görülen maliyet program üzerinde hesaplandıktan sonra excel dosyası olarak sunulabilmektedir. Örnek Excel dosyası Tablo 7.71’de verilmiştir.



Şekil 7.121 Raporlama “Reports” sekmesinin görünümü

Sistem tasarımlarının doğru şekilde yapılabilmesi için üretici firmanın membranlar için belirlediği özellikler gözden geçirilmeli ve bu bilgiler ışığında tasarım yapılmalıdır. Önemli olan bir diğer nokta ise ham su karakterizasyonunun doğru şekilde yapılarak gerçek verilerin projeksiyona girilmesidir.

Detail Report

Project Information:

Case-specific:

System Details

Feed Flow to Stage 1	1333.03 m ³ /d	Pass 1 Permeate Flow	999.72 m ³ /d	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1333.03 m ³ /d	Pass 1 Recovery	75.00 %	Feed	1.83 bar
Feed Pressure	20.32 bar	Feed Temperature	15.0 C	Concentrate	7.00 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	2709.35 mg/l	Average	4.41 bar
Chem. Dose	None	Number of Elements	45	Average NDP	15.24 bar
Total Active Area	1672.20 M ²	Average Pass 1 Flux	24.91 lmh	Power	39.20 kW
Water Classification: Surface Supply SDI < 3				Specific Energy	0.94 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /d)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /d)	Conc Flow (m ³ /d)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /d)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	BW30-400	6	5	1333.03	19.98	0.00	627.29	18.81	705.74	26.38	2.00	0.00	16.83
2	BW30-400	3	5	627.29	18.46	0.00	333.30	17.34	293.98	21.98	0.00	0.00	39.73

Pass Streams (mg/l as ion)								
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate		Total	
			Stage 1	Stage 2	Stage 1	Stage 2		
NH4+ + NH3	1.08	2.00	4.23	7.89	0.05	0.09	0.06	
K	43.00	43.00	91.03	170.68	0.31	0.73	0.43	
Na	681.00	773.07	1636.78	3069.21	5.37	12.78	7.55	
Mg	94.00	94.00	199.40	374.62	0.32	0.74	0.44	
Ca	43.00	43.00	91.22	171.39	0.14	0.33	0.20	
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
CO3	0.28	0.28	1.37	4.63	0.00	0.00	0.00	
HCO3	79.00	79.00	165.56	306.12	0.78	1.59	1.61	
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Cl	1381.00	1381.00	2924.54	5485.10	9.04	21.52	12.71	
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
SO4	214.00	214.00	454.18	833.73	0.51	1.20	0.72	
SiO2	80.00	80.00	169.64	318.60	0.32	0.76	0.45	
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
CO2	3.05	3.03	3.52	4.73	3.06	3.77	3.27	
TDS	2617.27	2709.35	5737.96	10761.95	16.83	39.73	23.56	
pH	7.50	7.50	7.69	7.76	5.68	5.88	5.76	

a)
Şekil 7.122 Girilen verilere göre tasarlanan sistemin detaylı rapor görüntüsü

Design Warnings

-None-

Solubility Warnings

Langelier Saturation Index > 0

Stiff & Davis Stability Index > 0

SiO₂ (% Saturation) > 100%

Antiscalants may be required. Consult your antiscalant manufacturer for dosing and maximum allowable system recovery.

Stage Details

Stage	Element	Recovery	Perm Flow (m ³ /d)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m ³ /d)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
Stage 1	1	0.12	25.58	10.92	222.17	2709.35	19.98
	2	0.13	24.63	13.17	196.59	3060.44	19.64
	3	0.14	23.63	16.11	171.96	3496.94	19.36
	4	0.15	22.53	20.06	148.33	4051.28	19.14
	5	0.17	21.25	25.59	125.80	4773.06	18.95
Stage 2	Element	Recovery	Perm Flow (m ³ /d)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m ³ /d)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
	1	0.11	22.63	26.91	209.10	5737.96	18.46
	2	0.11	21.25	32.08	186.47	6430.72	18.16
	3	0.12	19.76	38.78	165.22	7233.60	17.89
	4	0.12	18.10	47.71	145.45	8233.55	17.68
5	0.13	16.26	59.87	127.36	9396.24	17.49	

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	7.50	7.50	7.76
Langelier Saturation Index	-0.84	-0.84	0.58
Stiff & Davis Stability Index	-0.77	-0.77	0.11
Ionic Strength (Molal)	0.05	0.05	0.21
TDS (mg/l)	2617.27	2709.35	10761.95
HCO ₃	79.00	79.00	306.12
CO ₂	3.05	3.05	4.73
CO ₃	0.28	0.28	4.63
CaSO ₄ (% Saturation)	1.27	1.27	7.29
BaSO ₄ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
SrSO ₄ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
CaF ₂ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00

b)

Şekil 7.122 (Devamı) Girilen verilere göre tasarlanan sistemin detaylı rapor görüntüsü

ROSA Control Panel - Kitap

File Options Help

System Permeate Flow: 999.72 m³/d System Feed Flow: 1333.03 m³/d System Recovery: 75.00%

	A	B
1	Project Identification	
2	Project Name	Kitap
3	Case #	1
4	Project Overview	
5	Unit set for economic evaluation	m ³ ·m ³ /h·bar
6	System water production (m ³ /h)	41.66
7	System recovery (%)	75.00
8	Project Economic Variables	
9	Project Life (years)	5
10	Interest rate (%)	10
11	Power cost (\$/kWh)	0.08
12	Pass 1	
13	Projection Results	
14	Pass 1 permeate production (m ³ /h)	41.66
15	Pass 1 feed pressure (bar)	20.32
16	Pass 1 concentrate pressure (bar)	17.34
17	Pass 1 recovery (%)	75.00
18	Pass 1 energy recovery efficiency (%)	
19	Capital Expense	
20	Pass 1 pressure vessels	9
21	Pressure vessel cost (\$/vessel)	0

Print

Export to Excel

Copy to Clipboard

Gray cells are ROSA values.

Yellow cells are user inputs.

White cells are calculated values.

Units Set:

English (gpm, psi)

Metric (m³/h, bar)

1) Project Information 2) Feedwater Data 3) Scaling Information 4) System Configuration 5) Report 6) Cost Analysis

Friday, December 8, 2017 Run complete: 0 error(s).

Şekil 7.123 Programın maliyet analizi “cost” sekmesinin görünümü

Örnek Tasarım 7.7: Ters Osmoz sistemi projelendirilmesi

Nitto Denko firmasının “IMS Design Tool” isimli yazılım programı ile projelendirme yapılmıştır.

Nitto Denko firmasının ürettiği Hydranautics membranları için geliştirilen tasarım programı “IMS Design Tool”dur. ROSA programında olduğu gibi IMS’de de ters osmoz sistemi tasarımı yapılabilmektedir. TDS giderim verimi her bir parametre için kontrol edilebilir ve maliyet analizi gerçekleştirilebilir.

Tablo 7.71 Ön görülen maliyet

Project Economic Variables	
Project Life (years)	10
Interest rate (%)	10
Power cost (\$/kWh)	0,08
Pass 1	
Projection Results	
Pass 1 permeate production (m ³ /h)	41,66
Pass 1 feed pressure (bar)	20,32
Pass 1 concentrate pressure (bar)	17,34
Pass 1 recovery (%)	75,00
Pass 1 energy recovery efficiency (%)	
Capital Expense	
Pass 1 pressure vessels	9
Pressure vessel cost (\$/vessel)	450
Pass 1 capital for pressure vessels	\$4050,00
Product	BW30-400 (5) BW30-400 (5)
Pass 1 total elements	45
Element cost (\$/element)	\$500,00
Pass 1 capital for elements (\$)	\$22500,00
Pass 1 capital (\$)	\$26550,00
Pass 1 capital(\$/m ²)	\$0,01
Operating Expense	
Power	
Pass 1 pumping power (kW)	39,20
Pass 1 pump specific energy (kWh/m ³)	0,94
Brine energy recovery (kWh/m ³)	0,00
Pass 1 net energy consumption (kWh/m ³)	0,94
Pass 1 net energy cost (\$/year)	\$1648,15
Energy expense NPV (\$)	10127,19
Pass 1 energy expense (\$/m ³)	\$0,08
Membrane replacement cost	
Pass 1 replacement rate (%/year)	13
Replacement price (\$/element)	\$500,00
Pass 1 replacement cost for elements (\$/year)	\$2925,00
Pass 1 replacement membrane NPV (\$)	\$17972,86
Pass 1 membrane replacement expense (\$/m ²)	\$0,01
Operating expense subtotal	
Pass 1 operating expense NPV (\$)	\$28100,05
Pass 1 operating expense per m ³	\$0,08
Pass 1 Total	
Pass 1 cost NPV (\$)	\$22500,00
Life Cycle Cost (\$/m ²)	\$0,01
Total System	
Capital	\$26550,00
Operating expense NPV (\$)	\$28100,05
Cost of water NPV (\$/m ³)	\$0,01

IMS programı başlatıldığında Şekil 7.124'te verilen pencere açılacaktır. Bu pencere program dili, maliyet hesabında kullanılmak üzere para birimi ve tasarım parametrelerinin birimleri seçilmektedir. Gerekli seçimler yapıldıktan sonra Devam (Continue) sekmesi ile Şekil 7.125' te verilen pencere getirilmektedir. Bu pencerede kırmızı kutucuk içine alınan bölümünde teknik servis bültenleri, kullanım kılavuzları ve firmaya ait membranların özelliklerine bakmak için kataloglar bulunmaktadır. Aynı zamanda sistemlerin işletilmesine yönelik kayıt programı ve işletme esnasında karşılaşılan problemlerin tartışıldığı yardım masasına bu bölümden ulaşılabilir. Sistem tasarımı yapmak için "TO Proje" (RO Project) sekmesinden geçmiş tasarımlar çağrılabilir veya "Yeni Proje" (New Project) sekmesiyle yeni bir tasarıma başlanabilir.



Şekil 7.124 IMS programı açılış ekranı



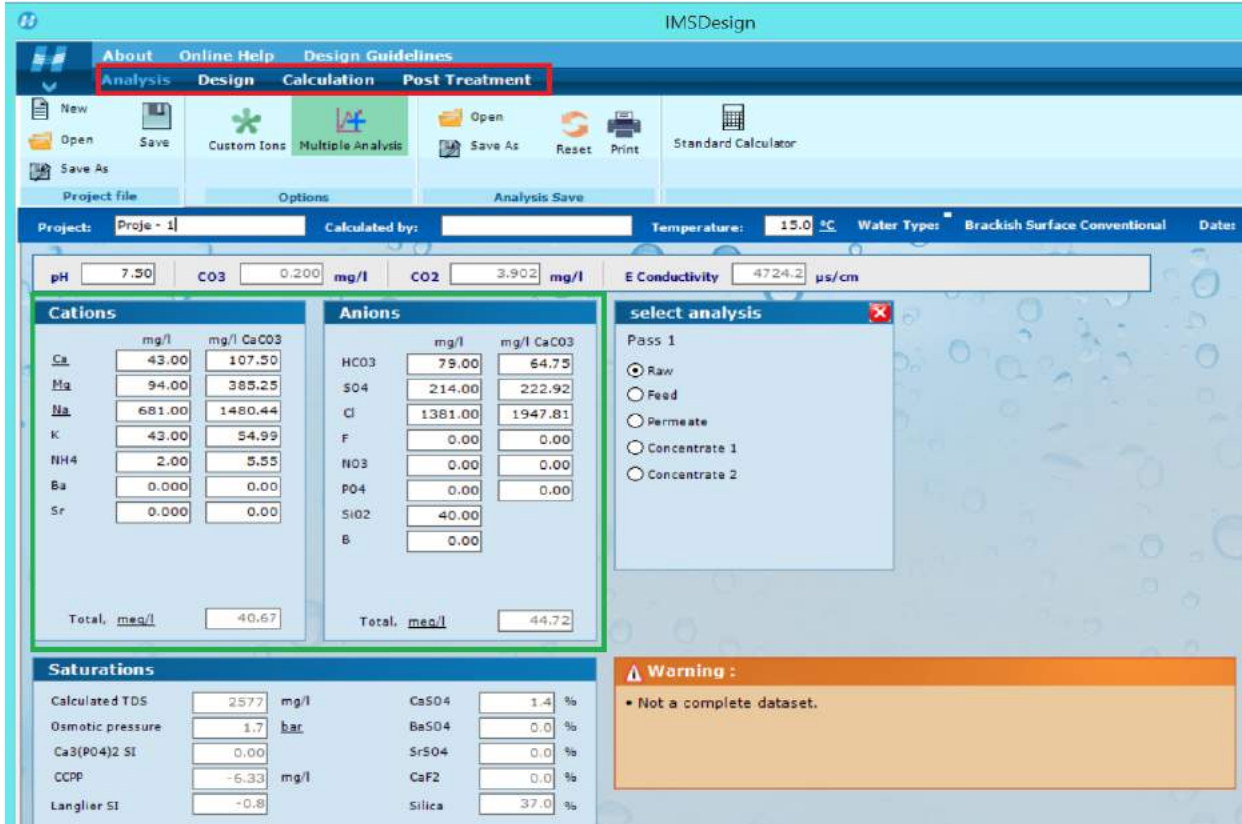
Şekil 7.125 IMS programı tasarım başlangıç sayfası

Şekil 7.125'teki pencerede bulunan sekmelerden "New Project" işaretlendikten sonra Şekil 7.126'da verilen tasarım sayfası açılacaktır. Bu pencerede kırmızı kutu içerisine alınan üst sekmelerden ilk olarak "Analiz" (Analysis) sekmesi kısmından su kalite bilgileri girilmelidir. Yeşil kutu ile belirtilmiş alanda giriş suyuna ait kirlilik miktarlarının ne olduğu girilir. İletkenlik ve toplam çözünmüş madde konsantrasyonu program tarafından otomatik hesaplanır. Besleme suyu tipi yine bu sayfada seçilir. "Analysis" sekmesinde işlemler tamamlandıktan sonra "Tasarım" (Design) sekmesi seçilir. Şekil 7.127'de verilen pencere açılır. Bu pencerede turuncu kutu içerisine alınmış 1 nolu bölgede sistemin hidrolik tasarımı için seçimler yapılır. Bir miktar hamsu ile süzüntü suyunun karışımı ile bir çıkış suyu kalitesi elde edilmek isteniyor ise "Süzüntü Karışımı" (Perm. Blending) seçilir. "Süzüntü Basıncı" (Perm.Pressure) seçeneği sistemin süzüntü tarafına geri tepme valfi ile basınç (back pressure) oluşturulmak istenildiği zaman seçilir. Özellikle membran elementi için belirlenmiş geri kazanım oranının geçildiği

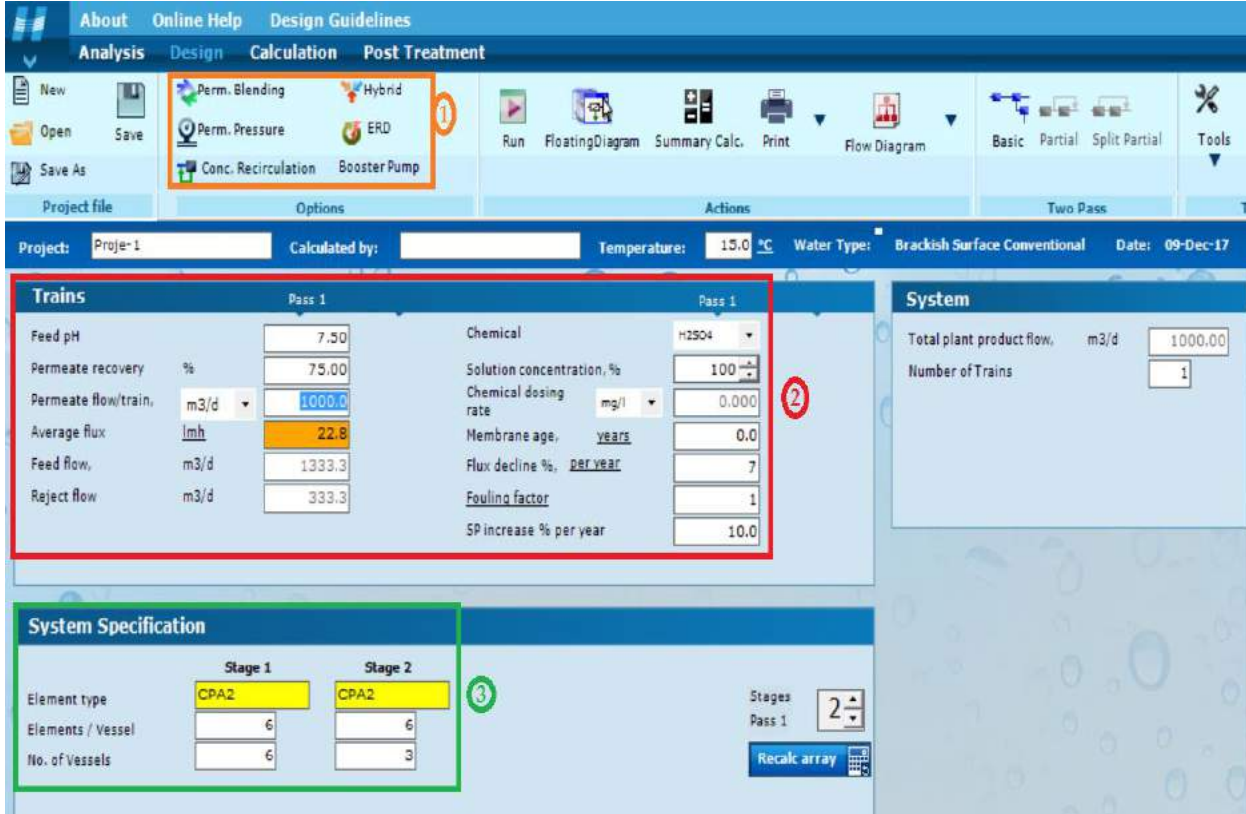
durumlarda ve homojen süzüntü debisi alınmak istendiği durumlarda kullanılır. Sistemin sonunda oluşan konsantre sıvının bir miktarı sistemin başına gönderilmek istendiği durumlarda “Konsantre Geri Devri” (Conc. Recirculation) seçilir. “Hibrit” (Hybrid) seçeneği sistemin kademelerinde farklı membran tipi kullanılmak istendiği durumlarda kullanılır. “ERD” seçeneği sistemde enerji geri kazanım sistemi uygulanmak istenildiği durumlar için kullanılır. “Floating Diagram” seçeneği ile oluşturulan sistemin akış diyagramı görülür. “Akış Diyagramı” (Flow Diagram) seçeneğine tıklanarak akış şeması üzerinde belirlenmiş noktadaki basıncı iletkenlik, süzüntü debisi, konsantre debisi ve akı gibi değerler görülebilir.

Tasarım penceresi içerisinde kırmızı kutu ile işaretlenmiş 2 nolu bölmede sistemin hidrolik verileri girilmektedir. İstenilen süzüntü miktarı, gerim kazanım oranı ve suyun pH’ı girildikten sonra 3 nolu bölgedeki “Element Tipi” (Element Type) seçilir. Çıkan listeden membran modeli seçildikten sonra kademe sayısını, basınç kabı içerisindeki element sayısını ve basınç kabı sayısını program otomatik olarak belirler. Bütün giriş verileri tamamlandıktan sonra “Çalıştır” (Run) sekmesi seçilerek sistem analiz edilir. Sistem analiz sayfası olarak Şekil 7.128’de verilen ekran görüntüsü açılır.

Şekil 7.128’deki ekran görüntüsünde görüleceği üzere sistemin kademelerinde ne kadarlık giderim yapıldığı, maksimum akı değerlerinin ne olduğu ve çıkış suyu kalite değerleri verilmektedir. Aynı zamanda “Doymunluk Parametreleri” (Saturation Parameter) kısmında konsantre akımındaki doymunluk değerleri verilmektedir. Bu değerlerin üretici tarafından belirlenen sınırlar içerisinde olması beklenmektedir. Limit değeri aşan herhangi bir saturasyon değeri hakkında sistem uyarı vermektedir. Analizi yapılan sisteme ait akış diyagramı ve diyagram üzerinde verilen numaralarda sistem verileri Şekil 7.129’da verilmiştir.



Şekil 7.126 IMS Tasarım programı analiz “Analysis” sekmesinin ekran görüntüsü



Şekil 7.127 IMS Tasarım programı tasarım “Design” sekmesinin ekran görüntüsü

About Online Help Design Guidelines
 Analysis Design Calculation Post Treatment

New Open Save Perm. Blending Hybrid Perm. Pressure ERD Return Floating Diagram Summary Calc. Print Flow Diagram Basic Partial Split Partial Tools

Project file Options Actions Two Pass

Project: Calculated by: Temperature: °C Water Type: Date:

Trains

Pass 1

Feed pH	<input type="text" value="7.50"/>
Permeate recovery %	<input type="text" value="75.00"/>
Permeate flow/train, m3/d	<input type="text" value="1000.0"/>
Average flux, l/mh	<input type="text" value="22.8"/>
Feed flow, m3/d	<input type="text" value="1333.3"/>
Reject flow, m3/d	<input type="text" value="333.3"/>

Pass 1

Chemical	<input type="text" value="H2SO4"/>
Solution concentration, %	<input type="text" value="20"/>
Chemical dosing rate, mg/l	<input type="text" value="0.000"/>
Membrane age, years	<input type="text" value="0.0"/>
Flux decline %, per year	<input type="text" value="7.00"/>
Fouling factor	<input type="text" value="1.00"/>
SP increase % per year	<input type="text" value="10.0"/>

System

Total plant product flow,	<input type="text" value="1000.00"/>
Number of Trains	<input type="text" value="1"/>

Calculation Results

(Flows are per vessel)

Array	Vessels	Feed (bar)	Conc (bar)	Feed (m3/h)	Conc (m3/h)	Flux (l/mh)	Highest flux (l/mh)	Highest beta
1-1	6	15.1	13.9	9.26	3.97	26	29.4	1.17
1-2	3	13.7	12.6	7.94	4.62	16.3	20.0	1.10

Permeate Concentration

Ca	<input type="text" value="0.161"/>	K	<input type="text" value="0.957"/>	Sr	<input type="text" value="0.000"/>	Cl	<input type="text" value="19.553"/>	P04	<input type="text" value="0.000"/>	CO2	<input type="text" value="3.889"/>
Mg	<input type="text" value="0.449"/>	NH4	<input type="text" value="0.045"/>	HCO3	<input type="text" value="2.003"/>	NO3	<input type="text" value="0.000"/>	SiO2	<input type="text" value="0.525"/>	CO3	<input type="text" value="0.000"/>
Na	<input type="text" value="12.155"/>	Ba	<input type="text" value="0.000"/>	SO4	<input type="text" value="0.761"/>	F	<input type="text" value="0.000"/>	B	<input type="text" value="0.000"/>	pH	<input type="text" value="6.0"/>
TDS <input type="text" value="36.61"/> mg/l											

Concentrate saturations and parameters

CaSO4, %	<input type="text" value="7"/>	SrSO4, %	<input type="text" value="0"/>	Osmotic pressure	<input type="text" value="7.0"/> bar	pH	<input type="text" value="8.0"/>
BaSO4, %	<input type="text" value="0"/>	SiO2, %	<input type="text" value="132"/>	CCPP	<input type="text" value="62.19"/> mg/l	TDS	<input type="text" value="10325.6"/> mg/l
Ca3(P04)2	<input type="text" value="0.00"/>	CaF2, %	<input type="text" value="0"/>	Langellier	<input type="text" value="0.87"/>		

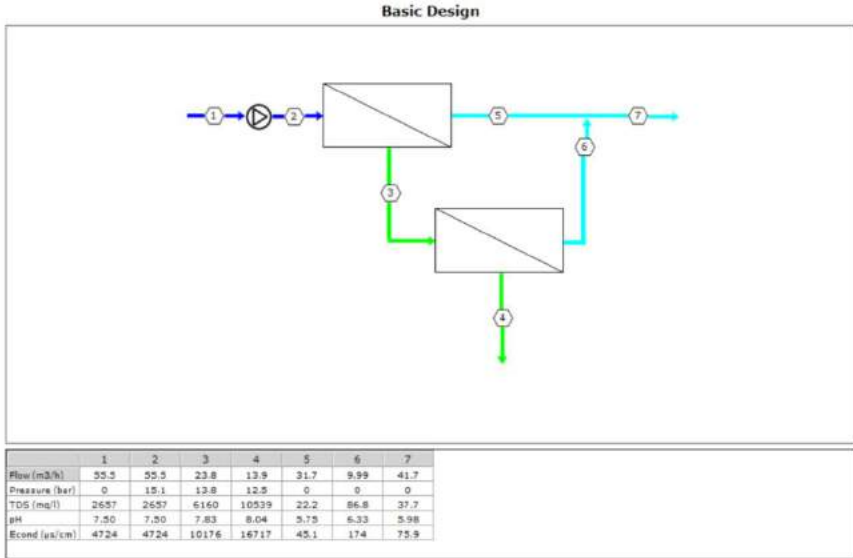
Warning :

- Anti Scalant required.

Şekil 7.128 IMS tasarım programı sistem analizi

Sistem çıkış suyu kalite kriterini sağlıyor ve yapılan tasarım uygun ise “Hesapla” (Calculation) sekmesine gidilerek işletme maliyet analizleri yapılabilir. “Calculation” sekmesinin altında açılan program penceresi Şekil 7.130’da verilmiştir.

Hesaplama sekmesinde ilk açılan ekranda pompa verimi, motor verimi gibi veriler girilir. Program tarafından m³ üretilen su başına tüketilecek enerji miktarı belirlenir. Aynı sayfada bulunan “Kimyasal İhtiyacı” (Chemical Requirement) sekmesi seçilerek Şekil 7.131’deki ekrana gidilir. Bu sekmede sistem için kimyasal dozajı gerekli ise dozaj miktarları ve maliyeti hesaplanır. Özellikle SBMS ve Antiscalant dozajı en çok kullanılan dozaj türüdür. Bu nedenle her iki kimyasal için dozaj gerekliliği kontrol edilmelidir. Calculation sekmesinin bir sonraki adımı ise “maliyet” (cost) penceresidir (Şekil 7.132). Bu pencerede sistemin toplam işletme maliyetini ne olacağına dair bilgiler bulunmaktadır. Tasarımcı aynı zamanda işletme maliyetlerini kontrol ederek sistemde bazı optimizasyonlar yapabilir. Şekil 7.132’de verilen ekran görüntüsünde 1000 m³/gün kapasiteli yüzeysel su arıtımı yapan bir sistemin işletme maliyetleri görülmektedir.



Şekil 7.129 Sistem akış diyagramı

[About](#) [Online Help](#) [Design Guidelines](#)
Analysis [Design](#) [Calculation](#) [Post Treatment](#)

New Open Save **PowerRequirement** Chemical Requirement Cost Print DefaultValues USD - USA Select Currency

Project file Calculations Options

Project: Calculated by: Temperature: °C Water Type:

Power Calculation

Pass 1

Pump / Boost pressure	bar	<input type="text" value="15.1"/>
Product flow	m ³ /d	<input type="text" value="1000.0"/>
Pump flow	m ³ /d	<input type="text" value="1333.3"/>
Pump efficiency	%	<input type="text" value="80.0"/>
Motor efficiency	%	<input type="text" value="90.0"/>
VFD Efficiency	%	<input type="text" value="97.0"/>
Power/Stage/Pass	kw	<input type="text" value="32.8"/>
	BHP	<input type="text" value="43.9"/>
Total pumping power	kw	<input type="text" value="32.8"/>
Pumping specific energy	kwh/m³	<input type="text" value="0.79"/>

Şekil 7.130 Hesaplama "Calculation" sekmesi ekran görüntüsü

About Online Help Design Guidelines
 Analysis Design Calculation Post Treatment

New Open Save PowerRequirement Chemical Requirement Cost Print DefaultValues USD - USA Select Currency

Project file Calculations Options

Projects: Proje:1 Calculated by: Temperature: 15.0 Water Type: Brackish Surface Conventional

System Pass 1

Feed flow,m3/d	1333.3
Permeate flow,m3/d	1000.0
Total Product flow,m3/d	1000.0

Summary of Chemical Cost

	Permeate Pass 1	Total Product
USD/m3	0.010	0.010
USD/kgal	0.038	0.038
USD/Mega litres	10.0	10.0
USD/Mega usgal	37.9	37.9
USD/Mega m3	10000	10000
USD/Acre.ft	12.3	12.3

SMBS Dosing Feed

Solution conc.	%	10.0
Specific gravity		1.10
Solution cost	USD/l of 10% sol.	0.0
Dose, mg/l	100% basis	0.0
Consumption	kg/h	0.0

Antiscalant Dosing Feed

Solution conc.	%	40.0
Specific gravity		1.00
Solution cost	USD/l of 10% sol.	0.3
Dose, mg/l	100% basis	10.0
Consumption	kg/h	1.4

NaOCl Dosing Feed

Solution conc.	%	10.0
Specific gravity		1.30
Solution cost	USD/l of 10% sol.	0.0
Dose, mg/l	100% basis	0.0
Consumption	kg/h	0.0

H2SO4 Dosing Feed Pass 1

Solution conc.	%	20.0
Specific gravity		1.08
Solution cost	USD/l of 10% sol.	0.0
Dose, mg/l	100% basis	0.000
Consumption	kg/h	0.0

Şekil 7.131 IMS programı kimyasal dozaj hesap ekranı

IMSDesign

[About](#) [Online Help](#) [Design Guidelines](#)
Analysis [Design](#) [Calculation](#) [Post Treatment](#)

New Open Save PowerRequirement Chemical Requirement **Cost** Print DefaultValues USD - USA Select Currency

Project file Calculations Options

Project: Calculated by: Temperature: °C Water Type:

Cost Calculation

Plant capacity	<input type="text" value="1000.0"/>	Plant life, years	<input type="text" value="15.0"/>
Specific investment, USD/m ³ /d	<input type="text" value="922.90"/>	Membrane life, years	<input type="text" value="5.0"/>
Investment, USD	<input type="text" value="922898"/>	Membrane cost, USD/element	<input type="text" value="500"/>
Interest rate, %	<input type="text" value="4.5"/>	Number of elements	<input type="text" value="54"/>
Plant factor, %	<input type="text" value="90.0"/>	Inhibitor cost	<input type="text" value="2.20"/>
Power cost, USD/kwhr	<input type="text" value="0.200"/>	Inhibitor dosing	<input type="text" value="3.0"/>
Power consumption	<input type="text" value="0.79"/>	Acid cost	<input type="text" value="1.50"/>
Maintenance(% of investment)	<input type="text" value="3.0"/>	Acid dosing	<input type="text" value="0.0"/>

Cost Calculation Results

Capital cost	USD/m ³	<input type="text" value="0.17"/>
Power cost	USD/m ³	<input type="text" value="0.16"/>
Chemicals cost	USD/m ³	<input type="text" value="0.01"/>
Membrane replacement cost	USD/m ³	<input type="text" value="0.02"/>
Maintenance cost	USD/m ³	<input type="text" value="0.08"/>
Total water cost	USD/m³	<input type="text" value="0.44"/>

Şekil 7.132 IMS programı işletme maliyetleri penceresi

KAYNAKLAR

- Adham, S., Chiu, K., Gramith, K., Oppenheimer, J., (2005). *Development of a Micro- filtration and Ultrafiltration Knowledge Base*, American Water Works Association Research Foundation, Denver, CO.
- Amy, G., Braundhuber, P., Dunderf, S., Kang, S., Westerhoff, P., (1995). Arsenic Rejection by Membranes: A Comparison of Arsenic Forms and Membrane Types, In Proceedings of the AWWA Membrane Technology Conference, Denver, Colo, AWWA.
- Amy, G. L ve Cho, J., (1999). Interactions between Natural Organic Matter (NOM) and Membranes: Rejection and Fouling, *Water Science and Technology*, 40:9, 131 – 139.
- Amy, G., Edwards, M., Brandhuber, P., Mcneill, L., Benjamin, M., Vagliasindi, F., Carlson, K., Chwirka, J., (2000). Arsenic Treatability Options and Evaluation of Residuals Management Issues, Denver, Colo.: AWWA Research Foundation and American Water Works Association.
- Anselme, C., Bersillon, J.L., Mallevalle, J., (1991). The Use of Powdered Activated Carbon for the Removal of Specific Pollutants in Ultrafiltration Processes, In Proceedings of the AWWA Membrane Technology Conference, Denver, Colo., American Water Works Association.
- ASTM, (2001). E1343-90 Standard Test Method for Molecular Weight Cutoff Evaluation of Flat Sheet Ultrafiltration Membranes. In *Annual Book of Standards*, Vol. 11.01, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, PA.
- AWWA, American Water Works Association, (2005). *Microfiltration and Ultrafiltration Membranes for Drinking Water*. Manual of Water Supply Practices-M53, 1st Ed., American Water Works Association, United States of America.
- AWWA ve ASCE (2012) American Water Works Association and American Society of Civil Engineers, *Water Treatment Plant Design*, 5th Ed., McGraw-Hill.

- AWWA (American Water Works Association) Manuel (2007), Reverse Osmosis and Nanofiltration, AWWA.
- Babuçcu-Oruç, F., (2009). Avşa (Balıkesir) Belediyesine İçme-Kullanma Suyu Temini Amaçlı Denizsuyundan Ters Osmoz Yöntemi İle Arıtma Tesisi Projelendirilmesi ve Yapımı.
- Başaran, Y., (2014). Türkiye’de Deniz Suyundan İçme Suyu Üretiminin Maliyet Değerlendirmesi, Orman ve Su İşleri Uzman Yardımcısı
- Belfort, G., Davis, R. H., Zydney, A. L., (1994). Behavior of Suspensions and Macromolecular Solutions in Crossflow Microfiltration, *Journal of Membrane Science*, 96:1/2, 1–58.
- Ben-Sasson, M., Zidon, Y., Calvo, R., Adin, A., (2013). Enhanced removal of natural organic matter by hybrid process of electrocoagulation and dead-end microfiltration, *Chemical Engineering Journal*, 232, 338–345.
- Bessiere, Y., Jefferson, B., Goslan, E., Bacchin, P., (2009). Effect of hydrophilic/hydrophobic fractions of natural organic matter on irreversible fouling of membranes, *Desalination*, 249, 182–187.
- Carroll, T., King, S., Gray, S.R., Bolto, B.A., Booker, N.A., (2000). The Fouling of Microfiltration Membranes After Coagulation Treatment, *Water Research*, 34:11, 2861-2868.
- Causserand, C., Nystroöm, M., Aimar, P. (1994) Study of Streaming Potentials of Clean and Fouled Ultrafiltration Membranes, *Journal of Membrane Science*, 88: 2/3, 211 – 222.
- Chae, S., Yamamura, H., Choi, B., Watanabe, Y., (2009). Fouling characteristics of pressurized and submerged PVDF (polyvinylidene fluoride) microfiltration membranes in a pilot-scale drinking water treatment system under low and high turbidity conditions, *Desalination*, 244, 215–226.
- Chan, U.S., Feng, Y.B., Wang, T.C., Zhou, Z.J., Song, H.U., Zhu, S., (1997). Microfiltration and Ultrafiltration for Drinking Water Treatment in Macao – A Case Study, In *Proceedings of the AWWA Membrane Technology Conference*, Denver, Colo, AWWA.

- Chang, D.S., Ruiz, H., Bellamy, W.D., Spangenberg, C., and Clark, D., (1994). Removal of Arsenic by Enhanced Coagulation and Membrane Technology, In *critical Issues in Water and Wastewater Treatment: Proceedings of the 1994 ASCE National Conference on Environmental Engineering*. Greenwich, Conn.: Braun-Brumfield Publishers.
- Chang, Y., Reiber, S., Chowdhury, Z., (2001). Using Coagulation Assisted Membrane Processes for Arsenic Removal: A Long-Term Evaluation, In *Proceedings of the AWWA Membrane Technology Conference*, Denver, Colo, AWWA.
- Cheryan, M., (1998). *Ultrafiltration and Microfiltration Handbook*, ISBN 9781566765985, CRC Press.
- Cho, J., Amy, G., Pellegrino, J., (1999). Membrane filtration of natural organic matter: initial comparison of rejection and flux decline characteristics with ultrafiltration and nanofiltration membranes, *Water Research*, 33, 2517–2526.
- Cho, J., Amy, G., Pellegrino, J., (2000a). Membrane filtration of natural organic matter: comparison of flux decline, NOM rejection, and foulants during filtration with three UF membranes, *Desalination*, 127, 283–298.
- Cho, J., Amy, G., Pellegrino, J., (2000b). Membrane filtration of natural organic matter: factors and mechanisms affecting rejection and flux decline with charged ultrafiltration (UF) membrane, *Journal of Membrane Science*, 164, 89–110.
- Chwirka, J.D., Thomson, B.M., Stomp, J.S., (2000). Removing Arsenic From Groundwater, *Journal of AWWA*, 92:3, 79-88.
- Clair, D., Randtke, S., Adams, P., Shreve, S., (1997). Microfiltration of a High-Turbidity Surface Water With Post-Treatment by Nanofiltration and Reverse Osmosis, In *Proceedings of the AWWA Membrane Technology Conference*, Denver Colo, AWWA.
- Combe, C., Molis, E., Lucas, P., Riley, R., Clark, M. M., (1999). The Effect of CA Membrane Properties on Adsorptive Fouling by Humic Acid, *Journal of Membrane Science*, 154:1, 73–87.
- Curcio, E., Di Profio, G., Fontananova, E., Drioli, E., (2015). *Membrane Technologies for seawater desalination and brackish*

- water treatment, *Advances in Membrane Technologies for Water Treatment, Materials, Processes and Applications*, Woodhead Publishing Series in Energy, 411–441.
- Crawford, S.L., ve Bach, D.P., (2001). Expanding and Upgrading a Conventional Water Treatment Plant-The Membrane Alternative. In *Proceedings of the AWWA Membrane Technology Conference*, Denver, Colo, AWWA.
 - Crittenden J. C., Rhodes T. R., Hand D. W., Howe K. J., Tchobanoglous G., (2012). *MWH's Water Treatment: Principles and Design*, 3rd Ed., John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey.
 - Crozes, G., Anselme, C., Mallevalle, J., (1993). Effect of Adsorption of Organic Matter on Fouling of Ultrafiltration Membranes, *Journal of Membrane Science*, 84:1/2, 61–77.
 - De la Rubia, Á., Rodríguez, M., Prats, D., (2006). pH, ionic strength and flow velocity effects on the NOM filtration with $\text{TiO}_2/\text{ZrO}_2$ membranes, *Separation and Purification Technology*, 52, 325–331.
 - Di Profio, G., Ji, X., Curcio, E., Drioli, E., (2011). Submerged hollow fiber ultrafiltration as seawater pretreatment in the logic of integrated membrane desalination systems, *Desalination*, 128-135.
 - Dow Water Solutions, (1998). *FilmTec Membranes: Factors Affecting TO Membrane Performance*, Dow Chemical Company, form number 609-00055-498XQRP.
 - Dow Chemical Company, (2007). *FilmTec Reverse Osmosis Membranes: Technical Manual*, Dow Liquid Separations, form number 609-00071-0705.
 - Ericsson, B., ve Trägårdh, G., (1997). Treatment of surface water rich in humus — membrane filtration vs. conventional treatment, *Desalination* 108, 117–128.
 - Fan, L., Harris, J.L., Roddick, F.A., Booker, N.A., (2001). Influence of the characteristics of natural organic matter on the fouling of microfiltration membranes, *Water Research*, 35, 4455-4463.

- Freeman, S., (2001). From Zero to Sixty in Only seven Years: The Rapid Increase in MF/UF Surface Water Membrane Treatment, In Proceedings of the AWWA Membrane Technology Conference. Denver; Colo.: American Water Works Association.
- Fuerst, B., Hargesheimer, W., Taylor, S., (2003). Pilot testing, selection and Design of Membrane Filtration Systems for Use in Large-Scale Dual Membrane Treatment Plants, In proceedings of the AWWA Membrane Technology Conference. Denver, Colo.: American Water Works Association.
- Glucina, K., Laîne, J.-M., and Durand-Bourlier, L., (1998). Assessment of Filtration Mode for the Ultrafiltration Membrane Process, Desalination, 118:1/3, 205 – 211.
- Habarou, H., Makdissy, G., Croue, J.-P., Amy, G. L., Buisson, H., Machinal, C., (2001). Toward an Understanding of NOM Fouling of UF Membranes, Paper presented at the American Water Works Association Membrane Technology Conference, San Antonio, TX.
- Hem, L.J., ve Efraimsen, H., (2001). Assimilable organic carbon in molecular weight fractions of natural organic matter, Water Research, 35, 1106–1110.
- Heyden, W., (1985). Seawater desalination by RO: plant design, performance data, operation and maintenance, Desalination, 52, 187-199.
- Howe, K. J., ve Clark, M. M., (2002). Fouling of Microfiltration and Ultrafiltration Membranes by Natural Waters, Environmental Science and Technology, 36:16, 3571–3576.
- Huang, H., Spinette, R., O'Melia, C. R., (2008a). Direct-Flow Microfiltration of Aquasols I. Impacts of Particle Stabilities and Size, Journal of Membrane Science, 314:1–2, 90 – 100.
- Huang, H., Young, T. A., Jacangelo, J. G., (2008b). Unified Membrane Fouling Index for Low Pressure Membrane Filtration of Natural Waters: Principles and Methodology, Environmental Science and Technology, 42:3, 714–720.
- Huber, S.A., Balz, A., Abert, M., Pronk, W., (2011). Characterization of aquatic humic and non-humic matter with

- size-exclusion chromatography – organic carbon detection – organic nitrogen detection (LC-OCD-OND), *Water Research*, 45, 879–885.
- Ioan, C. E., Aberle, T., Burchard, W., (2000). Structure Properties of Dextran 2. Dilute Solution, *Macromolecules*, 33:15, 5730–5739.
 - Jacangelo, J.G. ve Adham, S.A., (1994). Comparison of Microfiltration and Ultrafiltration Microbial Removal, *Proceedings of Microfiltration for Water Treatment Symposium*, Irvine Calif., p.57.
 - Jacangelo, J.G., Adham, S.A., Laine J.M., (1996). Application of Membrane Filtration Techniques for Compliance with the Surface Water Treatment Rule, Final Report to the American Water Works Association Research Foundation.
 - Jacangelo, J.G., Adham, S.A., Laine, J.M., (1995). Mechanism of Cryptosporidium, Giardia and MS2 Virus Removal by MF and UF, *Journal of American Water Works Association*, 87:9, 107.
 - Jacangelo, J.G., Aieta, E.M., Carns, K.E., Cummings, E.W., Mallevialle, J., (1989). Assessing Hollow-Fiber Ultrafiltration for Particulate Removal, *Journal of AWWA*, 68-75.
 - Jack, A.M., ve Clark, M.M., (1998). Using PAC-UF to Treat a Low-Quality Surface Water, *Journal AWWA*, 90:11, 83-95.
 - Jeong, S., Kim, S., Min Kim, C., Vigneswaran, S., Vinh Nguyen, T., Shon, H., Kandasamy, J., Kim, I.S., (2013). A detailed organic matter characterization of pretreated seawater using low pressure microfiltration hybrid systems, *Journal of Membrane Science*, 428, 290–300.
 - Jucker, C., ve Clark, M. M., (1994). Adsorption of Aquatic Humic Substances on Hydrophobic Ultrafiltration Membranes, *Journal of Membrane Science*, 97, 37–52.
 - Kaewsuk, J., ve Seo, G.T., (2011). Verification of NOM removal in MIEX-NF system for advanced water treatment, *Separation and Purification Technology*, 80, 11–19.
 - Kennedy, M.D., Chun, H.K., Quintanilla Yangali, V.A., Heijman, B.G.J., Schippers, J.C., (2005). Natural organic matter (NOM)

- fouling of ultrafiltration membranes: fractionation of NOM in surface water and characterization by LC-OCD, *Desalination*, 178, 73–83.
- Kim, J. ve DiGiano, F. A., (2009), Fouling Models for Low-Pressure Membrane Systems, *Separation Purification Technology*, 68:3, 293–304.
 - Kim, K. J., Fane, A. G., Fell, C. J. D., Joy, D. C., (1992). Fouling Mechanisms of Membranes During Protein Ultrafiltration, *Journal of Membrane Science*, 68:1/2, 79–91.
 - Kim, M.H., ve Yu, M.J., (2005). Characterization of NOM in the Han River and evaluation of treatability using UF–NF membrane, *Environmental Research* 97, 116–123.
 - Kuloaara, M., Metsamuuronen, S., Nyström, M., (1999). Effects of Aquatic Humic Substances on a Hydrophobic Ultrafiltration Membrane, *Chemosphere*, 38:15, 3485–3496.
 - Lahoussine-Turcaud, V., Wiesner, M. R., Bottero, J.-Y., (1990a). Fouling in Tangential-Flow Ultrafiltration: The Effect of Colloid Size and Coagulation Pretreatment, *Journal of Membrane Science*, 52:2, 173–190.
 - Lahoussine-Tourcaud, V., Wiesner, M., Bottero, J. Y., and Mallevalle, J., (1990b). Coagulation Pretreatment for Ultrafiltration of a Surface Water, *Journal of AWWA*, 80:11, 76-81.
 - Laîné, J.M., ve Gislette, P., (1995). The Concentrate Issue in Ultrafiltration Operation, *Proceedings IWSA-AIDE*, 27-29, Paris.
 - Laîné, J. M., Hagstrom, J. P., Clark, M.M., Mallevalle, J., (1989). Effects of Ultrafiltration Membrane Composition, *Journal of AWWA*, 81:11, 61-67.
 - Lamsal, R., Montreuil, K. R., Kent, F. C., Walsh, M. E., Gagnon, G. A., (2012). Characterization and removal of natural organic matter by an integrated membrane system, *Desalination* 303, 12–16.
 - Lee, S., Amy, G., Cho, J., (2004). Applicability of sherwood correlations for natural organic matter (NOM) transport in nanofiltration (NF) membranes. *Journal of Membrane Science*, 240, 49–65.

- Lee, S., Kwon, B., Sun, M., Cho, J., (2005). Characterizations of NOM included in NF and UF membrane permeates, *Desalination*, 173, 131–142.
- Letterman, R.D., Chiang, S.M., Herb, D., Meng, X.G., Selger, D., Shrodo, (1991). Evaluation of Alternative Surface Water Treatment Technologies. Report to New York State Department of Health, Bureau of Public Water Supply Protection.
- Liang, S., Scott, K., Scherzinger, R., Amy, G.L., (2001). Perchlorate Removal by Reverse Osmosis, Nanofiltration and Ultrafiltration, In Proceedings of the AWWA Membrane Technology Conference, Denver, Colo, AWWA.
- Lin, C., Huang, Y., Hao, O.J., (1999). Ultrafiltration processes for removing humic substances: effect of molecular weight fractions and PAC treatment. *Water Research*, 33, 1252–1264.
- Lin, C.F., Lin, T.-Y., Hao, O. J., (2000). Effects of Humic Substance Characteristics on UF Performance, *Water Research*, 34:4, 1097–1106.
- Lin, C., Liu, S., Hao, O.J., (2001). Effect of functional groups of humic substances on uf performance. *Water Research*, 35, 2395–2402.
- Lynk, S.V., Briggs, J.H., Petry, M., (2001). Innovative Two Stage Membrane Design Provides Efficient Solution for Meeting Immediate Water Needs: Case Study – City of Georgetown Southside WTP, In Proceedings of the AWWA Membrane Technology Conference, Denver, Colo, AWWA.
- Mallevalle J., Odendaal P.E., Wiesner M.R., (1996). *Water Treatment Membrane Processes*, American Water Works Association research Foundation, 1st Ed., McGraw-Hill.
- Matthiasson, E., (1983). The Role of Macromolecular Adsorption in Fouling of Ultrafiltration Membranes, *Journal of Membrane Science*, 16, 23–26.
- Metsämuuronen, S., Sillanpää, M., Bhatnagar, A., Mänttari, M., (2014). Natural organic matter removal from drinking water by membrane technology, *Separation and Purification Reviews*, 43, 1–61.

- Nyström, M., Pihlajamäki, A., Ehsani, N., (1994). Characterization of Ultrafiltration Membranes by Simultaneous Streaming Potential and Flux Measurements, *Journal of Membrane Science*, 87:3, 245–256.
- Olivieri, V.P., Parker D.Y., Willingham Jr., G.A., Vickers J.C., (1991). Continuous Microfiltration of Surface Water, *Proceedings of the AWWA, Membrane Process Conference, Orlando, Fla.*, 385.
- Paputçu, M., Bozdağ, B., Demir, S., Aydın, C., (2009). Büyük Ölçekli Şehir İçme Suyu Temininde Membran Teknolojileri Uygulamaları (Kırıkkale, Bafra Ve Bala (Kesikköprü) İçme Suyu Arıtma Tesisleri), *MEM-TEK 2009 Sempozyum Bildiriler Kitabı*.
- Paxman, S., Wetstain, D., Boulos, L., Adham, S., (2001). Evaluation of MF and UF with and without Pretreatment on Utah Surface Water Supply, In *Proceedings of the AWWA Membrane Technology Conference, Denver, Colo, AWWA*.
- Reckhow, D.A., ve Singer, P.C., (1990). Chlorination By-products in Drinking Water: From Formation Potentials to Finished Water Concentrations, *Journal American Water Works Association*, 82:4, 173.
- Reiss, C.R. ve Taylor, J.S., (1991). Membrane Pretreatment of a Surface Water *Proceedings of the AWWA, Membrane Process Conference, Orlando, Fla.*, p.317.
- Ridgway, H. F., ve Flemming, H.-C., (1996). Membrane Biofouling, Chapter 6, in J. Mallevalle, P. E. Odendaal, and M. R. Wiesner (eds.), *Water Treatment Membrane Processes*, McGraw-Hill, New York.
- Schäfer, A.I., Fane, A.G., Waite, T.D., (2000). Fouling effects on rejection in the membrane filtration of natural waters, *Desalination* 131, 215–224.
- Schneider, C., Johns, P., Huehmer, R.P., (2001). Removal of Manganese by Microfiltration in a Water Treatment Plant, In *Proceedings of the AWWA Membrane Technology Conference, Denver, Colo, AWWA*.
- Scott, K., (1995). *Handbook of Industrial Membranes*. Elsevier Advanced Technology.

- Shao, J., Hou, J., Song, H., (2011). Comparison of humic acid rejection and flux decline during filtration with negatively charged and uncharged ultrafiltration membranes, *Water Research*, 45, 473–482.
- Shorney, H.L., Vernon, W.A., Clune, J., Bond, R.G., (2001). Performance of MF/UF Membranes with In-Line Ferric-Salt Coagulation for the Removal of Arsenic From a Southwest Surface Water, In *Proceedings of the AWWA Membrane Technology Conference*, Denver, Colo, AWWA.
- Siddiqui, M., Amy, G., Ryan, J., Odem, W., (2000). Membranes for the control of natural organic matter from surface waters, *Water Research*, 34, 3355–3370.
- Sillanpää, M., (2015). *Natural Organic Matter in Water, Characterization and Treatment Methods*, 1st Ed., Butterworth-Heinemann, Elsevier.
- Strohwal, N.K.H., ve Jacobs, E.P., (1992). An Investigation into UF Systems in the Pretreatment of Seawater for RO Desalination, *Water Science and Technology*, 25:10, 69-78.
- Talton, E.H., Reiss, C.R., Schuck, R.A., (2000). Integrated Membrane Systems for Multi-Contaminant Removal: A Case Study. In *Proceedings of the South Carolina Environmental Conference*, Denver, Colo, AWWA.
- Thompson, M., Craig, K., Trimboli, P., (2003). Coliban Water Aqua Project: Membranes as Part of Multibarrier Water Treatment to Meet Stringent Water Quality Standards, In *Proceedings of the AWWA Membrane Technology Conference*, Denver, Colo.: American Water Works Association.
- Thorsen, T., (2004). Concentration polarization by natural organic matter (NOM) in NF and UF, *Journal of Membrane Science*, 233, 79–91.
- U.S. EPA (1998). *National Primary Drinking Water Regulations: Interim Enhanced Surface Water Treatment: Final Rule*. Fed. Reg., 63, 241, 69478–69521.

- Walsh, M.E., (2005). Microbial and chemical impacts of blending membrane treated filter backwash water, Ph.D. Dissertation, Dalhousie University, Halifax, NS, Canada.
- Wiesner, M. R., ve Chellam, S., (1992). Mass Transport Considerations for Pressure-Driven Membrane Processes, *Journal of AWWA*, 84, 1, 88–95.
- Wiesner, M.R., Veerapaneni, S., Brejchova, D., (1991). Permeation Behaviour and Filtrate Quality of Tubular Ceramic Membranes Used for Surface Water Treatment, *Proceedings of the AWWA, Membrane Processes Conference*, Orlando, Fla., p.371.
- Yee, L.F., Abdullah, P.M., Abdullah, A., Ishak, B., Abidin, K.N.Z., (2009). Hydrophobicity characteristics of natural organic matter and the formation of THM, *The Malaysian Journal of Analytical Sciences*, 13, 94–99.
- Yoon, Y., Amy, G., Cho, J., Her, N., (2005). Effects of retained natural organic matter (NOM) on NOM rejection and membrane flux decline with nanofiltration and ultrafiltration, *Desalination*, 173, 209–221.
- Yoon, Y., Yoon, J., Amy, G., Liang, S., (2001). Dominant Potential Mechanisms for Perchlorate Rejection by Negatively Charged Nanofiltration and Ultrafiltration Membranes, In *Proceedings of the AWWA Membrane Technology Conference*, Denver, Colo, AWWA.
- Yuan, W., ve Zydney, A. L., (1999). Humic Acid Fouling During Microfiltration *Journal of Membrane Science*, 157:1, 1–12.
- Yuan, W., ve Zydney, A. L., (2000). Humic Acid Fouling During Ultrafiltration, *Environmental Science and Technology*, 34:23, 5043–5050.
- Yuan, W., Kocic, A., Zydney, A. L., (2002). Analysis of Humic Acid Fouling During Microfiltration Using a Pore Blockage-Cake Filtration Model, *Journal of Membrane Science*, 198:1, 51–62.
- Zhang, T.C., Surampalli, R.Y., Vigneswaran, S., Tyagi, R.D., Ong, S.L., Kao, C.M., (2012). *Membrane Technology and Environmental Applications*, American Society of Civil Engineers, Reston, Virginia.

- Zularisam, A.W., Ismail, A.F., Salim, M.R., Sakinah, M., Hiroaki, O., (2007a). Fabrication, fouling and foulant analyses of asymmetric polysulfone (PSF) ultrafiltration membrane fouled with natural organic matter (NOM) source waters, *Journal of Membrane Science*, 299, 97–113.
- Zularisam, A.W., Ismail, A.F., Salim, M.R., Sakinah, M., Ozaki, H., (2007b). The effects of natural organic matter (NOM) fractions on fouling characteristics and flux recovery of ultrafiltration membranes, *Desalination*, 212, 191–208.
- Zularisam, A.W., Ismail, A.F., Salim, M.R., Sakinah, M., Matsuura, T., (2009). Application of coagulation–ultrafiltration hybrid process for drinking water treatment: optimization of operating conditions using experimental design. *Separation and Purification Technology*, 65, 193–210.
- Kucera, J., (2015). *Reverse Osmosis, Design, Processes and Applications for Engineers*, 2nd edition, ISBN: 978-1-118-63974-0, Wiley Scrivener Publishing.
- Missimer, M. T., (1994). *Water Supply Development for Membrane Water Treatment Facilities 1st Edition*, ISBN-10: 0873719549, CRC Press.
- Memtek Bülteni, (2017). ‘Desalinasyon’, Yıl:2, Sayı:3.
- Seidel, A. ve Elimelech M., (2002). Coupling Between Chemical and Physical Interactions in Natural Organic Matter (NOM) Fouling of Nanofiltration Membranes: Implications for Fouling Control, *Journal of Membrane Science*, 203: 1–2, 245-255.
- Sudak, R. G., (1990). *Reverse Osmosis, Handbook of Industrial Membrane Technology*, M. C. Porter, Ed., William Andrew Publishing,
- Shilton, S.J., Ismail, A.F., Gough, P. J., (1997). Molecular orientation and the performance of synthetic polymeric membranes for gas separation, *Polymer*, 38: 9, 2215-2220.
- Wilf, M., (2007). *Membrane Desalination Technology*, Balaban Desalination Publications.

- Wang, L. K., Chen, J. P., Hung, Y, Shammass, N. K., (2010). Handbook Of Environmental Engineering, Membrane and Desalination Technologies, Volume 13, Humana Press.
- Sauvet-Goichon, B., (2007). Ashkelon desalination plant — A successful challenge, Desalination, 203, 75–81.
- Ventresque, C., Gisclon, V., Bablon, G., Chagneau, G. (2000). An outstanding feat of modern technology: the Mery-sur-Oise nanofiltration Treatment plant (340,000 m³/d), Desalination, 131:1-3, 1-16.
- <URL-1>: Pall (2015). <http://www.pall.com/main/graphic-arts/recommended-products-for-crossflow-filtration>, 25/03/2015
- <URL-2>: IWA (2017). <http://www.iwaefficient.com/2013/program.html>, 7.12.2017
- <URL-3>: Denizsu (2017). <http://www.denizsu.com/referanslar.php>, 7.12.17
- <URL-4>: Protendars (2017). <https://www.protenders.com/companies/typsa-group/projects/al-khafji-solar-powered-desalination-plant>, 6.12.17
- <URL-5>: Watertech (2017). <http://www.water-technology.net/projects/al-khafji-solar-saline-water-reverse-osmosis-solar-swro-desalination-plant/>, 6.12.17
- <URL-6>: ifpinfo (2017). http://www.ifpinfo.com/ifpinfo-NewsArticle-3821#.Wip_4FVl_X4, 7.12.17
- <URL-7>: Acciona (2017). <http://acciona.us/projects/water/desalination-plants/tampa-bay-desalination-plant/>, 7.12.17
- <URL-8>: Tampabay (2017). <https://www.tampabaywater.org/tampa-bay-seawater-desalination-plant>. 6.12.17
- <URL-9>: Tampabay water (2017). <https://www.tampabaywater.org/documents/fact-sheets/desal-fact-sheet.pdf>, 7.12.17
- DOW, Wave, “Water Application Value Engine” yazılımı.
- DOW, Rosa, “Reverse Osmosis System Analysis” yazılımı
- Nitto Denko, “IMS Design Tool” yazılımı.

Ters Osmoz Su Arıtma Tesisleri



Ters Osmoz Su Arıtma Tesisleri



BÖLÜM 8

PROSES SUYU ARITIMINDA MEMBRAN TEKNOLOJİLERİ

İsmail Koyuncu^{1,2}, Öykü Mutlu Salmanlı^{1,2} ve Türker Türken^{1,2}

8.1. Genel Bilgiler

Endüstriyel proses suyu, çok farklı kalitede su sınıflarından oluşabilmektedir. Bu farklı su sınıflarına örnek olarak, soğutma suyu, saf su, kazan besleme suyu, durulama suyu, kimyasal üretim için su ve enjeksiyon suyu verilebilir. Fabrikadaki merkezi su üretim ünitesi, en temel ihtiyaç olan proses suyunu farklı kalitelere sağlayabilmelidir.

8.2. Proses Suyu Arıtımında Membran Teknolojileri

Membran teknolojisi, proses suyu arıtma kademelerinde yer alan en yaygın arıtma yaklaşımıdır. Suyun saflık derecesi, kullanım amacına göre farklı membran teknolojileri ile ayarlanabilmektedir. Özellikle son dönemlerde, basınç sürücülü membran proseslere karşı ilgi artmıştır. Düşük basınçlı MF ve UF membran prosesleri partikül, bulanıklık, bakteri ve protozoa gideriminde dezenfektan kullanımına gerek kalmaksızın veya kimyasal kullanım miktarını azaltacak şekilde kullanılmaktadırlar. Ancak, yüksek organik içeriğe sahip bir besleme suyu kullanıldığında yüksek kalitede bir su eldesi her zaman mümkün olmayabilir. Bu sebeple, yüksek kalite su eldesi için MF ve UF membranları, aktif karbon (toz aktif karbon (PAC) ve granüler aktif karbon (GAC)) adsorpsiyonu ya da NF ve TO gibi prosesler ile birlikte kullanılmaktadır. NF ve TO membranları dezenfeksiyon yan ürünleri (DBPs) ve sentetik organik bileşenler (SOC) gibi çok geniş spektrumda kirleticiyi giderebilmektedir. Farklı kalitedeki yüzey sularının

¹ İnşaat Fakültesi, Çevre Mühendisliği Bölümü, İTÜ

² Prof. Dr. Dincer Topacık Ulusal Membran Teknolojileri Uyg- Ar Merkezi, İTÜ

arıtımında NF/TO sistemlerinin kullanımı, genellikle geniş çaplı bir ön arıtma gerektirmektedir. Ön arıtma konfigürasyonu, ham suyun karakterine, uygulanan teknolojinin yatırım maliyeti ve güvenilirliğine ve NF/TO membran tipine bağlı olarak değişmektedir. Ters osmoz (TO) yaklaşık 30 yıl önce, konvansiyonel ön arıtmadan geçmiş yüzey sularından demineralize su (kazan beslemesi veya proses suyu) üretilmek için kullanılmaya başlanmıştır. Son zamanlarda yüzey suyunun ızgara filtreler hariç hiçbir ön arıtmaya gerek kalmadan direkt UF+TO ile kullanımı, saf suyun doğrudan üretilmesi için uygun bir çözüm haline gelmiştir. Membran prosesi ile rezervuar suyunun arıtılması birçok yerde pilot ölçekte denenmiştir. Her ne kadar Fransa, Hollanda ve ABD’de özellikle endüstriyel olarak nehir suyundan saf su üretilmiş olsa da, sürekli değişen nehir suyu kompozisyonu ve değişen su kalitesi, sabit bir proses geliştirmeyi önlemektedir. Proses suyu, kullanım suyu ya da içme suyu olarak kullanılacak ham suyun içerdiği kirletici parametrelere göre farklı arıtma alternatifleri gereklidir. Tablo 8.1’de kirletici türüne uygun arıtma prosesleri ve bunlara ait bilinmesi gereken önemli noktalar özetlenmiştir.

Tablo 8.1 Kirletici parametrelere uygun arıtma alternatifleri

Kirletici	Proses	Yorum
Bulanıklık / Partikül	Koagülasyon+Filtrasyon	Düşük bulanıklık ve renk içeren sular
	Direkt Filtrasyon: Koagülasyon+Flokülasyon+Filtrasyon	Düşük-orta bulanıklık ve renk içeren sular
	Konvansiyonel Arıtma: Koagülasyon+Flokülasyon+Çökeltme+Filtrasyon	Yüksek bulanıklık ve renk
	Mikrofiltrasyon	Katı partiküllerin, koloidal maddelerin ve bulanıklığın giderilmesi amacıyla diğer membran proseslerinden önce ön arıtım prosesi olarak da kullanılmaktadır.
	Ultrafiltrasyon	Makromoleküller ve kolloidler

Tablo 8.1 (Devamı) Kirletici parametrelere uygun arıtma alternatifleri

Kirletici	Proses	Yorum
Alg ve plankton	Mikroelek	Kil, kum giderilemez
	Konvansiyonel Koagülasyon+Flokülasyon+Çökelme+ Filtrasyon	Yüksek miktarda bulunan alg ve planktonun giderimi zordur (genelde yüzer haldedirler).
	Mikrofiltrasyon	Membran tıkanmasına dikkat edilmelidir.
Renk	Oksidasyon (ozon, klor, klordioksit, potasyum permanganat)	Düşük renk içeren sular
	Düşük pH' ta koagülasyon+flokülasyon	Düşük-yüksek renk içeren sular. Alum, demir tuzlarına nazaran daha iyi performans sağlar. Optimum pH: 5-6
	Adsorpsiyon (Aktif karbon)	Düşük-orta renk içeren sular
	Filtrasyon+İyon değişimi	Özellikle endüstriyel kaynaklı renk giderimi
Renk	Nanofiltrasyon	Özellikle tekstil endüstrisi atıksularından renk gideriminde
	Ultrafiltrasyon	Kimya endüstrisinde boya geri kazanımı
Demir ve mangan	Havalandırma+ önde oksidasyon+çökelme	Oksidasyon ve çöktürme ile demir ve mangan giderimi
	Havalandırma+kimyasal çöktürme	Havalandırma yoluyla oksidasyon, ph'ın yükseltilmesi için genelde kireç kullanılır.
	Koagülasyon+flokülasyon+çökelme	
	İyon değişimi	
	Ultrafiltrasyon	

Tablo 8.1 (Devamı) Kirletici parametrelere uygun arıtma alternatifleri

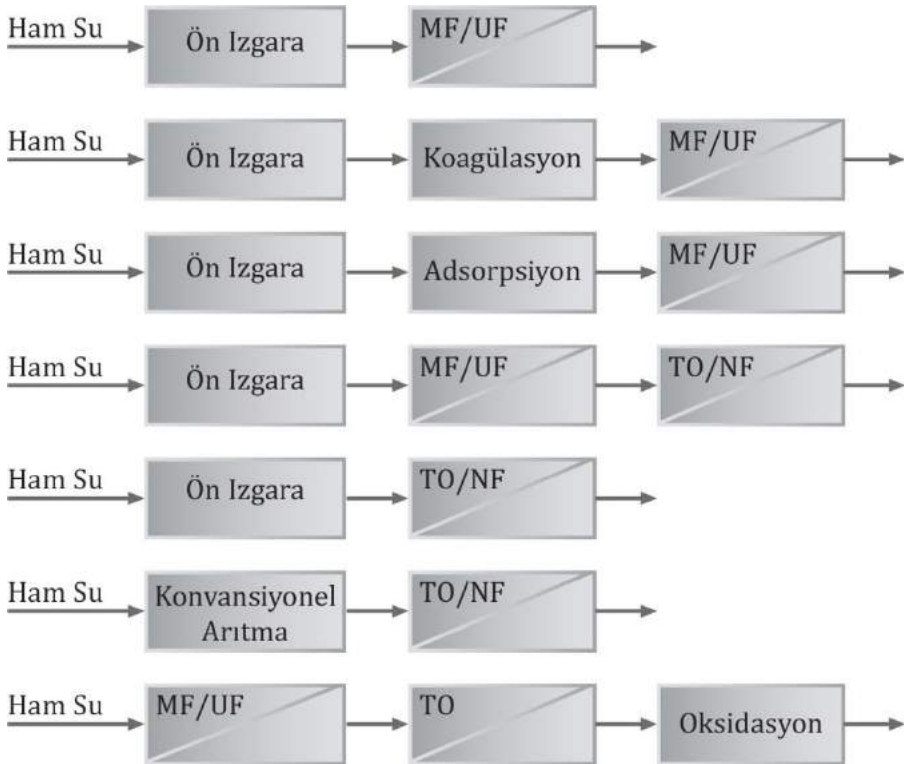
Kirletici	Proses	Yorum
Tat ve koku	Havalandırma veya önde oksidasyon	Tat ve koku oluşturan maddelerin (Alg vb.) kaynağa kontrol ile su rezervuarlarına girişinin önlenmesi en iyi yoldur. Havalandırma, tat ve koku azaltımını sağlamaktadır. Oksidasyon amacıyla serbest klor kullanımı THM oluşumuna sebep olabilir.
Sertlik	Kireç-soda yöntemi	Orta-yüksek sertlikte sular için
	İyon değişimi	İyon değiştiriciler sertlik iyonlarını giderirken, suya tuz ilavesine sebep olurlar.
	Nanofiltrasyon	
Patojenler	Dezenfeksiyon	Serbest klor, THM oluşum potansiyelini artırır.
Dezenfeksiyon Yan Ürünü, THM	Zenginleştirilmiş koagülasyon: Koagülasyon+kimyasal çöktürme+flokülasyon+ çökeltme	Koagülasyon veya yumuşatma ile düşük pH'da etkili organik madde giderimi sağlanır.
	Adsorpsiyon: Aktif Karbon	PAC-GAC kullanımı ile TOK ve THM giderimi sağlanır.
	Havalandırma	
	Önde oksidasyon	O ₃ , H ₂ O ₂ , KMNO ₄ , kloraminler veya klordioksit
Dezenfeksiyon Yan Ürünü, THM	Membran prosesler	NF/TO membranları
Nitrat	Biyolojik denitrifikasyon	N ₂ gazına kadar indirgenir
	Kimyasal denitrifikasyon	Katalitik indirgenme, biyolojiktan daha hızlı ve daha az hassas
	İyon değişimi: Demineralizasyon Membran Prosesleri (TO, NF, UF, ED, EDI, TED membranları)	NO ₃ ile birlikte diğer iyonlar da giderilir
	Katyonik surfaktanlar+UF	Donnan potansiyel farkı ile adsorpsiyon esasına dayanır.

Tablo 8.1 (Devamı) Kirletici parametrelere uygun arıtma alternatifleri

Kirletici	Proses	Yorum
Flor	Aktif Alümina, Aktif Karbon	Hidrolik adsorpsiyon ile giderim
	Ca ve Al tuzları ile çöktürme	
Civa	Flokülasyon+Çökeltme, Adsorpsiyon, İyon değişimi	
Sülfat	İyon değişimi, Kimyasal çöktürme	
	Nanofiltrasyon membranları	
Arsenik	Oksidasyon+demir tuzları ile zenginleştirilmiş koagülasyon+flokülasyon+ çökeltme	Çöktürme ile Arsenat, As(V), giderimi sağlanır
	Aktif Alümina	Yeraltı suyundan arsenik gideriminde etkilidir
	Membran Prosesleri	
Fosfor	Çökeltme+filtrasyon/ flotasyon	Çözünabilir fosfatı çözünemeyen forma dönüştürerek giderim yaparlar.
	Distilasyon	
	İyon değiştirme	
	Adsorpsiyon	
	Kimyasal çöktürme	
	TO ve ED membranları	
	Adsorpsiyon+ Mikrofiltrasyon	

Membran proseslerinin en cazip özelliği, büyük ölçekli termal desalinasyon prosesine göre tasarımının daha basit olmasıdır. Buna ilaveten modül tasarımı basit genişlemelere ve üretim kapasitesini artırmaya müsaade etmektedir. Ham su ve istenen su kalitesine göre membran teknolojilerinin çeşitli kombinasyonları rahatlıkla kullanılabilir. Şekil 8.1’de de görüldüğü üzere ham suyun içerdiği kirlilik yüküne ve çeşitliliğine ve üretilecek proses suyunun kullanım alanına bağlı olarak çeşitli alternatifler kullanılabilir. Ön ızgara genellikle

membran proseslerinin işletiminde vazgeçilmez bir ünedir. Ancak, ön ızgarayı takip eden arıtma alternatifi hamsuyun içerdiği inert veya organik madde içeriğine göre önemli değişiklik göstermektedir. Ön ızgara çıkış suyunun koloidal, partikül veya organik madde içeriği düşük olduğunda direk MF/UF veya yüksek olduğunda kirletici tipine bağlı olarak ön arıtma olarak koagülasyon veya adsorpsiyon üniteleri kullanılabilir. Yüksek kaliteli proses suyu üretmek istendiğinde ise MF/UF sistemleri NF veya TO prosesleri için ön arıtma üniteleri olarak kullanılmaktadır. Bununla birlikte hamsuyun SDİ değerine bağlı olarak ön ızgarada sonra direk TO/NF prosesleri de uygulanabilmektedir. Hatta mevcut konvansiyonel arıtma sistemleri, daha sonradan değişen su üretim stratejilerine bağlı olarak TO/NF prosesleri ile modifiye edilebilir. Membran konfigürasyonlarındaki değişim esnekliği, su arıtım ve üreticilerine geniş, kolay ve daha ucuz ilave alternatifler sunmaktadır.



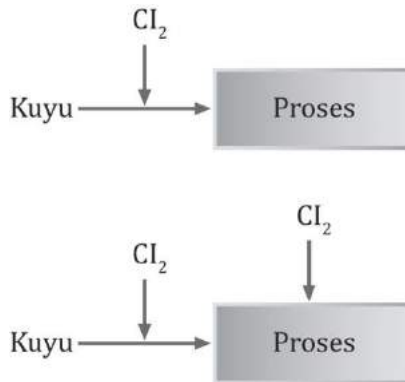
Şekil 8.1 Su arıtımı için tipik membran prosesleri

8.3. Proses Suyu Ham Su Kaynakları ve Uygulanan Akım Şemaları

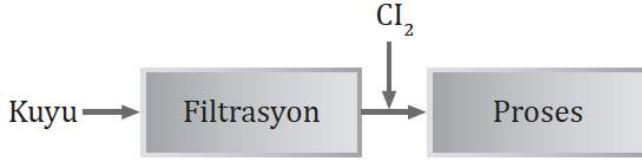
Proses suyu için ham su kaynağı olarak, yeraltı suyu, yüzey suyu, arıtılmış su ve deniz suyu kullanılabilir. Aşağıda bu konuda detaylı bilgi ve akım şemaları verilmiştir.

8.3.1. Yeraltı Suyu

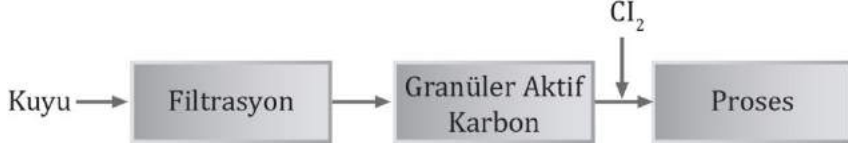
Ülkemizde ve birçok ülkede, proses suyu üretiminde ham su kaynağı olarak en yaygın kullanılan kaynak yeraltı suyudur. Proses suyu kalitesine ve ihtiyacına göre yeraltı sularının arıtımında farklı arıtma alternatifleri uygulanabilir. Şekil 8.2-8.10'da ihtiyaca bağlı olarak uygulanabilen akım şemaları verilmiştir. Endüstriyel kullanım amaçlı suların üçte biri yeraltı suyundan karşılanmaktadır. Yeraltı suyunda pestisit, sertlik, nitrat, doğal organik madde, hümik-fulvik asitler, askıda katılar, bakteri vb. bileşenlerin bulunma olasılığı bölgeden bölgeye değişiklik göstermektedir. Bu bileşiklerin mevcudiyeti durumunda giderilmeleri gerekmektedir. Bazı durumlarda, suda olası çeşitli bileşiklerin membranlara zararlı etkileri kaçınılmaz olduğunda, membran sistemlere girmeden bu bileşenlerin bir ön arıtma ile uzaklaştırılması gerekebilir.



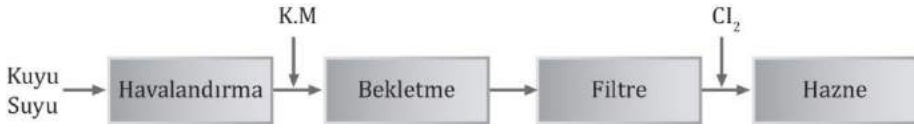
Şekil 8.2 Direkt klorlama (Dezenfeksiyon)



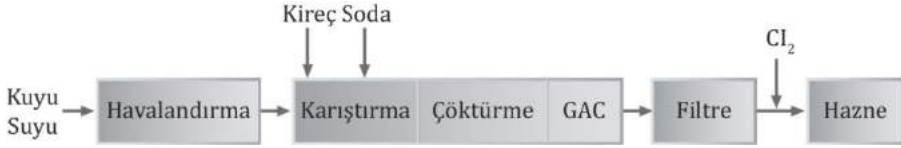
Şekil 8.3 Basınçlı kum filtrasyonu ve klorlama (Partikül giderimi ve dezenfeksiyon)



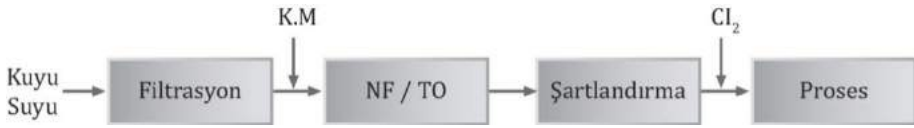
Şekil 8.4 Basınçlı kum filtrasyonu, granüler aktif karbon ve klorlama (Partikül giderimi, organik madde giderimi ve dezenfeksiyon)



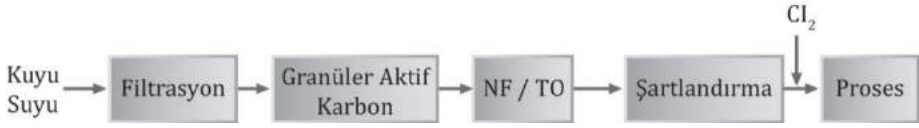
Şekil 8.5 Havalandırma, bekletme, kum filtrasyonu ve klorlama (Demir, mangan giderimi)



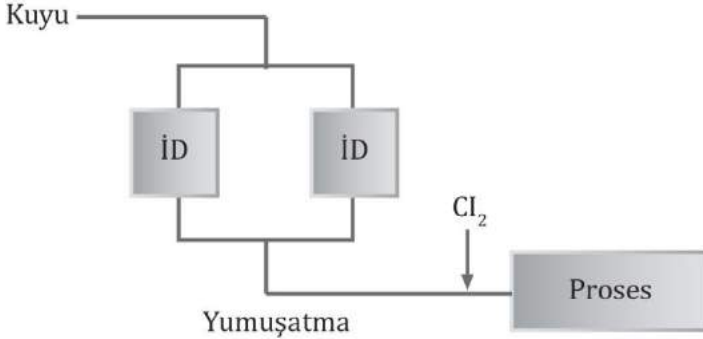
Şekil 8.6 Havalandırma, kireç-soda metodu, çöktürme, kum filtrasyonu ve klorlama (Sertlik giderimi)



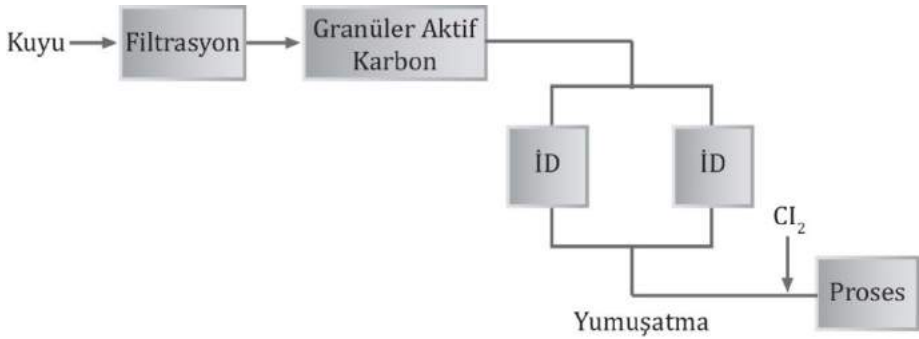
Şekil 8.7 Kum filtrasyonu, membran filtrasyonu, şartlandırma ve klorlama (Partikül giderimi, organik madde giderimi ve sertlik giderimi)



Şekil 8.8 Kum filtrasyonu, granüler aktif karbon, membran filtrasyonu, şartlandırma ve klorlama (Partikül giderimi, organik madde giderimi ve Sertlik giderimi)



Şekil 8.9 Anyonik ve katyonik iyon değıştirciler, klorlama ve şebekeye verme (Sertlik giderimi)



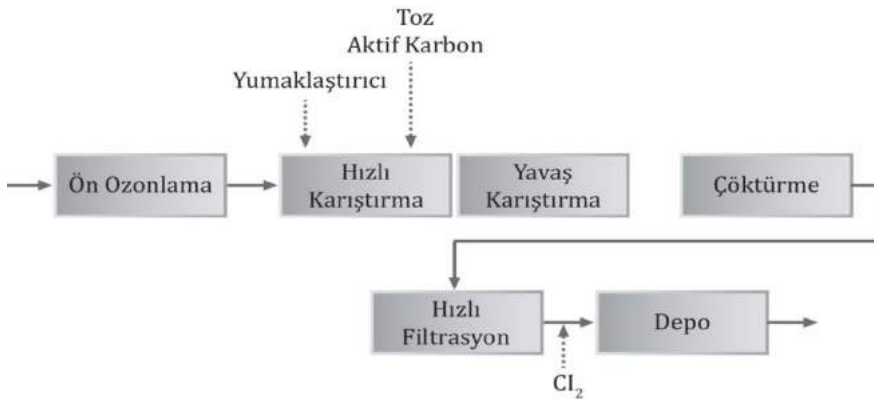
Şekil 8.10 Kum filtrasyonu, granüler aktif karbon ve yumuşatma (anyonik ve katyonik iyon değıştirciler (İD)), klorlama ve şebekeye verme (Partikül giderimi, organik madde giderimi ve sertlik giderimi)

8.3.2. Yüzey Suyu

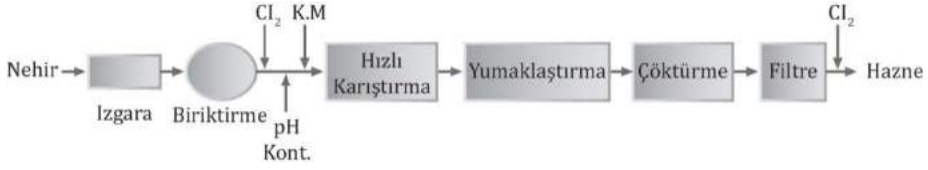
Geleneksel bir yüzey suyu arıtma tesisi, ızgara, ozonlama, pıhtılaşma ve yumaklaşma, çökeltme, kum filtrasyonu ve genellikle son adım olarak dezenfeksiyon uygulayan çok aşamalı bir prosesten oluşmaktadır (Şekil 8.11). Ozon, hidrojen peroksit, kireç ve klor kullanımı emniyet amacıyla özel tedbirler gerektirir. Akım şemasında uygulanan her adım, optimum performansı elde etmek amacıyla sürekli olarak kontrol edilmelidir. Bu durum karmaşık bir kontrol sistemine neden olmaktadır. Buna karşın membran sistemler şu üstünlükleri sağlamaktadır:

- Ham su kalitesinden bağımsız olarak yüksek kalitede saf su eldesi
- Kapasite arttırımı durumunda modüler yapısından dolayı basit tasarım ve esnek yapısı
- Membran temizlemek için kullanılan kimyasallar dışında reaksiyonel amaçlı kimyasal kullanımına ihtiyaç duyulmaması veya daha az ihtiyaç durumu

Kullanılan su kaynağının ihtiva ettiği kirleticilere uygun olarak çok çeşitli arıtma alternatiflerini kullanmak mümkündür. Farklı kalitedeki yüzey sularının arıtımına ilişkin akım şemaları aşağıda gösterilmiştir (Şekil 8.12-8.20) (Eroğlu, 2008).



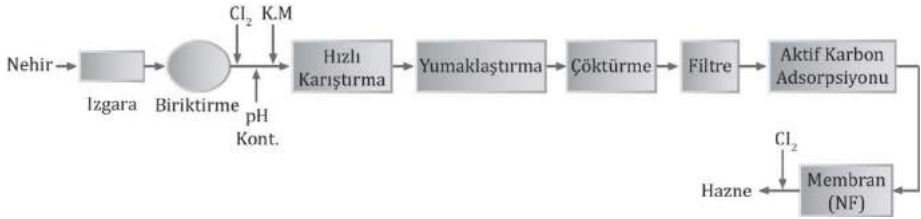
Şekil 8.11 Klasik bir yüzey suyu arıtması akım şeması



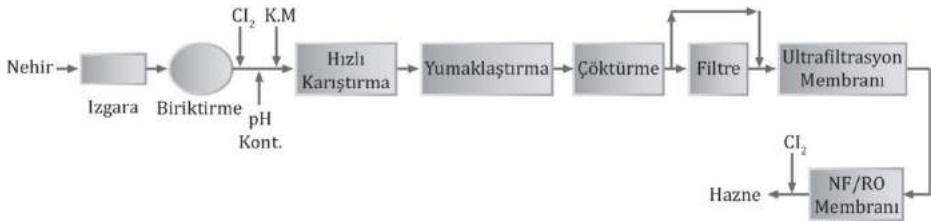
Şekil 8.12 Çökebilir madde miktarı yüksek ve mevsimlere göre kil muhtevası ve rengi değişen nehir suları



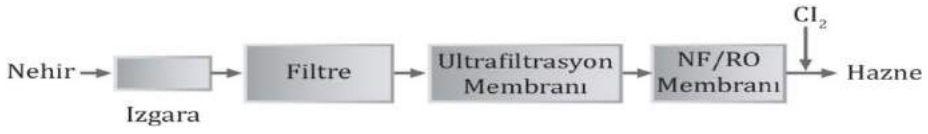
Şekil 8.13 Çökebilir madde miktarı ve organik madde muhtevası yüksek ve mevsimlere göre kil muhtevası ve rengi değişen nehir suları



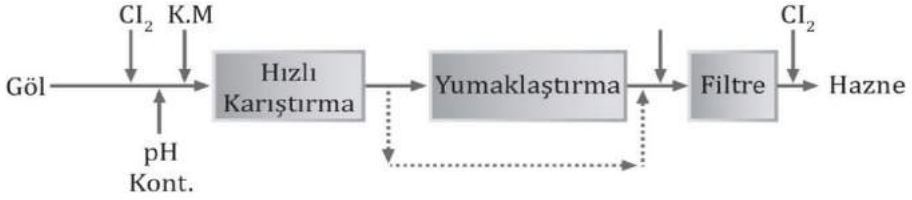
Şekil 8.14 Çökebilir madde miktarı ve organik madde muhtevası yüksek ve mevsimlere göre kil muhtevası ve rengi değişen nehir suları



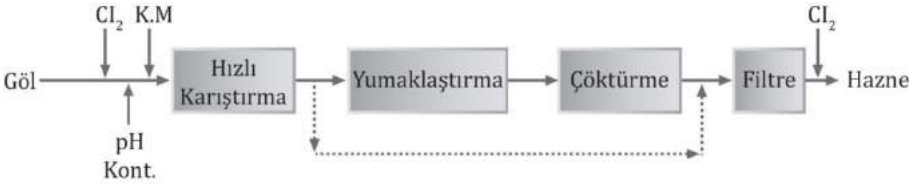
Şekil 8.15 Çökebilir madde miktarı ve organik madde muhtevası yüksek ve mevsimlere göre kil muhtevası ve rengi değişen, tuz konsantrasyonu yüksek sert nehir suları



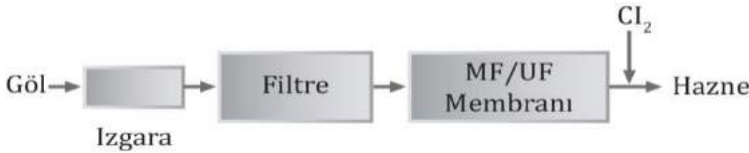
Şekil 8.16 Çökebilen madde miktarı düşük, organik madde muhtevası yüksek ve tuz konsantrasyonu yüksek sert nehir suları



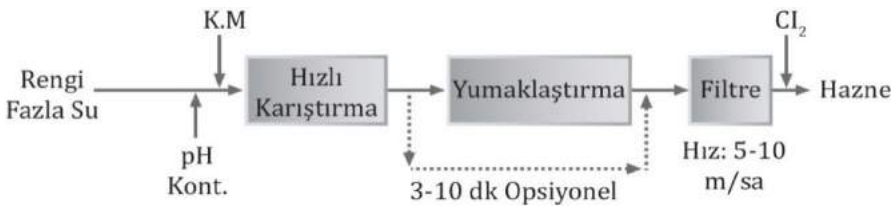
Şekil 8.17 Su Kalitesi iyi olan göller



Şekil 8.18 Ötrofik göl ve su haznelerinin suyu



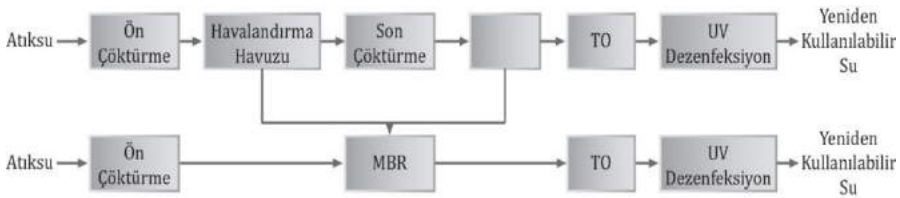
Şekil 8.19 Çökebilen madde miktarı düşük, organik madde muhtevası düşük göl suları



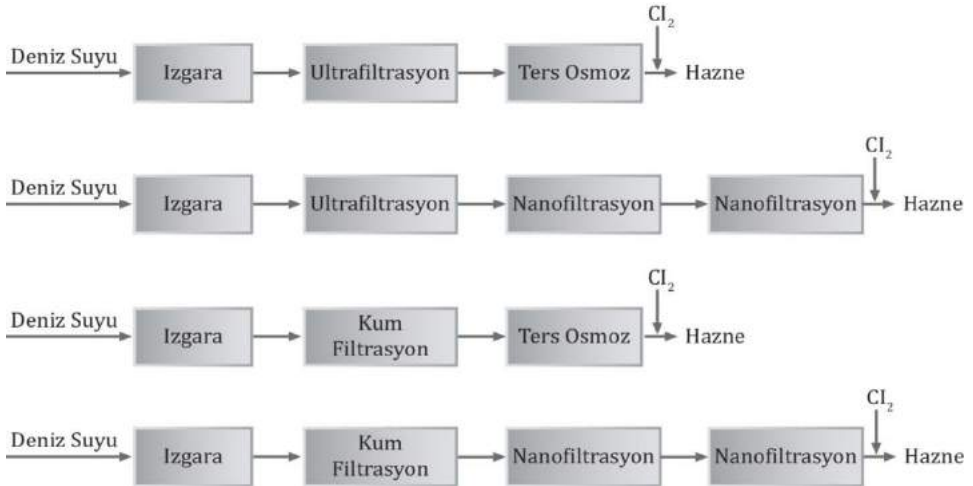
Şekil 8.20 Rengi fazla fakat askıdaki madde muhtevası az sular

8.3.3. Arıtılmış Atıksu (Su Geri Kazanımı) ve Deniz Suyu

Ancak son dönemde, yeraltı su seviyesinin düşmesi ve tuzluluğun artması, şebeke suyu fiyatının çok yüksek olması, yüzeysel su kaynaklarının atıksular sebebi ile kirlenmesi, endüstriyel kuruluşları yeni kaynak arayışına doğru yönlendirmiştir. Bu yeni ham su kaynaklarından en önemli ikisi arıtılmış suların geri kazanımı ve deniz suyunun arıtımıdır. Su geri kazanımında fabrikanın kendi atıksuyunu arıtıp tekrar kullanması mümkün olabileceği gibi, organize sanayi bölgelerinde farklı fabrikalardan kaynaklanan atıksuların da çeşitli konfigürasyon veya teknolojiler ile arıtılıp tekrar kullanımı mümkündür (Şekil 8.21). Deniz suyu arıtımı ise tüm Dünya’da standart hale gelmiş olup, Şekil 8.22’de uygulanan akım şemaları verilmiştir.



Şekil 8.21 Atıksu geri kazanımı akım şeması

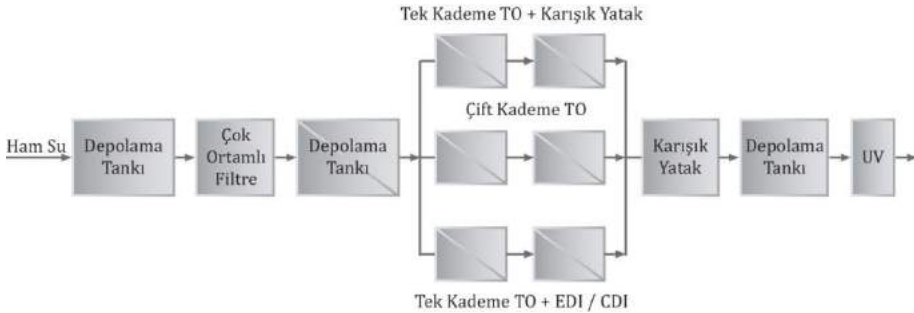


Şekil 8.22 Deniz suyundan proses suyu eldesi için uygulanan akım şemaları

8.4. Ultra Saf Su Üretimi

Günümüzde ultra saf su ilaç endüstrisi, araştırma laboratuvarları, hemodiyaliz gibi bir çok alanda kullanılmaktadır. En kaliteli su talepleri ise elektronik endüstrisinde özellikle yarı iletken çiplerin ve devrelerin yıkanmasında olmaktadır.

Saf su üretiminde membran prosesler çeşitli tertip tarzlarında kullanılabilir. Ters osmoz, nanofiltrasyon ve membran distilasyon üniteleri, iyonları da içeren kirleticilerin gideriminde kullanılan teknolojilerdir. Bu durumda, MF ve UF üniteleri ön arıtım ve su saflaştırma sonrası mikroorganizma giderimi için kullanılmaktadırlar. Membran kontaktörleri gazsızlaştırmada kullanılmaktadır. Aynı zamanda suyun sertliğini artırmak için suya CO₂ ilavesinde de kullanılırlar (Dax, 1996). Ultra saf su üretiminde en yaygın kullanılan akım şeması, Şekil 8.23'te verilmiştir.



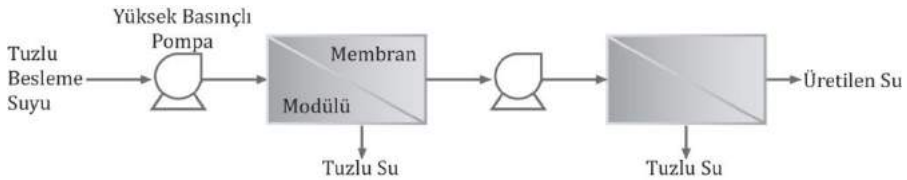
Şekil 8.23 Ultra saf su üretimi sistem tertip tarzı

8.4.1. Ters Osmoz (TO)

Ters osmoz, ultra saf su üretimi için direkt olarak kullanılabilir (Ikeda vd., 1994). Özellikle, ince film kompozit ters osmoz membranları yarı iletken endüstrisinde levha üretimi için ultra saf su üretiminde artan bir öneme sahiptirler (Ming vd., 2004). Aynı zamanda iyon değiştirme prosesi ile birlikte iyon değişim prosesinden çıkan organik maddelerin

azaltılması için iyon değiştirme işlemi sonrasında da TO üniteleri kullanılabilir. Ters osmoz membranı kullanarak %90 üzerinde iletkenlik giderimleri elde edilebilmektedir.

Ultra saf su üretimi amacıyla ters osmoz kullanıldığı taktirde genellikle, iki kademeli sistem şeklinde kullanılır (Al-Enezi ve Fawzi, 2002; Kima vd., 2003). Bu sistem Şekil 8.24'te gösterilmiştir. Bu sistem, özellikle kazan besleme suyu eldesinde düşük tuzluluğa sahip su üretimi için gereklidir. TO sistemlerinde su sıcaklığının artışı ve besleme suyunun tuzluluğunun düşük olması durumunda geri kazanım verimi ve oranı artmaktadır.



Şekil 8.24 Çift geçişli ters osmoz sistemi

8.4.2. Nanofiltrasyon (NF)

Nanofiltrasyon bazı durumlarda ön arıtıma gerek olmaksızın tek kademede ham sudan yüksek kalitede su üretmek için kullanılabilir (Futselaar ve Schonewille, 2002). Bu teknik (direkt NF), enerji ve kimyasal kullanımını azaltmaktadır. Süzüntü kalitesi bakteri, virüs, renk, sertlik ve pestisitler bakımından oldukça yüksek kalitede gerçekleşmektedir (Şekil 8.25). Uygulama kolaylığı, ilave katkı gerektirmemesi ve güvenilirliği gibi birçok üstünlüğü bulunmaktadır (Eriksson, 1988).

Son zamanlarda endüstriyel ölçekte proses suyu üretimi için nanofiltrasyon membranların kullanımı önerilmektedir (Radier ve diğ., 2001).

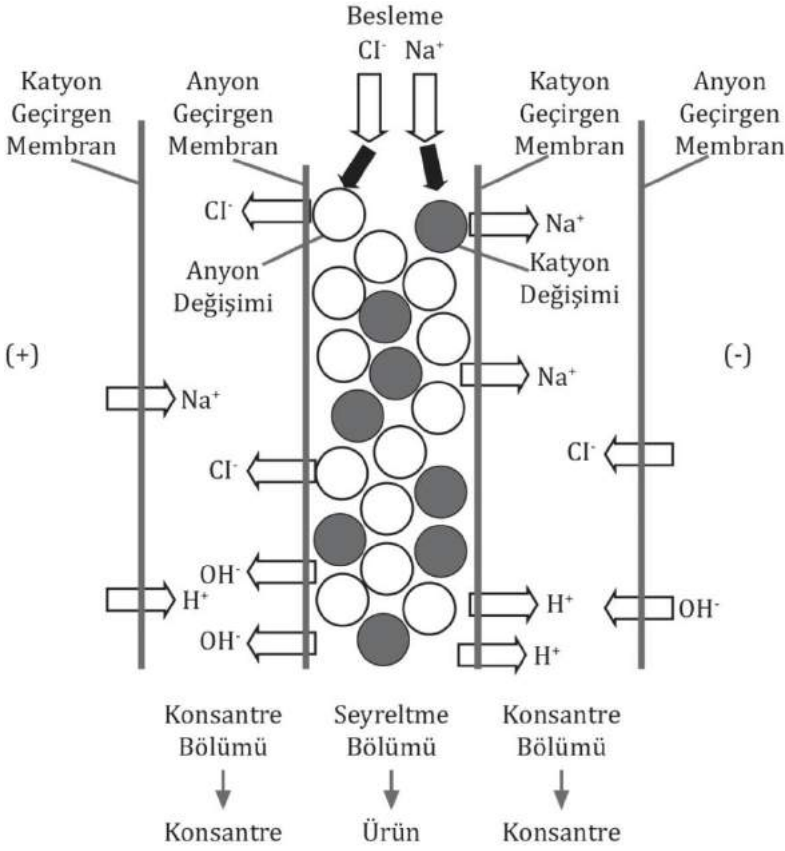


Şekil 8.25 Nanofiltrasyon sistemi ile su arıtımı

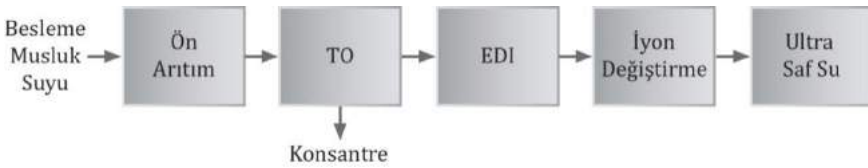
8.4.3. Elektrodializ (ED) ve Elektrodeiyonizasyon (EDI)

Elektriksel potansiyel sürücü kuvveti ile desteklenen proses olan elektrodializ (ED), su arıtımında bazı noktalarda kullanılmaktadır. ED prosesi, 1950'lerden beri endüstriyel olarak desalinasyon, saf su üretimi, elektrolit ve nonelektrolitlerin ayrımı, tıkanma ve birikmenin engellenmesi amaçları ile kullanılmaktadır.

EDI ünitesinde iyon değiştirme reçineleri, iyon değiştirme membranları ve bir doğru akım (DC) kaynağı çok yüksek kaliteli demineralizasyon sağlamak için birleştirilir. Şekil 8.26 EDI çalışma prensibini göstermektedir. Elektrodeiyonizasyon (EDI), ultra saf su üretimi için kullanılan proseslerden bir tanesidir (Şekil 8.27). EDI süreci, ED dizilerine yerleştirilen iyon değişimli reçinelerle geleneksel elektrodializ (ED) sistemlerinin bir modifikasyonudur. Bu reçineler özellikle seyreltik çözeltiler için ünitelerin elektriksel direncini düşürmekte ve kütle transferini arttırmaktadır. Ürün saflaştıkça, DC gerilimi suyu reçinenin bir kısmını rejenere eden hidrojen ve hidroksil iyonlarına ayırmaktadır. Değiştirilen iyonlar membranlar vasıtasıyla konsantrasyonuna aktararak sistemden boşaltılmaktadır. Konvansiyonel iyon değiştirme ile karşılaştırıldığında EDI'nin en önemli üstünlüğü, sürekli işletim, stabil ürün kalitesi ve kimyasal (asit ya da kostik) rejenerasyona gerek kalmadan yüksek saflıkta su eldesidir (Hernon ve diğ., 2005a; Hernon ve diğ., 2005b).



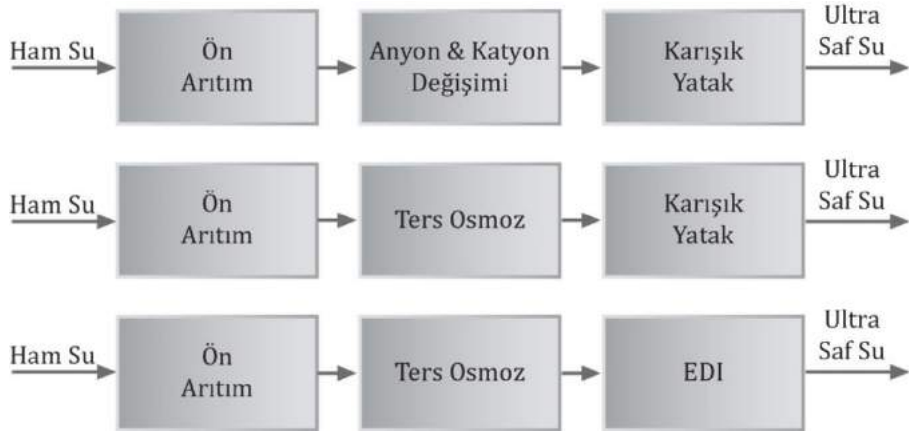
Şekil 8.26 EDI Çalışma Prensibi (Wang ve diğ., 2000)



Şekil 8.27 Ters osmoz (TO) ve elektrodeiyonizasyon (EDI) ile ultra saf su üretimi

EDI ile su saflaştırma, karışık yataklı iyon değiştirme prosesine alternatiftir. Çevre dostu, kimyasal kullanımı olmayan güvenli bir prosestir. İşletimi kolaydır. Kimyasal korozyon söz konusu değildir ve zararlı atık oluşumu yoktur. Daha az yer kaplamakta ve ilk yatırım

maliyeti daha düşüktür. EDI'nın da bulunduğu ultra saf su arıtım alternatifleri, Şekil 8.28'de gösterilmiştir.



Şekil 8.28 Ultra saf su arıtım alternatifleri

EDI sistemleri ilk olarak az miktarda kirlenmiş sulardan radyoaktif elementlerin giderimi için uygulanmıştır (Walters ve diğ., 1955). Ancak esas uygulaması ilaç ve elektronik endüstrisi için saf su üretimidir. Son yıllarda kullanımı hızla artmış ve halen sıklıkla ters osmoz ile arıtılmış sularda cilalama adımı olarak uygulanmaktadır. EDI'nın hız kazanan uygulama alanlarından biri nükleer ve fosil yakıt enerji santrallerinde ilave ultra saf su üretimidir. Enerji santralleri korozyon ve birikmeyi azaltacak zorlayıcı su kalite kriterlerine sahiptir. Basınçlı su reaktörü nükleer santrallerinde (PWR) yüksek saflıkta ilave saf su buhar jeneratörlerinde korozyonun azaltılmasında en önemli parametredir. Kazan suyu (BWR) nükleer santrallerinde, nükleer reaktörde su kalitesinin devamlılığı için yüksek saflıkta su en önemli parametredir. Grand Gulf Nükleer Santralinde Missisipi nehrinden alınan ham suyun iletkenlik değeri 400-500 $\mu\text{S}/\text{cm}$ iken EDI ve RO ünitelerini içeren (UF, EDR, EDI ve TO'dan oluşan) bir arıtma ile %100'lere kadar giderimle ulaşılabilecek en düşük değerlere ulaşılmıştır (Hernon ve diğ, 2005a, Hernon ve diğ, 2005b).

EDI sistemi kullanılarak Na^+ 1560 ppb'den 2 ppb'ye, Ca^{2+} 10 ppb'den <0,5 ppb'ye, Mg^{2+} 4 ppb'den <0,5 ppb'ye, Cl^- 58 ppb'den <2 ppb'ye, SO_4^{2-} ise 70 ppb'den <4 ppb değerlerine kadar düşürülebilmektedir (Hernon ve diğ, 2005a).

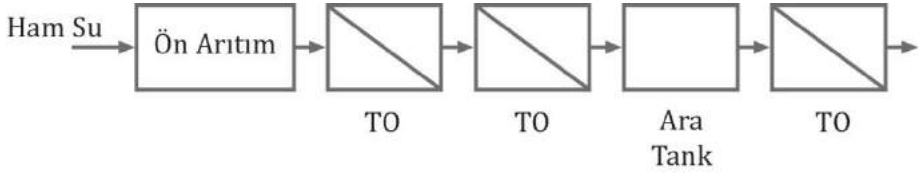
EDI, ultrasaf su üretiminde etkili olmasına rağmen, aynı zamanda ele alınması gereken bazı eksikliklere de sahiptir. İşletme sonuçları, reçinenin iyon değişim membranları arasında doldurulma yöntemine bağlı olarak değişiklik gösterebilmektedir. Reçine dolun yöntemine bağlı olarak suyun ayrışma oranı ve iyon iletkenliği değişebilmektedir. Sonuç olarak, akım düzensiz olabilir ve reçinenin rejenerasyonunda kısmi bir farklılığa neden olabilir. İyon değişim membranlarının seçici geçirgenliği yetersiz olduğu için konsantre bölmelerine taşınan iyonların, arıtılmış su bölmelerine geri dönerek arıtılmış suyu kirletebilmesi diğer bir problem olarak karşımıza çıkmaktadır.

8.4.4. Çift Geçişli Ters Osmoz

Ters osmoz prosesi vazgeçilmez bir tekniktir. Ham sudan ultra saf su üretmek için en uygun ayırma tekniğidir. İyon değiştirici reçinelerde organikler ana sorunlardan biridir. Diğer bir sorun ise rejenerasyon tipi ve reçinelerin kullanıldığı iyon değiştirme proseslerinde su kalitesindeki dalgalanmalardır. Dahası rejenerasyon birkaç günde bir yapılması gereken ve çokça kimyasal kullanımı gerektiren bir işlem olmaktadır.

Bu problemlere çözüm olarak çift geçişli ters osmoz prosesi kullanımı ya da iyon değiştirmeyi takiben TO uygulanması önerilmiştir. Şekil 8.29, büyük ölçekli çift geçişli bir TO/TO prosesini göstermektedir. Bu durumda iki kademede TO membranları kullanılır ve birinci TO ünitesi saf su sisteminde iyonları, toplam organik karbonu ve silisleri uzaklaştırmak üzere tasarlanır (Ikeda ve diğ., 1994). Bu proseste, ilk TO'dan çıkan süzüntü ikinci TO ünitesinin beslemesi olarak kullanılmaktadır. Bu iki kademeli membran prosesi, birçok uygulama için yüksek kalitede su üretimi için başarılı bir şekilde kullanılmaktadır.

TO/TO prosesi geniş ölçekte geleneksel iyon değişim sistemlerinin yerini almak üzere planlanmıştır (Pittner, 1986; Comb ve Schneekloth, 1990). Fakat TO/TO sisteminin bazı belirgin kısıtları vardır. Tuz giderim verimi genellikle, ikinci TO ünitesinde birinciye göre daha düşük olmaktadır. Bu nedenle, bazen istenilen oranlarda giderme verimi gerçekteşmeyebilir.



Şekil 8.29 Çift geçişli TO sistemi örneği (Ikeda ve diğ., 1994)

8.4.5. Ters Osmoz/ Elektrodeiyonizasyon (TO/EDI)

TO ve EDI proseslerinin birlikte kullanıldığı proses nispeten yeni bir yaklaşımdır. TO ünitesi, besleme suyunda bulunan ve EDI ünitesi için problem oluşturabilecek kirleticileri gidermektedir. TO ile hem partiküler maddeler hem de EDI'da kalsiyum birikmesine sebep olabilecek kalsiyum sertliği gibi kirleticiler ve organikler büyük oranda giderilmektedir.

8.4.6. Membran Distilasyonu (MD)

MD, suyu hidrofobik bir membran yoluyla saflaştırmak için buhar basıncındaki farklılıkları kullanır. Proses genellikle atmosferik basınçta gerçekteşir ve 100°C'nin altındaki sıcaklıklarda kullanılabilir. TO'ya kıyasla sağlamlık ve enerji verimliliği açısından çeşitli üstünlükler sunmaktadır. Araştırmalar MD'nin değişik besleme çözeltileri ile yüksek kalitede su üretebilmeye elverişli olduğunu göstermiştir. MD, proses ısısı geri kazanımına, yerden ısı aktarımına ve elektrikle kojenerasyona entegre edilebilir. Örneğin, kojenerasyonda açığa çıkan atık ısı (termal enerji), MD ile yüksek kaliteli su üretmek için kullanılabilir. Bu nedenle,

bu teknoloji su arıtma sistemleri için geniş yelpazede üstünlükler sunmaktadır (Liu ve Andrew, 2006).

Membran distilasyonu ultrasaf su üretiminde desalinasyon amacıyla kullanılır (Lawson ve Lloyd, 1997; Banat ve Simandl, 1998). Su, ortamdan buhar şeklinde alınarak ultra saf su üretiminde kullanılabilir (Lancaster, 1996). MD'de membranın ıslanmaması için özel hassasiyet gerekmektedir. MD proseslerinde, membrandaki kütle transferi genellikle Knudsen mekanizması ile kontrol edilmektedir (Usuda ve Yamada, 1999; Mason ve Malinauskas, 1983).

8.4.7. Membran Kontaktörleri

Çözünmüş gazlar bazen sulu ortamlardan giderilmek bazen de kazandırılmak istenmektedir. Her iki amaç için gaz transfer eden içi boşluklu fiber membran kullanılmaktadır (Gabelman ve Hwang, 1999; Wikol ve diğ., 1998). İyi tasarlanmış kontaktörler, içi boşluklu fiberlerin dışındaki su akışının, içi boşluklu fiberler boyunca enlemesine yönlendirildiği, kütle transfer katsayılarının önemli derecede arttığı ve basınç düşüşünün az olduğu membranlardır. Su degazifikasyonu için kullanılan membran kontaktörleri, üniform bir ayırım sağlamak ve akış hızındaki değişikliklere duyarız kalmaktadır.

Membran kontaktörlerin en yaygın kullanım amaçlarından biri ultra saf sulardan çözünmüş gazların giderimidir. Ayrıca, kazan besleme suyu ve anyon değiştiricilerde yatak ömrünü uzatmak amacıyla CO₂ ve sulardan uçucu gazların sıyırılmasında kullanılmaktadır (Sirkar, 1997; Sengupta ve diğ., 1995).

8.4.8. Membran Kapasitif Deiyonizasyon (MCDI) Teknolojisi

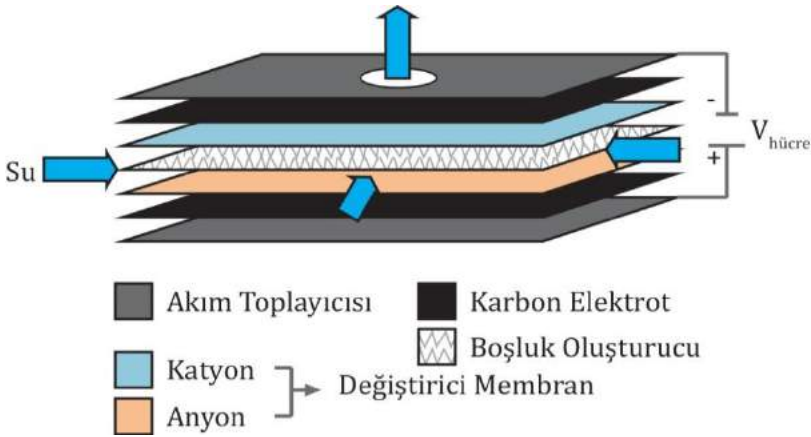
Kapasitif deiyonizasyon (CDI) teknolojisi, elektrosorpsiyon prensibi ile çalışmaktadır. CDI teknolojisinde, elektrot yüzeyinin elektriksel çift

tabakasında iyonların adsorpsiyon ve desorpsiyonu kullanılmaktadır. Elektroda potansiyel uygulandığı zaman, anot ve katot sırasıyla pozitif ve negatif yüklenirler. Düşük elektrik potansiyelinin ($\leq 1,2$ V) aralarında su akışı olan iki paralel elektrot plakasına uygulanmasına uygulanır. Bu durumda suda bulunan iyonlar zıt yüklü elektrotların yüzeyinde oluşan elektriksel çift tabakanın içine adsorbe olurlar. Bu şekilde iyon giderimi sağlanmaktadır. Sulu çözeltideki katyonlar katot üzerinde adsorbe edilirler. Anyonlar ise elektrotlar ve iyonlar arasındaki elektrostatik kuvvet nedeniyle anoda adsorbe olurlar. Elektrotların maksimum adsorpsiyon kapasitesine erişildiğinde, adsorbe edilmiş iyonlar, bir ters potansiyelin uygulanmasıyla veya iki elektrotun kısa devre edilmesi ile kolaylıkla ayrılabilirler (Lee ve Choi, 2012).

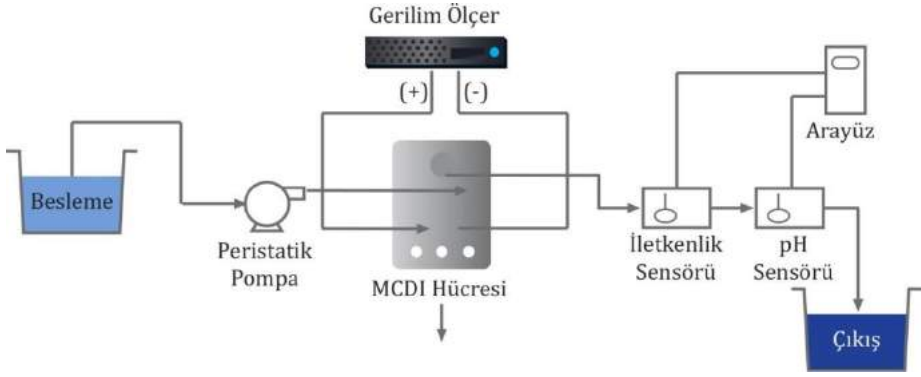
CDI, yüzey alanı geniş karbon elektrotlar kullanarak elektrotların adsorpsiyon kapasitesini artırmaktadır. Yine de karbon elektrotların gözenekli yapısından dolayı verimde işletim sırasında bir düşme olabilmektedir. Bu probleme çözüm olarak son zamanlarda, membran kapasitif deiyonizasyon teknolojisi gündeme gelmiştir. Bu teknolojide iyon değişim membranları karbon elektrotlarla birlikte kullanılmaktadır. MCDI'da iyonlar elektrot yüzeyine seçici olarak adsorbe edildiği için CDI'ya göre daha üstündür. MCDI'da katyon değiştirici membran hücresi katot önünde, anyon değiştirici membran ise anot önünde yer almaktadır. İyon değiştirme membranları elektrot yapısındaki aynı yüklü iyonları tutarken, ters yüklerin elektroda geçişine izin vermektedir. Aynı zamanda, giriş akımı karbon elektrotlarla direkt olarak temas etmemektedir. Bu sebeple MCDI, karbon elektrotlardaki arıtılmış suya yabancı madde girme olasılığını ortadan kaldırdığından ultra saf su üretmek için etkili bir araç olarak düşünülmektedir (Lee ve Choi, 2012).

MCDI teknolojisi, iyonları elektrik alanda giderme açısından EDI'ya benzemektedir. Ancak birçok önemli teknik üstünlük vardır. Öncelikle MCDI teknolojisi iyonları elektrodun yüzeyine adsorbe ederek uzaklaştırır (Şekil 8.30-8.31). Sonuç olarak, EDI'daki iyon değişim membranlarının eksik seçici geçirgenliğine bağlı olarak arıtılmış suyun

tekrar kirlenmesi problemini temel olarak önlemektedir. Ayrıca, iyon değiştirici reçine kullanılmadığı için MCDI cihazlarını yapılandırmak çok kolaydır. Bir diğer üstünlükte, EDI sistemi seyreltik ve konsantre kısımlar için en az iki akış gerektirirken MCDI'nın adsorpsiyon ve desorpsiyonun aynı akımda gerçekleşmesi sebebi ile basit bir yapısı vardır. Sonuç olarak, MCDI rejenerasyonda kimyasal kullanımı olmayan çevre dostu bir desalinasyon teknolojisidir (Lee ve Choi, 2012). MCDI teknolojisi, elektrotun sorpsiyon kapasitesinin sınırlandırılması nedeniyle düşük konsantrasyonlu tuzlu suyun desalinasyonu için uygundur. MCDI teknolojisi EDI teknolojisine göre problemlerinin üstesinden gelebilen teknik üstünlüklere sahiptir. Bu nedenle, henüz araştırma aşamasında olan bu proses ultra saf su üretimi için gelecek vaat etmektedir.



şekil 8.30 Membran kapasitif deiyonizasyon ünitesi şematik diyagramı (Zhao ve diğ., 2013)

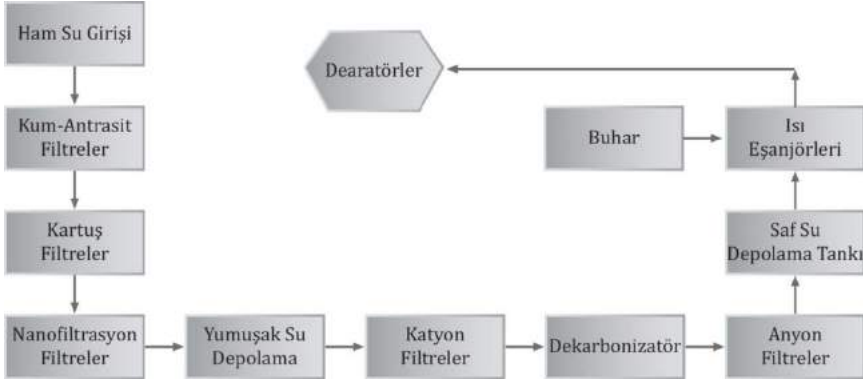


Şekil 8.31 Membran kapasitif deiyonizasyon ünitesi desalinasyon deneyleri için düzeneği (Lee ve Choi, 2012)

8.5. Örnek Uygulamalar

8.5.1. İskenderun Demir Çelik Fabrikası

İskenderun Demir Çelik Fabrikası enerji tesisinde bulunan saf su üretim ünitesi akım şeması ve tesis görüntüsü Şekil 8.32-8.33'te gösterilmiştir. Üç farklı grupta yatay olarak kurulan membran prosesler, suyun iletkenliğini 1393 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 'den yaklaşık 40-50 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 'lere kadar düşürebilmektedir. Her bir grupta 9 adet membran proses borusu bulunmakta ve her gruptaki membran prosesleri %50 su geçirime prensibine göre çalışmaktadır. Yani giren su 1000 m³ olduğu takdirde 500 m³ (%50) süzüntü ve 500 m³ (%50) konsantre akım şeklindedir. Her bir membran kabının içerisinde 6 adet membran yer almaktadır (Burkut, 1997; Yalçın ve Akdemir, 2015).



Şekil 8.32 Saf su ünitesinin proses akım şeması



Şekil 8.33 Tesisten genel bir görüntü (Burkut, 1997; Yalçın ve Akdemir, 2015)

8.5.2. Bursa Organize Sanayi Bölgesi Proses Suyu Üretimi

Bursa Organize Sanayi Bölgesi (BOSB) proses suyu Nilüfer Deresi'nden alınan suyun, Bursa OSB Su Üretim Tesisinde arıtılması ile elde edilmektedir. Burada arıtılan su, Organize Sanayi Bölgesindeki firmalara proseslerinde kullanılmak üzere dağıtımı yapılan ve içmeye ve beşeri işlerde kullanılmaya uygun olmayan, 2. kalite su olarak adlandırılır.

Fiyat üstünlüğü sebebiyle, üretim, yıkama, sulama gibi işlerde kullanılabilir (BOSB, 2017a).

Nilüfer Deresi'nden alınan suyun karakteri mevsimsel olarak değişmektedir. Nilüfer Deresi'nden alınan su, ilk olarak katı partiküllerin giderimi amacı ile fiziksel arıtma işlemlerine tabi tutulmaktadır. Ham su, organik kirliliğin giderilmesi amacı ile havalandırma ve çöktürme havuzlarını içeren biyolojik arıtma kademesini takiben koagülasyon, flokülasyon ve çöktürme işlemlerini ihtiva eden kimyasal arıtma sistemine girmektedir. Kimyasal arıtma sisteminde kullanılan özel koagülant ve flokülantlar ile inorganik kirleticiler çöktürülürken aynı zamanda renk giderimi de yapılmaktadır.

Bu üç aşamadan (fiziksel, kimyasal ve biyolojik arıtma) geçen su hızlı kum filtrelerinden geçirilerek içerisindeki olası küçük partiküller de tutulmaktadır. Hızlı kum filtrelerinden çıkan su, ultrafiltrasyon ünitesine verilmeden koagülasyon işlemine tabi tutulup daha sonra, otomatik temizlemeli 200 µm gözenek çaplı mekanik filtrelerden geçirilerek askıda katı maddelerin tutulması sağlanmaktadır (BOSB, 2017a). Katı partikülleri ve bazı organik maddeleri gidermek için kullanılan ultrafiltrasyon sisteminde içi boşluklu fiber membranlar ile 0,15 µm'dan büyük tüm partiküller tutulmakta ve aynı zamanda mikrobiyal giderim de yapılmaktadır. UF sisteminden çıkan süzüntü, ters osmoz membranlarına verilmeden önce, yüksek basınç pompaları ve ters osmoz membranlarını askıda katı maddelerden kaynaklı sorunlardan korumak amacıyla kartuş filtrelerden geçirilerek ön filtrasyonu sağlanmaktadır. Ters osmoz ünitesinden önce spesifik kimyasalların eklenmesi ile ters osmoz öncesinde suda bulunan fazla klor giderilirken aynı zamanda ağır metallerin membranı tıkanması da önlenmiş olmaktadır (BOSB, 2017a).

Ters osmoz ünitelerinde molekül ağırlığı yaklaşık 100 daltonun üzerindeki organik moleküller, inorganik moleküller ve tüm çözünmüş tuzlar arıtılmaktadır (Şekil 8.34). Ayrıca 400-500 Pt-Co renge sahip

Nilüfer Deresi suyu ters osmoz ünitesinde arıtdıktan sonra, rengi 0-5 Pt-Co değerine kadar düşmektedir (BOSB, 2017a).



Şekil 8.34 Tesisten genel bir görüntü (BOSB, 2017b)

Bu tesiste üretilen su, Emek Beldesi'ndeki ana su depolarına pompalar kullanılarak iletilmektedir. Tesis Nilüfer Deresi'nden alınan 50000 m³/gün suyu arıtarak Organize Sanayi Bölgesinde bulunan firmalara proses suyu sağlamaktadır. Doğal su kaynaklarının yaşadığı tehdide karşın bu tesis su kaynaklarının korunması bakımından örnek teşkil etmektedir. Tesis kurulu kapasitesi ile Türkiye'deki en büyük, Dünyada ise sayılı büyüklükteki tesisler arasında yer almaktadır. Bursa OSB Su Üretim Tesisi, yıllık yaklaşık olarak 10 milyon m³'ün üzerinde proses suyu üretmektedir (BOSB, 2017b).

8.5.3. Endüstriyel Atıksuların Geri Kazanımında Membran Teknolojilerinin Kullanımı

Su geri kazanımı bir çok açılardan bakıldığında, seçim olmaktan çıkarak zorunlu hale gelmiştir. Özellikle yeraltı suyu seviyesi azalmış bölgelerde, yüksek su tüketimi yapan endüstrilerin ham kuyu suyu kullanımlarını azaltarak, atıksuyu proses içerisinde tekrar tekrar kullanımını sağlayacak geri kazanım teknolojilerini faaliyete geçirmek önemli bir gereksinim haline gelmiştir. Özellikle bu teknolojiler ile ilgili endüstrileri bilinçlendirmek endüstrilerin su geri kazanımına bakış açılarını değiştirecektir. Ülkemizde endüstriyel atıksuların geri kazanımı için yapılmış bir çok çalışma vardır. Demirtaş Organize Sanayi Bölgesi (DOSAB)'nde gerçekleştirilen çalışmalar bunlara en güzel örnektir. DOSAB bünyesinde 25.000 m³/gün kapasiteli yeni bir arıtma tesisinin kurulumuna başlamıştır. Membran Biyoreaktör olarak planlanan tesisten çıkan arıtılmış su, ters osmoz ileri arıtma teknolojisine tabi tutularak geri kazanılacaktır. DOSAB Atıksu Arıtma Tesisi Projesi kapsamında 82.500 m³/gün atıksu arıtılacak, bu atıksuyun 25.000 m³/günü membran biyoreaktör (MBR) kısmında, geri kalan 57.500 m³/gün debisi ise kurulu bulunan atıksu arıtma tesisine verilecektir. MBR tesisinde arıtılan 25.000 m³/gün'lük kısım geri kazanım için ters osmoz (TO) tesisine beslenecek ve bu tesiste yüzde 70 oranında su geri kazanılacaktır. TO tesisinden oluşan 7.500 m³/gün'lük konsantre atıksu ise deşarj edilmeyecek, tekrar kurulu bulunan atıksu arıtma tesisine beslenecektir. Böylece kurulu bulunan atıksu arıtma tesisinde arıtılan atıksu miktarı toplam 65.000 m³/gün olacaktır. DOSAB, su geri kazanım aşamasında, MBR ve ters osmoz proseslerine bağlı herhangi bir atıksu deşarjı yapmayacaktır.

8.5.4. İSKİ Uygulamaları

İstanbul'un en önemli su kaynaklarından olan Ömerli Barajını atıksu kirliliğinden korumak amacıyla 2000 yılında 100.000 m³/gün' lük arıtma kapasitesi ile Paşaköy İleri Biyolojik Atıksu Arıtma tesisi

işletmeye alınmıştır. Atıksu giriş kirletici parametrelerinin değişiminden dolayı 2014 yılında Atıksu Arıtma Daire Başkanlığı tarafından toplam debi 54000 m³/gün olarak revize edilmiştir. Paşaköy tesisi, Ömerli su havzasında Sancaktepe (Sarigazi, Samandıra, Yenidoğan) Sultanbeyli, Alemdağ ve Sultañçiftliği yerleşim bölgelerinde oluşan ve eskiden Ömerli barajına dökülen atıksuları arıtmaktadır. İleri biyolojik arıtma sistemiyle arıtılan atıksu 6 km uzunluğunda bir tünel vasıtası ile Riva deresine ulaştırılmakta ve bu yolla Karadeniz'e deşarj edilmektedir.

Paşaköy Atıksu Arıtma Tesisi nden ileri biyolojik arıtma ile arıtılmış olan 100.000 m³/gün kapasiteli arıtılmış su, sulama suyu olarak parklara, bahçelere ve kullanma suyu olarak çeşitli işletmelere verilmektedir. Paşaköy Atıksu Arıtma tesisinden çıkan su terfili olarak İSKİ tarafından imalatı tamamlanan isale hattı ile Ömerli su Arıtma Tesisi'nden Tuzla Dericiler Sanayi Sitesine kadar giden ham su hattına bağlanmaktadır. Bu suyun büyük bir kısmı Tuzla Deri Organize Sanayi'de proses suyu olarak kullanılmaktadır. Bu noktadan sonra kalan su, kullanma suyu ihtiyacı olan İstanbul Park, Sabiha Gökçen Havaalanı, Tuzla Atıksu Arıtma Tesisi, Kamil Abduş gölü, Tuzla, Pendik, Kartal ve Maltepe sahilinde bulunan park ve bahçeler için bir kaynak teşkil etmektedir.

8.5.5. İSU Uygulamaları

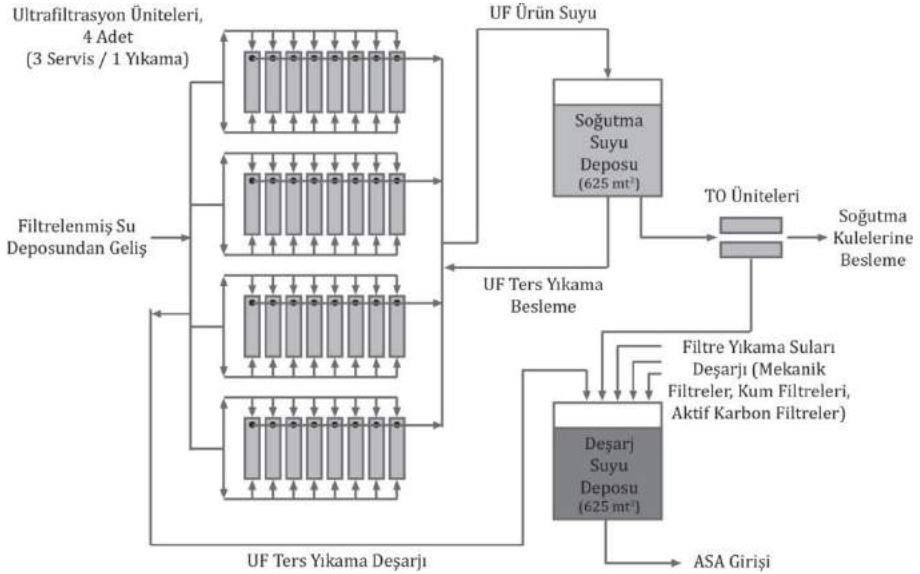
Kocaeli Su ve Kanalizasyon İdaresi Genel Müdürlüğü (İSU) tarafından da birçok atıksu geri kazanımı projeleri yapılmaktadır. İSU ilk çalışmasını 2011 yılında Gebze ileri biyolojik atıksu arıtma tesisi bünyesinde gerçekleştirmiştir. Tesis çıkışındaki arıtılmış su, 500 m³/gün kapasiteli klorlama+basınçlı kum filtre+kartuş filtre+UV dezenfeksiyon sisteminde ilave arıtmaya tabi tutularak tesis içerisinde ve TSE Gebze Kampüsündeki yeşil alanın sulamasından kullanılacak su elde edilmiştir. Yine 2013 yılında İSU su geri kazanımı çalışmalarına Kandıra Merkez ve Kandıra Cebeci İleri Biyolojik AAT'nde devam etmiştir. 2014 yılında ise geri kazanılan suyun endüstrilerde proses suyu olarak kullanımına yönelik çalışmalar gerçekleştirilmiştir.

Sapanca Gölündeki su kullanımını azaltmaya yönelik olarak İSU, TÜPRAŞ ile işbirliği yaparak proje kapsamında Körfez AAT çıkışına 45.000 m³/gün kapasiteli kum filtre ve UV dezenfeksiyonu uygulamıştır. Bu uygulama neticesinde TÜPRAŞ'ın su ihtiyacı karşılanmaktadır (İSU, 2017). Halihazırda, bu işbirliği kapsamında daha kaliteli su temini için membran içeren sistemler kurulup devreye alınmıştır. Bu uygulamada filtrelenmiş su deposundan gelen sular önce UF membranlarından geçirilmekte, ardından ters osmoz prosesine alınmaktadır. Üretilen su soğutma kulelerine beslenmektedir. Hem UF hem TO prosesinden çıkan konsantré akımlar toplanarak atıksu arıtma tesisi girişine gönderilmektedir (Şekil 8.35).

ISU Körfez evsel atıksu arıtma Tesisinden deşarj edilen arıtılmış su önce bir tanka toplanmakta ardından besleme pompaları vasıtasıyla kum filtrelerine beslenmektedir. İlk aşamada tortu, askıda katı madde, çamur, bulanıklık gibi fiziksel kirleticiler giderilmektedir. Fiziksel kirleticilerin giderimi sonrası renk, tat ve koku oluşturan organik madde, yağ-gres, aktif klor, demir, mangan gibi maddelerin adsorbsiyon ile giderimi sağlanmaktadır. Multi medya filtre/aktif karbon filtre çıkışından gelen temiz su filtrelenmiş su deposuna alınmaktadır. Bu temiz su deposundan UF sistemine ileri arıtım için su beslemesi yapılmaktadır. UF sisteminde su içerisinde kalan düşük moleküllü maddeler, küçük partiküller, mikroorganizmalar, yağ ve gresin giderimi sağlanmaktadır. UF membranları tıkanığında üzerinde biriken kirleticilerin uzaklaştırılması için ürün suyuyla geri yıkama ve kimyasal geri yıkama uygulanmaktadır. UF sisteminden çıkan süzüntü suyu ters osmoz sistemine beslenmektedir (Çağlar, 2016).

Ters osmoz sisteminde girişteki ham suyun kimyasal ve fiziksel özelliklerinin ani değışimleri ürün suyunda da ani değışikliklere yol açmaktadır. Sonuçta atıksu belirli bir karakteristikte gelmemekte dönem dönem içeriğı değışmektedir. O yüzden işletmenin dikkatli ve profesyonel bir şekilde yürütülmesi gerekmektedir. TO ürün suyu rafineri ihtiyaçlarına göre 2 ayrı depoya alınmaktadır. Tesiste çeşitli aşamalarda kimyasal dozlama uygulanmaktadır. Kum filtre öncesi

demir-3-klorür dozlanmaktadır. Böylece sudaki küçük çaplı partiküller koagüle edilerek çapları büyütülmektedir. Böylece daha kolay filtre edilmesi ve geri yıkama ile daha kolay atılması sağlanmış olmaktadır. UF membranı girişinde pH değeri düşürülmekte başta kireç olmak üzere inorganik çökelek oluşumu engellenmektedir. Ayrıca UF öncesi, sudaki organik maddeleri, demir ve mangan içeriğini oksitleme amacıyla klor dozajı bulunmaktadır. Klor konsantrasyonu ORP (Oksidasyon Redüksiyon Potansiyeli) probu ile kontrol edilmektedir (Çağlar, 2016).



Şekil 8.35 İSU-TÜPRAŞ evsel atıksu geri kazanım tesisi membran proses kısmı (Çağlar, 2016)

KAYNAKLAR

- Al-Enezi, G. ve Fawzi, N. (2002). Design consideration of RO units: case studies, *Desalination*, 153, 281-286.
- Banat, F. A. ve Simandl, J. (1998). Desalination by membrane distillation: a parametric study. *Separation Science and Technology*, 33, 201.

- Çağlar, Ö., (2016). İzmit rafinerisinde atıksu geri kazanım çalışmaları, Istanbul Water Expo 2016, 2 Eylül 2016.
- Eroğlu, V., (2008), Su Tasfiyesi, 6. Baskı, Çevre ve Orman Bakanlığı, Ankara.
- Hernon B. P., Zapanalidou R. H., Zhang L., Sims K. J., Siwak L. R. (2005). Electrodeionization in Power Plant Applications, GE Power and Water, Water and Process Technologies.
- Hernon B. P., Zapanalidou R. H., Zhang L., Siwak L. R., Shoepke J. E. (2005) Application of Electrodeionization in Ultrapure Water Production: Performance and Theory, GE Power and Water, Water and Process Technologies.
- Burkut, E. (1997). Buhar Kazan Besi Suyu Hazırlama Teknikleri, Makine Mühendisleri Odası, Yayın No:050, TESKON.
- Liu C. ve Andrew M.(2006). Applying Membrane Distillation in High-Purity Water Production for Semiconductor Industry, Ultrapure Water.
- Clever M., Jordt F., Knauf R., Rabiger N., Rüdebusch M., Hilker-Scheibel R. (2000). Process Water Production From River Water By Ultrafiltration and Reverse Osmosis, Desalination, (131), 325-336.
- Comb, L. ve Schneekloth, P. (1990). High Purity Water Using Two-Pass Reverse Osmosis, Ultrapure Water, 49.
- Dax, M. (1996). Membrane contactor technology gives PPB dissolved oxygen in water, Semiconductor Int., (12), 74-83.
- Eriksson, P. (1988). Nanofiltration extends the range of membrane filtration. Environmental Progress, 7 (1), 58-61.
- Futselaar, H. ve Schonewille, H. (2002). Direct capillary nanofiltration- a new high-grade purification concep., Desalination, 145, 75-80
- Gabelman, A., ve Hwang, S. T., (1999). Hollow fiber membrane contactor. Journal of Membrane Science, 159, 61-106.
- Ikeda, T., Muragishi, H., Bairinji, R., Uemura, T. (1994). Advanced reverse osmosis membrane modules for novel ultrapure water production process. Desalination, 98, 281-286.

- Lee, J.H. ve Choi, J.H., (2012). The production of ultrapure water by membrane capacitive deionization (MCDI) technology, *Journal of Membrane Science*, 409–410, 251–256.
- Kima, S.H., Kwaka, S.Y., Sohn, B. H., Park, T.H., (2003). Design of TiO₂ nanoparticle self assembled aromatic polyamide thin film composite (TFC) membrane as an approach to solve biofouling problem., *Journal of Membrane Science*, 211, 157-165.
- Lancaster, M.C. (1996). Ultrapure water the real cost. *Solid State Technology*, 39 (9), 70-75.
- Lawson, K.W.ve Lloyd, D.R. (1997). Review: membrane distillation, *Journal of Membrane Science*, 124, 1.
- Lee J. H., ve Choi J. H. (2012). The production of ultrapure water by membrane capacitive deionization (MCDI) technology, *Journal of Membrane Science*, 409-410, 251-256.
- Mason, E.A. and Malinauskas, A.P. (1983). *Gas Transport in Porous Media: The Dusty Gas Model*, Elsevier, Amsterdam.
- Ming, Wu., Darren, Sunb. and Joo, Hwa Tayb. (2004). Development of a practical model for capacity evaluation of ultrapure water systems. *Desalination*, 16, 223-233.
- Mulder, M. (1996). *Basic principles of Membrane Technology*, 2nd edition, Kluwer Academic Publishers, Dordrecht.
- Pittner, G.A., (1986). Unique Double-Pass Reverse Osmosis System Eliminates the Need for Many Deionization Applications, *Ultrapure Water*, 23.
- Radier R.G.J., van Oers, C. W., Steenbergen, A., Wessling M. (2001). Desalting a process cooling water using nanofiltration. *Separation and Purification Technology*, 22/23, 159-168.
- Sengupta, A., Sodaro, R. A., Reed, B.W. (1995). Oxygen removal from water using process-scale extra-flow membrane contactors and systems. *Seventh Annual Meeting of the North American Membrane Society*, Portland, ABD.
- Sirkar, K. K. (1997). Membrane separation Technologies: current developments. *Chemical Engineering Community*, 157, 145-184.

- <URL>: BOSB, (2017a). http://www.bosb.org.tr/bosb-sayfa-36-su_isleri.html, 12.12.2017
- <URL>: BOSB, (2017b). http://www.bosb.org.tr/bosb-haber-73-bursa_osb_su_uretim_tesisine_yakindan_inceleme.html, 07.12.2017.
- <URL>: İSU, (2017). <https://www.isu.gov.tr/haberler/detay.aspx?Id=3495>, 26.12.2017.
- Usuda, K. ve Yamada, K. (1999). Scanning tunneling microscopy observation of hydrogen-terminated Si 001 surfaces after rinsing in ultrapure water with low dissolved oxygen concentration. *Applied Surface Science*, 143, 16-22.
- Yalçın E., ve Akdemir Ö. (2015). İskenderun Demir Çelik Fabrikası Enerji Tesisi Saf Su Hazırlama Ünitesinin İncelenmesi, MMO.
- Wikol M.J. Kobayashi, M., Hardwick, S.J. (1998). Application of PTFE membrane contactors to the infusion of ozone into ultra high purity water. ICCS 14th International Symposium on Contamination Control, 44th Annual Technical Meeting, phoenix, AZ.
- Walters, W.R., Weiser, D.W., Marek L.J. (1955). Concentration of radioactive aqueous wastes. Electromigration through ion-exchange membranes. *Ind. Eng. Chem.*, 47, 61.
- Wang J., Wang S., Jin M., (2000). A study of the electrodeionization process high-purity water production with a RO/EDI system, *Desalination*, 132, 349-352.
- Zhao, R., Satpradit, O., Rijnaarts, H.H.M., Biesheuvel, P.M., van der Wal, A. (2013) Optimization of salt adsorption rate in membrane capacitive deionization, *Water Research*, 47, 5, 1941-1952.

DİZİN

A

AeMBR, 553, 554, 560, 562
Aerobik membran biyoreaktör, 18, 553
Anaerobik MBR, 782
Anaerobik membran biyoreaktör, 18
ARROW, 1076, 1077, 1079

B

Basınç geciktirmeli osmoz, 18, 21, 1325, 1326, 1330, 1336, 1341
Basınç sönümlenme testi, 1267, 1388
Biyoenenerji, 14, 656
Bulanıklık, 39

C

CDI, 537, 538, 1069, 1070, 1071
CEB, 470, 762, 765, 766, 767, 768, 769, 770, 1261, 1263, 1265, 1277, 1312, 1397
CIP, 179, 227, 280, 396, 399, 404, 415, 420, 461, 462, 468, 470, 981, 984, 985, 986, 1038, 1174, 1178, 1262, 1264, 1265, 1312, 1407

D

Deri endüstrisi, 1014, 1016, 1017
Derin kuyu enjeksiyonu, 1055, 1120
Desalinasyon, 18, 28, 30, 31, 294, 295, 320, 322, 404, 407, 431, 432, 514, 719, 851, 929, 1048, 1053, 1092, 1094, 1100, 1108, 1113, 1116, 1118, 1121, 1122, 1208, 1210, 1214, 1215, 1390
Dinamik membran, 234, 711, 1386
Düz-Plaka, 840, 1340, 1342, 1343

E

Elektrodeiyonizasyon, 18, 25, 82, 532, 536, 1391
Elektrodiyaliz, 17, 18, 22, 56, 79, 532, 886, 968, 974, 1050, 1067, 1068, 1069, 1080, 1391, 1406
Elektrokoagülasyon, 1062, 1063, 1078, 1392
Endüstriyel atıksu, 203, 205
ExMBR, 753, 795, 796, 797, 798, 799, 801

F

Fujiwara testi, 1319, 1321, 1322

G

GEN MBR, 197, 205, 608, 610, 612, 1314, 1323
Geri yıkama, 176, 459, 460, 461, 1259, 1261, 1265, 1313, 1393, 1397, 1400
Gıda endüstrisi, 980, 983, 986
Gözenek çapı, 40
Gri su, 814, 815, 818, 820, 821, 822, 827, 830, 837, 838, 840, 841, 842

H

Hemodiyaliz, 16, 530

İ

İçi boşluklu fiber, 17, 42, 43, 62, 183, 194, 195, 196, 197, 204, 225, 226, 229, 230, 282, 302, 303, 382, 561, 575, 601, 682, 1255, 1395, 1400
İçme suyu, 4, 5, 6, 11, 14, 16, 18, 26, 69, 177, 197, 218, 219, 220, 221, 222, 296, 413, 418, 422, 425,

426, 432, 433, 434, 435, 436,
437, 439, 440, 441, 463, 468,
518, 833, 837, 849, 850, 854,
859, 866, 870, 903, 906, 912,
920, 926, 927, 936, 974, 979,
1055, 1085, 1089, 1090, 1186,
1188, 1195, 1208, 1217, 1228,
1256, 1274, 1275, 1298

İleri oksidasyon, 886, 912, 1071
İleri osmoz, 18, 21, 73, 771, 1065,
1327, 1396

İnce film kompozit, 1396

İSKİ, 544, 545, 929, 931, 932, 933,
1000, 1010

K

Kabarcık noktası, 1297, 1396
Kapasitif deiyonizasyon, 537, 1397,
1400

Kaset sayısı, 1400

Konsantrasyon polarizasyonu, 73,
75, 135, 138, 139, 140, 141, 142,
145, 146, 149, 157, 158, 159,
160, 180, 181, 200, 217, 351,
375, 776, 777, 1065, 1332, 1334,
1335, 1336, 1337, 1338, 1339,
1340, 1346, 1349, 1398

Konsantre, 16, 53, 55, 56, 66, 69,
70, 74, 75, 77, 82, 104, 105, 176,
180, 185, 186, 196, 217, 225,
227, 231, 301, 303, 304, 305,
306, 307, 320, 324, 326, 334,
347, 361, 362, 363, 364, 365,
367, 368, 369, 373, 374, 375,
376, 377, 379, 383, 384, 387,
388, 396, 397, 400, 402, 403,
404, 405, 406, 407, 409, 411,
412, 428, 495, 532, 535, 539,
540, 544, 546, 559, 581, 613,
674, 713, 720, 733, 738, 772,
891, 902, 914, 936, 944, 957,
962, 967, 974, 984, 987, 988,
990, 992, 995, 1009, 1020, 1021,
1029, 1030, 1047, 1048, 1049,

1050, 1052, 1054, 1055, 1057,
1061, 1062, 1063, 1064, 1065,
1066, 1071, 1072, 1073, 1075,
1076, 1077, 1078, 1079, 1080,
1081, 1085, 1086, 1087, 1088,
1090, 1091, 1098, 1099, 1100,
1101, 1103, 1104, 1105, 1107,
1112, 1113, 1114, 1115, 1119,
1120, 1121, 1122, 1123, 1127,
1131, 1139, 1140, 1141, 1142,
1168, 1186, 1192, 1206, 1208,
1211, 1214, 1222, 1262, 1273,
1279, 1289, 1302, 1303, 1318,
1330, 1351, 1353, 1387, 1390,
1393, 1399, 1401, 1403

Kuyu suyu, 294, 369, 544, 956,
1153, 1158, 1160, 1171, 1190,
1201, 1202, 1205, 1206
Kütlesel akı, 1398

M

Maliyet, 9, 17, 49, 69, 284, 355, 392,
479, 487, 491, 492, 493, 499,
559, 663, 693, 694, 696, 711,
725, 769, 837, 866, 869, 870,
905, 968, 1100, 1104, 1106,
1107, 1112, 1117, 1153, 1154,
1155, 1157, 1158, 1159, 1160,
1162, 1169, 1170, 1171, 1172,
1173, 1174, 1176, 1177, 1180,
1181, 1185, 1186, 1187, 1188,
1189, 1196, 1197, 1199, 1200,
1206, 1208, 1211, 1214, 1215,
1218, 1222, 1228, 1230, 1234,
1242, 1244, 1245, 1246, 1247,
1286, 1290, 1350, 1351, 1353,
1362

MBfR, 785, 787, 788, 789, 790, 791,
792, 793, 794, 807, 809, 842,
1399

MDBR, 753, 779, 780, 781, 782,
783, 784, 803, 1399

Membran biyoreaktör, 18, 24, 25

Membran distilasyonu, 18, 22

Membran kontaktör, 18, 23
Membran kristalizasyonu, 1064
Membran otopsis, 174, 1315,
1319, 1320, 1401
MEMTHANE, 657, 691, 693
Mikrobiyal yakıt hücreleri, 1354,
1401
Mikrofiltrasyon, 18, 19, 29, 55, 56,
60, 63, 217, 288, 369, 373, 374,
416, 419, 421, 518, 519, 521,
738, 767, 772, 886, 914, 953,
1003, 1255, 1269, 1272, 1401
Moleküler ağırlık engelleme sınırı,
40

N

Nanofiltrasyon, 55, 56, 67, 68, 168,
179, 294, 299, 426, 519, 520,
521, 531, 532, 868, 953, 958,
1004, 1114, 1190, 1206, 1285,
1402
Nanokompozit, 51, 52, 1396, 1402
NeWater, 906

O

Orange County, 911, 912
OsMBR, 753, 771, 772, 773, 774,
775, 776, 777, 778, 779, 809,
810, 1396

Ö

Ön arıtma, 260, 291, 292, 293, 321,
337, 572, 591, 902, 1304

P

Paketleme oranı, 1403
Pervaporasyon, 17, 18, 23, 55, 56,
83, 84, 131, 1403
Porozite, 237, 1403
Proses suyu, 14, 59, 70, 74, 79, 81,
517, 518, 522, 523, 529, 531,
541, 543, 545, 850, 887, 895,

896, 903, 929, 936, 967, 992,
995, 1140

Q

QQ MBR, 753, 759, 761, 763, 764,
765, 766, 767, 768, 769, 770,
771
Quorum Quenching, 753, 754, 755,
756, 757, 759, 762, 766, 802,
805, 806, 807, 811, 1408

R

ROSA, 412, 480, 481, 482, 491

S

Sağlamlık testleri, 1265, 1293
SDI, 170, 171, 172, 261, 307, 324,
325, 326, 337, 338, 339, 340,
341, 368, 369, 412, 413, 434,
436, 439, 441, 467, 470, 479,
909, 928, 1004, 1158, 1192,
1198, 1287, 1288, 1298, 1397
Seçicilik, 13, 62
Sıfır-sıvı deşarji, 1056
Sıvı membran, 975, 976
Sızıntı suyu, 735, 997, 1001, 1003,
1004, 1005, 1008, 1009, 1010,
1011, 1012, 1013, 1042
Siyah su, 813, 821, 830, 831, 832,
1404
SKKY, 612, 630, 872, 884, 1000,
1001
SPARRO, 1075, 1076
Spiral sargılı membran, 198, 199,
362
Su geri kazanım, 11, 12, 13, 544,
850, 851, 852, 863, 908, 911,
913, 919, 982, 983
Su kıtlığı, 12, 13, 14
Su stresi, 4, 5, 849, 851, 884
Süngerimsi yapı, 1405

T

Tekstil atıksuyu, 727, 952, 953,
955, 959, 960
Ters elektroliz prosesi, 1068
Ters osmoz, 16, 18, 20, 29, 39, 41,
46, 48, 60, 65, 67, 68, 71, 72, 74,
83, 102, 105, 119, 128, 130, 131,
137, 149, 164, 173, 175, 179,
191, 193, 198, 199, 213, 219,
261, 287, 288, 289, 294, 295,
296, 299, 310, 316, 320, 321,
322, 326, 336, 347, 369, 370,
372, 378, 381, 384, 431, 434,
436, 437, 439, 440, 443, 463,
465, 479, 480, 483, 491, 530,
531, 534, 535, 542, 543, 544,
546, 712, 772, 773, 887, 955,
956, 958, 961, 969, 1004, 1006,
1007, 1056, 1062, 1066, 1069,
1070, 1073, 1076, 1123, 1125,
1153, 1156, 1157, 1159, 1160,
1161, 1170, 1171, 1192, 1201,
1202, 1203, 1204, 1208, 1209,
1214, 1219, 1220, 1221, 1247,
1255, 1285, 1291, 1297, 1330,
1332, 1334, 1335, 1338, 1340,
1346, 1351, 1352, 1353
Tıkanma, 157, 164, 169, 171, 178,
180, 200, 202, 209, 227, 268,
269, 270, 272, 274, 276, 277,

278, 319, 333, 336, 446, 573,
574, 660, 671, 868, 1388, 1393,
1402, 1406

Tuzlu su, 14, 373, 374, 410, 978,
1062, 1070, 1172, 1231
Tübüler, 42, 43, 62, 180, 182, 183,
201, 202, 204, 226, 227, 234,
561, 666, 667, 682, 683, 689,
728, 731, 735, 737, 1357, 1361,
1407

U

Ultrafiltrasyon, 18, 19, 29, 55, 56,
64, 115, 149, 217, 421, 425, 436,
455, 457, 458, 459, 460, 461,
462, 466, 468, 469, 470, 518,
519, 886, 953, 955, 958, 969,
970, 1003, 1027, 1171, 1204,
1255, 1269, 1272, 1407

V

VSEP, 1074, 1075, 1079, 1147

Y

Yakıt hücresi, 1354, 1355, 1368,
1369, 1371, 1372
Yeter sayı etkisini azaltma, 755,
756, 1408