

**KOCAELİ ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

YÜKSEK LİSANS TEZİ

**MEMBRAN DİSTİLASYON PROSESİ İLE DENİZ SUYUNDAN
İÇME SUYU ÜRETİMİNİN TEKNO-EKONOMİK ANALİZİ**

ALİ OĞUZHAN NARCI

KOCAELİ 2015

**KOCAELİ ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

YÜKSEK LİSANS TEZİ

**MEMBRAN DİSTİLYASYON PROSESİ İLE DENİZ SUYUNDAN
İÇME SUYU ÜRETİMİNİN TEKNO-EKONOMİK ANALİZİ**

ALİ OĞUZHAN NARCI

Yrd.Doç.Dr. Esra CAN DOĞAN
Danışman, Kocaeli Üniv.

Doç.Dr. Nevim GENÇ
Jüri Üyesi, Kocaeli Üniv.

Doç.Dr. Coşkun AYDINER
Jüri Üyesi, GTÜ



Tezin Savunulduğu Tarih: 12.01.2015

ÖNSÖZ VE TEŞEKKÜR

Bu çalışma, 111Y279 numaralı ve “İleri Osmoz/Direkt Temas Membran Distilasyon Bütünleşik Membran Sistemi ile Deniz Suyundan İçme Suyu Eldesinin Tekno Ekonomik Analizi” başlıklı TÜBİTAK Projesi kapsamında gerçekleştirilmiş çalışmalardan elde edilmiş sonuçlardan üretilmiş olup; desteklerinden ötürü TÜBİTAK’a,

Proje asistanları ekibine beni dahil ederek, bilgi ve tecrübelerini bize aktarıp, bu yolda bana ışık tutan, fikir ve bilgileri doğrultusunda bu projenin hayata geçmesine vesile olan Gebze Teknik Üniversitesi Öğretim Üyesi Sayın Doç. Dr. Coşkun AYDINER’e,

Lisans ve yüksek lisans eğitimim boyunca bana yol göstererek doğru adımlar atmamı sağlayan, bilgisi ve desteğiyle her zaman yanımda olan danışman hocam Kocaeli Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümü Öğretim Üyesi Yrd. Doç. Dr. Esra CAN DOĞAN’a,

Tezin maliyet hesaplamaları kısmında bilgilerini bizimle paylaşarak yapmış olduğu büyük katkılarından ve emeklerinden dolayı Gebze Teknik Üniversitesi Arş. Gör. Ünal ŞEN’e ve Arş. Gör. Yasemin Melek TİLKİ’ye

Tez çalışmam boyunca deniz suyu teminimizi sağlayan aynı zamanda metal ölçümlerimizi yapan, Gebze Teknik Üniversitesi Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı Öğretim Üyesi Doç. Dr. Mehmet Salim ÖNCEL’e ve Arş. Gör. Emin Ender ÇELEBİ’ye,

Aynı zamanda çalışmalarım boyunca bana yardım eden ve GC-MS ölçümlerimizi yapan, İstanbul Teknik Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümü Öğretim Üyesi Doç. Dr. Derya Yüksel İMER’e

TOK ve ÇOK ölçümlerimizi yapan Sakarya Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümü Öğr. Gör. Nazire Pınar TANATTI’ya,

Tez çalışmam boyunca bana destek olan ve yardım eden değerli çalışma arkadaşlarım Şerif ÇAKMAK’a ve Tuğba Nur YILMAZ’a,

Şüphesiz bugünlere gelebilmem için sonsuz fedakârlıkları, destekleri, sevgileri ve güvenleri için aileme teşekkürlerimi sunarım.

Ocak-2015

Ali Oğuzhan NARCI

İÇİNDEKİLER

ÖNSÖZ VE TEŞEKKÜR	i
İÇİNDEKİLER	ii
ŞEKİLLER DİZİNİ.....	iii
TABLOLAR DİZİNİ	v
SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ	vi
ÖZET.....	vii
ABSTRACT	viii
GİRİŞ	1
1. GENEL BİLGİLER	3
1.1. Membran Distilasyon Prosesi	3
1.2. Membran Distilasyon Teknolojileri	3
1.2.1. Direkt temas membran distilasyonu.....	4
1.2.2. Hava geçişli membran distilasyonu	5
1.2.3. Süpürücü gaz membran distilasyon	5
1.2.4. Vakum membran distilasyon	6
1.3. Membran Distilasyon Prosesi ile Su ve Atıksu Arıtımı	7
1.4. Membran Distilasyonu Deniz Suyu Arıtımı Uygulamaları	9
1.5. Proses Ekonomisi	13
2. MALZEME VE YÖNTEM.....	16
2.1. Kullanılan Membranlar ve Kimyasallar.....	16
2.2. Ham Deniz Suyu Karakterizasyonu	17
2.3. Membran Distilasyon Deney Düzeneği ve Çalışma Esasları.....	19
2.4. Analitik Yöntemler.....	21
2.5. Proses Performans Hesaplamaları.....	23
2.6. Proses Maliyet Hesaplamaları.....	23
2.6.1. Maliyet bileşenleri hesaplama esasları.....	25
2.6.2. Proses giderleri için birim ücretler	26
2.6.3. Membran maliyetleri ve ömürleri	27
2.6.4. MD sistemi proses akış şemaları ve sistem bileşenleri	27
3. ARAŞTIRMA BULGULARI VE TARTIŞMA	30
3.1. Kesikli Şartlarda İşletim Sonuçları	30
3.1.1. Çapraz akış hızının etkisi	30
3.1.2. Membran türü ve gözenek boyutunun etkisi.....	34
3.1.3. Çözelti sıcaklıklarının etkisi.....	39
3.1.4. Membran geçiş sıcaklık farkı	43
3.2. Sürekli Şartlarda İşletim Sonuçları	48
3.3. Saha Uygulanabilirlik Maliyet Analiz Sonuçları	54
4. SONUÇLAR VE ÖNERİLER	62
KAYNAKLAR	65
KİŞİSEL YAYIN VE ESERLER	69
ÖZGEÇMİŞ	70

ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil 1.1.	MD membran prosesi konfigürasyonları (a) DTMD, (b) SGMD, (c) VMD, (d) HGMD (Qtaishat ve Banat, 2013).	4
Şekil 2.1.	Deniz suyunun alındığı numune alma noktasının uydu görüntüsü	17
Şekil 2.2.	MD Deney Düzeneği(1-Besleme Tankı, 2-Süzüntü Tankı, 3-Peristaltik Pompa, 4-Su Banyosu, 5- Membran Modül Sıkıştırıcı, 6- Membran Modülü, 7-Akış Ölçer).....	19
Şekil 2.3.	Tek ve iki adımda uygulanan MD prosesiyle deniz suyundan içme suyu üretim sistemi proses akış şeması (1- deniz suyu, 2- ısıtma ünitesi, 3- atık ısı, 4- membran distilasyon, 5- süzüntü toplayıcı, 6- soğutma ünitesi, 7- deniz suyu ile soğutma girişi, 8- deniz suyu ile soğutma çıkışı, 9- içme suyu, 10- konsantre akımı, 11- geri yıkama tankı)	28
Şekil 3.1.	MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi üzerine çapraz akış hızının etkisi a) geçen su hacmi, mL(membran:PTFE-0,45 µm, sıcaklık:deniz suyu (55°C)- distile su (25°C), ΔT: 30°C, deney süresi: 3 saat)	31
Şekil 3.2.	MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi üzerine membran türü ve boyutunun etkisi (sıcaklık: deniz suyu (55°C) - distile su (25°C), akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu) -360 L/sa (distile su), ΔT: 30°C, deney süresi: 3 saat)	34
Şekil 3.3.	MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi üzerine çözelti sıcaklıkları değişimlerinin etkisi (membran:PTFE-0,45 µm, akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su), ΔT: 30°C, deney süresi: 3 saat)	39
Şekil 3.4.	MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi üzerine membran geçiş sıcaklık farkının etkisi (membran:PTFE-0,45 µm, akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su), ΔT: 30°C, deney süresi: 3 saat)	43
Şekil 3.5.	Sürekli işletimli MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi: a-geçen su hacmi, b-su akısı, c-hacimsel konsantre olma oranı, d- toplamda konsantre olma oranı (membran:PTFE-0,45 µm, akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su), ΔT: 30°C, deney süresi: 5 ardışık gün (6 saatlik periyotlarda))	48
Şekil 3.6.	Sürekli işletimli MD prosesinde beşinci güne ait akı ve iletkenlik değerleri arasındaki ilişki	49
Şekil 3.7.	Sürekli işletimli deniz suyundan temiz su üretiminde MD prosesinin performansı (a- pH, b- sıcaklık (°C), c- Osmolalite (mosm/kg), d- yoğunluk (g/cm ³), e- iletkenlik (µS/cm), f- TÇK (mg/L), g- bulanıklık (NTU), h- viskozite (mPa.s)).....	51
Şekil 3.8.	Deniz suyundan temiz su üretiminde MD senaryolarının yatırım maliyetleri (a-Tek kademedeki MD prosesi, b- İki kademedeki MD prosesi)	55

Şekil 3.9. Deniz suyundan temiz su üretiminde MD senaryolarının işletme maliyetleri (a-Tek kademede MD prosesi, b- İki kademede MD prosesi)	56
Şekil 3.10. Deniz suyundan temiz su üretiminde MD senaryolarının toplam maliyetleri (a-Tek kademede MD prosesi, b- İki kademede MD prosesi)	56
Şekil 3.11. Deniz suyundan temiz su üretiminde MD senaryolarında yatırımın geri dönüşü (a-Tek kademede MD prosesi, b- İki kademede MD prosesi).....	57
Şekil 3.12. Deniz suyundan temiz su üretiminde MD senaryolarında yatırımın geri dönüş süresi (a-Tek kademede MD prosesi, b- İki kademede MD prosesi).....	58
Şekil 3.13. Deniz suyundan temiz su üretiminde MD senaryoları birim su arıtma maliyetleri (a-Tek kademede MD prosesi, b- İki kademede MD prosesi).....	59
Şekil 3.14. Deniz suyundan temiz su üretiminde MD senaryolarından elde edilecek faydanın net bugün ki değeri (a-Tek kademede MD prosesi, b- İki kademede MD prosesi)	60
Şekil 3.15. Deniz suyundan temiz su üretiminde MD senaryolarının fayda/maliyet (F/M) oranları (a-Tek kademede MD prosesi, b- İki kademede MD prosesi)	60

TABLolar DİZİNİ

Tablo 1.1. MD laboratuvar ölçekte başarı ile uygulandığı alanlar (El-Bourawi ve diğ., 2006).....	8
Tablo 2.1. MD membranlarının özellikleri.....	16
Tablo 2.3. MD prosesinde izlenen işletme parametreleri, değerleri ve kesikli işletim deneysel şartları	20
Tablo 2.4. Su kalitesi analiz parametreleri için kullanılan ölçüm yöntemleri.....	22
Tablo 2.5. Yatırım, işletme ve toplam maliyet bileşenlerini hesaplama denklemleri.....	26
Tablo 2.6. MD prosesi kullanılarak deniz suyundan içme suyu üretiminde kullanılan gereksinimlere ilişkin birim maliyetler	26
Tablo 2.7. Membranların satın alma-bertaraf maliyetleri ve kullanım ömürleri	27
Tablo 2.8. Tek ve iki adımlı MD sistemine ait performanslara ilişkin gerçek ölçek tasarım parametleri ve değerleri	27
Tablo 2.9. Gerçek ölçek MD deniz suyu arıtma sistemlerinde kullanılacak ünitelerin kapasiteleri ve miktarları.....	28
Tablo 2.10. MD deniz suyu arıtma senaryolarının isim kodlamaları ve açıklamaları	29
Tablo 3.1. 90-120 L/saat, 180-240 L/saat, 270-360 L/saat ve 360-480 L/saat'lik deniz suyu ve distile su akış hızlarında işletilen MD prosesinin performansı (membran:PTFE-0,45 µm, sıcaklık:deniz suyu (55 ⁰ C)- distile su (25 ⁰ C), ΔT: 30 °C, deney süresi: 3 saat)	32
Tablo 3.2. Farklı gözenek boyutlarında PTFE membranı kullanılarak işletilen MD prosesinin performansı (sıcaklık: deniz suyu (55 ⁰ C)- distile su (25 ⁰ C), akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su), ΔT: 30 °C, deney süresi: 3 saat)	36
Tablo 3.3. Farklı gözenek boyutlarında PVDF membranı kullanılarak işletilen MD prosesinin performansı (sıcaklık:deniz suyu (55 ⁰ C)- distile su (25 ⁰ C), akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su), ΔT: 30°C, deney süresi: 3 saat)	37
Tablo 3.4. MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi üzerine çözelti sıcaklıklarının etkisi (membran: PTFE-0,45 µm, akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su), deney süresi: 3 saat)	42
Tablo 3.5. MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi üzerine membran geçiş sıcaklık farkının etkisi (membran:PTFE-0,45 µm, akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su), deney süresi: 3 saat).....	46
Tablo 3.6. MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi üzerine membran geçiş sıcaklık farkının etkisi (membran:PTFE-0,45 µm, akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su), deney süresi: 3 saat).....	47
Tablo 3.7. Sürekli işletimli MD prosesinde farklı günlerdeki su kalite analiz sonuçları ve MD prosesi süzme oranı değerleri	52

SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ

A	: Alan, (m ²)
J _w	: Akı, (L/m ² .saat)
R	: Süzme Oranı, (%)
ΔT	: Sıcaklık Farkı, (°C)
Δt	: Zaman Farkı
ΔV	: Hacim Farkı, (m ³)

Kısaltmalar

AKM	: Askıda Katı Madde
ÇOK	: Çözünmüş Katı Madde
DTMD	: Direkt Temas Membran Distilasyon
dk	: Dakika
EPA	: Environmental Protection Agency (Çevre Koruma Ajansı)
HGMD	: Hava Geçişli Membran Distilasyonu
KOİ	: Kimyasal Oksijen İhtiyacı
MD	: Membran Distilasyonu
mL	: Mililitre
MED	: Multi-Effect Distillation (Çoklu Etkili Distilasyon)
MSF	: Multi Stage Flash Distillation (Çok Aşamalı Flaş Distilasyonu)
NF	: Nanofiltrasyon
PP	: Polipropilen
PTFE	: Politetrafluoroetilen
PV	: Photovoltaic (Fotovoltaik)
PVDF	: Polivinilidin Florid
TÇK	: Toplam Çözünmüş Katı
TKN	: Toplam Kjeldahl Azotu
TN	: Toplam Azot
TO	: Ters Osmoz
TOK	: Toplam Organik Karbon
VMD	: Vakum Membran Distilasyon
WHO	: World Health Organization (Dünya Sağlık Örgütü)

MEMBRAN DİSTİLASYON PROSESİ İLE DENİZ SUYUNDAN İÇME SUYU ÜRETİMİNİN TEKNO-EKONOMİK ANALİZİ

ÖZET

Bu çalışmada, yenilikçi bir uygulama olan “Direkt Temas Membran Distilasyon” (DTMD) prosesi ile laboratuvar şartlarında deniz suyundan içme suyu elde edilmesinin teknik performansı araştırılmıştır. Elde edilen sonuçların gerçek ölçekte benzeştirmesi yapılarak deniz suyundan içme suyu elde edilmesinde saha ölçeğinde uygulanabilirliğin araştırılması yapılmıştır.

Bu çalışmada ilk olarak Direkt Temas Membran Distilasyon (DTMD) sistemine ait kesikli sistemde işletme parametrelerinin (membran türü ve gözenek boyutu, çapraz akış hızı, süzüntü sıcaklığı, besleme ve süzüntü suları arasındaki geçiş sıcaklık farkı) tespiti çalışmaları yapılmıştır. Daha sonra belirlenen en uygun işletme şartlarında sürekli sistemde, tekli proseste uzun süreli işletim performansı çalışmaları yürütülmüştür.

Deniz suyundan içme suyu üretiminde tek veya iki adımda MD prosesi uygulaması ile sadece pompaj için elektrik tüketiminin söz konusu olduğu, atıl ısıyla ısıtma yapılan ve deniz suyuyla soğutma yapılan alternatif dâhilinde; ters osmoz prosesiyle ekonomik olarak yarışabilen birim su arıtma maliyetlerinde ve pozitif Fayda/Maliyet değerlerinde işletim imkânı sağladığı kanıtlanmıştır.

Anahtar Kelimeler: Deniz Suyundan İçme Suyu Eldesi, Ekonomik Analiz, Membran Distilasyon.

TECHNO-ECONOMIC ANALYSIS OF PRODUCTION OF DRINKING WATER FROM SEAWATER WITH MEMBRANE DISTILLATION PROCESS

ABSTRACT

In this study, technical performance of Direct Contact Membrane Distillation (DCMD), which is an innovative application, in obtain drinking water from sea water at laboratory conditions was investigated. The results obtained were simulated in real scale and then the field scale economic feasibility of the application in obtaining drinking water from seawater was investigated.

In this study first, optimal operating parameters (membrane type and pore size, cross flow rate, temperature of distillate, transition temperature difference between feed and distillate water) of DCMD were determined in a batch system. Then, the long-term operating performance of a single-processes, continuous system was investigated at the optimum operating conditions identified in the batch system.

It has been proven that, in a configuration where waste heat is used for heating and seawater is used for cooling with electricity consumption being only through pumping, a one or two-step MD process can provide operating conditions that have unit desalination costs competing with the Reverse Osmoz process and that have positive F/M values.

Keywords: Obtaining Drinking Water From Seawater, Economic Analysis, Membrane Distillation.

GİRİŞ

Dünya yüzeyinin % 70'inden fazlası su ile kaplıdır. Su yaşayan her şeyin temelidir. Dünya yüzeyindeki suyun yaklaşık % 97,4'ü tuzlu su olup geriye kalan % 3'den az kısım tatlı suyu oluşturmaktadır. % 3'lük kısmın % 2'si kar ve kutup buzullarında depolanırken % 0,6'lık kısmı ise yer altı, bataklık suyu ve toprak nemi olarak depolanmaktadır (Frioui ve Oumeddour, 2008). Dünya nüfusu 2000'li yıllarda 25 yıl içerisinde 6 milyardan 8 milyara çıkacağı tahmin edilmektedir. Artan nüfusun su talebini karşılayacak kapasitede tatlı su üretmek için bol tuzlu su kullanımının gerekliliği açıkça görülmektedir (Frioui ve Oumeddour, 2008).

Artan nüfus ile birlikte evsel ve endüstriyel su ihtiyaç talepleri sürekli artmaktadır. Tatlı su temini artık yaygın olarak kullanılan bir terimdir. Yeni erişilebilir tatlı su kaynakları bulmak ve yararlanmak oldukça zor ve maliyetlidir. Dahası kıyı kenarlarında aşırı tüketilen tatlı su kaynakları akış nedeniyle giderek daha tuzlu hale gelmektedir. Bu nedenle yeni tatlı su kaynakları aranmakta ve deniz suyu sınırsız bir kaynak olarak görülmektedir (Lorain ve diğ., 2007). Bugün Dünya üzerinde yaklaşık üç milyar insanın temiz içme suyuna erişimi yoktur. Ayrıca 1,6 milyar insan su kıtlığı ile yüz yüze olan alanlarda yaşamaktadır. Su kıtlığı uluslararası toplumların kritik problemlerinin en üstündedir. Sonuç olarak şu anda su kaynaklarının yeterli olduğu bölgeler olsa bile desalinasyon ihtiyacı giderek artmaktadır (Gilau ve Small, 2008).

Yeraltı suyu ve yakındaki nehir sistemlerinin aşırı tüketilmesine yol açan endüstriyel süreçler ve özellikle mega şehirlerin nüfusları son 50 yılda çok hızlı gelişmiştir. Sonuç olarak deniz suyundan üretilen tatlı su daha önemli hale gelmiştir. Dünya'da üretilen içme ve proses suyunun % 1-2 arasındaki kısmı deniz suyu ve tuzlu su kaynaklarından elde edilmiştir. Toplam desalinasyon kapasitesi 2006 yılında 40 milyon m³/gün iken bu değer 2011 yılında 68 milyon m³/gün olmuştur. Üretim kapasitesinde 2005-2015 yılları arası % 10'luk bir büyüme görülürken 2015 yılı sonrası daha geniş bir büyüme oranı beklenmektedir (Jansen ve diğ., 2013).

Bu çalışmada, yenilikçi bir uygulama olan “Direkt Temas Membran Distilasyon” (DTMD) prosesi ile laboratuvar şartlarında deniz suyundan içme suyu elde edilmesinin teknik performansı araştırılmıştır. Elde edilen sonuçların gerçek ölçekte benzeştirmesi yapılarak deniz suyundan içme suyu elde edilmesinde saha ölçeğinde uygulanabilirliğin tekno-ekonomik araştırılması yapılmıştır.

Membran distilasyon prosesi konvansiyonel distilasyon sistemlerine kıyasla daha düşük ısı enerjisi ihtiyacı ve özellikle desalinasyon proseslerinde yıllardır çok tercih edilen, yüksek basınç gerekliliği ile aşırı enerji tüketimine sebep olan Ters Osmoz sistemine kıyasla düşük enerji gereksinimi ve yüksek saflıkta distilat üretimi ile MD son yıllarda rağbet görmeye başlayan bir proses olmuştur (Hsu ve diğ., 2002, Al-Obaidania ve diğ., 2008, Francis ve diğ., 2014, Adham ve diğ., 2013, Hou ve diğ., 2013, Kesieme ve diğ., 2013).

Bu çalışmada laboratuvar şartlarında Direkt Temas Membran Distilasyon (DTMD) sistemine ait kesikli sistemde en uygun işletme parametrelerinin (membran türü ve gözenek boyutu, çapraz akış hızı, süzüntü sıcaklığı, besleme ve süzüntü suları arasındaki geçiş sıcaklık farkı) tespiti çalışmaları yapılmıştır. MD prosesinin uygun işletme şartları altında deniz suyu konsantre edilerek (%50-70), uzun süreli (5 günlük toplam periyotta) işletim altında deniz suyundan temiz su üretim çalışmaları yerine getirilmiştir.

Sürekli işletim sonucu elde edilen veriler doğrultusunda saha ölçeğinde bir MD sisteminin simülasyonu oluşturularak gerçek ölçekte birim su üretim maliyet değerleri bulunmuştur. Literatürde MD ile deniz suyundan birim metreküp içme suyu üretim maliyet aralığının ülkelere göre çok değişkenlik göstermesi sebebiyle hem bu karışıklığı ortadan kaldırmak hem de MD prosesinin diğer desalinasyon sistemleriyle kıyaslanabilmesini sağlayabilmek için tekno-ekonomik performansı araştırılmıştır.

1. GENEL BİLGİLER

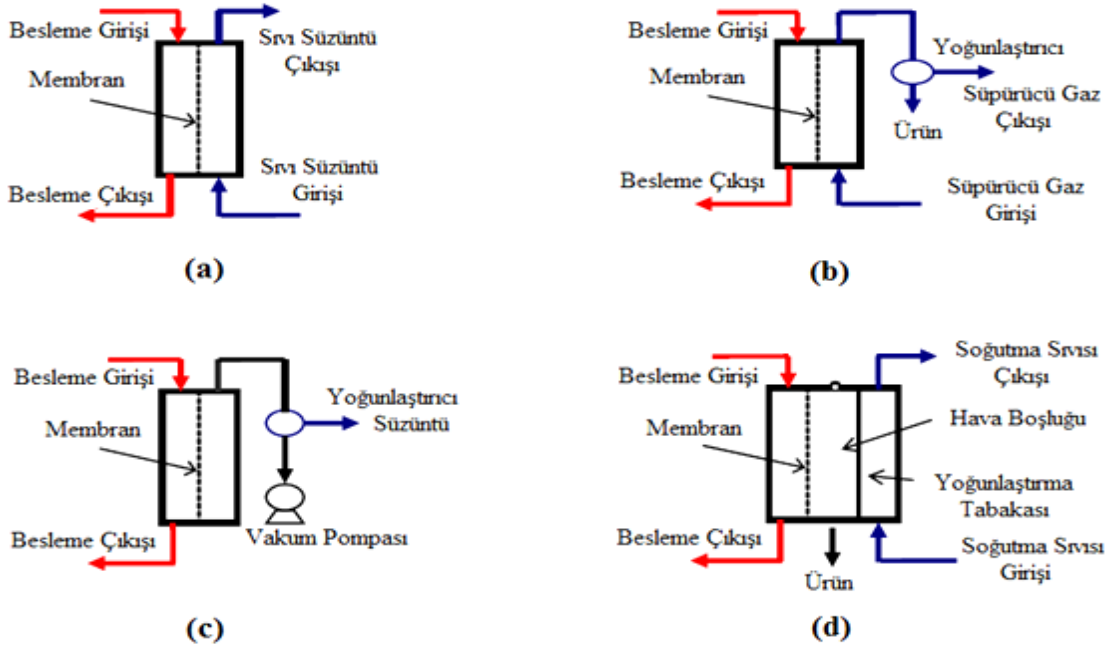
1.1. Membran Distilasyon Prosesi

Membran distilasyon farklı yapılarda ve sıcaklıklardaki sıvı çözeltilerin mikro gözenekli, hidrofobik membranlar ile ayrıldığı termal sürücülü bir prosesdir (Tomaszewska, 2000, Hou ve diğ., 2013, Liu ve diğ., 2013, Kullab ve diğ., 2011). Hidrofobik özellikteki membranlar yüzey gerilimi güçleri nedeniyle gözeneklerinden sıvı geçişine izin vermezken sadece su buharının geçişine olanak sağlamaktadır. (El-Bourawi ve diğ., 2006). Sıcaklık farkı ile su buharının membran üzerinden geçmesi ve soğuk yüzey üzerinde yoğunlaşması ile buhar basıncı farkı meydana gelmektedir. Sonuç olarak, uçucu olmayan bileşenlerin sürüklenmesine veya su buharına karışmasına izin verilmeyerek, geleneksel distilasyonun aksine çok yüksek saflıkta süzüntü/distilat elde edilmektedir (Charcosset, 2009).

1.2. Membran Distilasyon Teknolojileri

Sürücü kuvvet olarak buhar basıncı farkının ve buhar yoğunlaştırma işlemlerinin meydana gelişine bağlı olarak dört farklı MD konfigürasyonu bulunmaktadır. Bunlar; direkt temas membran distilasyonu (DTMD), hava geçişli membran distilasyonu (HGMD), süpürücü gaz membran distilasyonu (SGMD) ve vakum membran distilasyonudur (VMD) (Susanto, 2011).

DTMD laboratuvar içinde montaj kolaylığı ve diğer MD konfigürasyonlarına göre yeterli düzeyde yüksek akıya sahip olmasından dolayı dört MD teknolojisi arasında en kapsamlı olarak çalışılan konfigürasyon çeşididir (Lei ve diğ., 2005). MD konfigürasyonları Şekil 1.1’de gösterilmiştir.



Şekil 1.1. MD membran prosesi konfigürasyonları (a) DTMD, (b) SGMD, (c) VMD, (d) HGMD (Qtaishat ve Banat, 2013).

1.2.1. Direkt temas membran distilasyonu

DTMD’da sıcak besleme çözeltisi membran yüzeyi ile doğrudan temas halindedir. Bu nedenle buharlaşma beslemede membran yüzeyinde gerçekleşmektedir. Buhar, besleme ve süzüntü tarafında oluşan buhar basıncı farkı sebebiyle membrandan süzüntü tarafına geçerek membran modülü içerisinde kondanse olmaktadır. Membranın hidrofobik özelliği nedeniyle besleme membrandan geçememektedir. Bu sayede sadece su buharının geçişi sağlanmaktadır (Alkhudhiri ve diğ., 2012).

DTMD uygulamasının bazı dezavantajları bulunmaktadır. DTMD’lerde, soğutma haznesindeki süzüntü akısının membranla direkt temas halinde olmasından dolayı ısı kaybı diğer konfigürasyonlara göre daha fazladır. Bu yüzden DTMD’lerde termal etkinlik diğerlerine oranla daha küçüktür. Bu da maliyeti arttıran önemli faktör olmaktadır. İşletimin çalıştırılmasında soğutma haznesi üzerinden akış gerçekleşirken, membranla direkt temasını sağlamak için önceden yeterli miktarda süzüntü sıvısı hazırlanmalıdır. İkinci adımda yeterli süzüntü sıvısı hazırlanarak soğutma odasına beslenir ve membranla doğrudan temas edecek şekliyle işletimi sağlar. Son olarak, yoğunlaşma, soğutma haznesinde sıvı ile karışık olduğundan dolayı, membranda sızıntı veya ıslanmayı tespit etmek kolay değildir, tuzsuzlaştırma veya portakal suyunun üretimi gibi ana süzüntü bileşeninin su olduğu sulu

çözeltilerin konsantre edilmesi işlemleri için uygun bulunmaktadır Bütün bunlara rağmen, sahip olduğu büyük avantajlardan dolayı DTMD en basit MD konfigürasyonudur ve desalinasyon proseslerinde, gıda endüstrilerinde sıvıların konsantre edilmesinde ve asit üretiminde kullanılmaktadır bulunmaktadır (Lei ve diğ., 2005).

1.2.2. Hava geçişli membran distilasyonu

Hava geçişli membran distilasyon konfigürasyonunun da membrandan soğutma haznesi bir plaka yardımıyla ayrılarak bir hava boşluğu oluşturulur. Bu yapılandırma, membran gözeneklerinden dışarı geçiş yapan buhar molekülleri hava boşluğundan geçmek zorunda bırakılmakta ve sonrasında plaka üzerinde yoğunlaşmaktadır. Yoğunlaşan kısım yerçekimi etkisiyle hava boşluğundan atılır. Soğutma haznesinde buharın sıvıya yoğunlaşması sırasında açığa çıkan ısıyı gidermek için soğutma suyu kullanılır. Hava boşluğunda bulunan durgun havanın varlığı kütle transferinde membrandan düşük kütle akısı geçmesine neden olan yeni bir direnç ortaya çıkarır. Çünkü çoğu zaman hava boşluğunun kalınlığı membrandan çok daha fazladır dolayısıyla HGMD’de hava boşluğundan taşınım süreci genellikle kontrol edici basamaktır. Buna rağmen, havanın düşük ısı iletkenliğinden dolayı, hava boşluğu ısı kaybını bir hayli düşürmektedir. Bu nedenle HGMD’de termal etkinlik DTMD’den daha büyüktür. Ürünün (mesela kondensat) direkt elde edilebilmesinden dolayı, ürün kompozisyonu analiz edilerek bir membran sızıntısı veya ıslanması olup olmadığına karar vermek kolay olmaktadır.

HGMD diğer MD konfigürasyonları ile kıyaslandığında, HGMD ürünü tam ve doğru olarak tartılabilmektedir. Bu avantajlar HGMD’yi deneysel çalışmalarda öne çıkarmaktadır. (Lei ve diğ., 2005).HGMD desalinasyon ve sulu çözeltilerden uçucu iz bileşenlerin gideriminde uygun bir yöntemdir (Alkudhiri ve diğ., 2012).

1.2.3. Süpürücü gaz membran distilasyon

HGMD’nin DTMD’den avantajı süzüntü tarafındaki hava boşluğunun olması sebebiyle yüksek termal verimliliğine sahip olmasıdır. Buna rağmen, bu avantaj düşük kütle transfer katsayısı ile dezavantaj haline gelebilmektedir, çünkü durgun havanın varlığı kütle transferinde yeni bir direnç oluşturur ve hava boşluğundan

taşınım süresince kontrol edici basamak olur. Bu dezavantajı önlemek için uygulanan bir yaklaşım bu bölgedeki kütle transferini geliştirmek üzerinedir (Lei ve diğ., 2005).

SGMD’de, bu olay soğutma suyu haznesi içerisine hava göndererek ve membran ve yoğunlaşma yüzeyini durgun bir hava ile bölmek yerine membran yüzeyi boyunca teğetsel bir hava akışı oluşturarak gerçekleştirilmektedir. Durgun hava tabakası ile kıyaslandığında, hava akımındaki kütle transferi daha iyi hale getirilmiş olmaktadır. Uçucu bileşenlerin buharı hava akımı ile hazne dışarısına alınmakta ve sonrasında harici bir yoğunlaştırıcıda yoğunlaştırılmaktadır (Lei ve diğ., 2005).

Dolayısıyla, SGMD yüksek kütle transferi katsayılı DTMD ve düşük ısı kayıplı HGMD’nin bir kombinasyonu olarak görülebilir. Buna rağmen, SGMD üzerine çok az bir çalışma yapılmıştır. Bunun nedeni, süzütünün harici bir yoğunlaştırıcıda toplanması, önemli süzüntü miktarına ulaşabilmek için büyük süpürücü gaz akışı gereksinimi ve gaz taşınması ile ilgili ekstra maliyet harcanması olarak gösterilebilir. SGMD sulu çözeltilerden çözünmüş gazların veya uçucu organik bileşenlerin giderimi için uygundur (Lei ve diğ., 2005).

1.2.4. Vakum membran distilasyon

VMD konfigürasyonunda, süzülen buhar SGMD’nin aksine soğutma haznesinde yoğunlaşmaz, vakum ile dışarı alınarak harici bir yoğunlaştırıcıda yoğunlaşır. Membranın iki tarafı arasındaki toplam basınç farkı gözeneklerden kütle akışı taşınımına neden olur ve bu VMD’nin toplam kütle transferine katkıda bulunur. Buna karşılık, DTMD ve HGMD’de membran gözenekleri içerisinde uçucu bileşenlerin sadece difüze akışı bulunmaktadır. Dolayısıyla, VMD’nin kütle akışı genellikle diğer MD konfigürasyonlarından daha büyüktür (Lei ve diğ., 2005).

VMD’nin diğer bir avantajı membranın süzüntü tarafında çok düşük basınç olmasından dolayı, membrandan ihmal edilebilir bir ısı iletiminin gelmesidir. Bu avantaj VMD’yi yüksek termal etkinlikli yapmaktadır. VMD uçucu bileşenlerin ayırımında kullanılmaktadır. (Alkudhiri ve diğ., 2012).

1.3. Membran Distilasyon Prosesi ile Su ve Atıksu Arıtımı

Membran distilasyonu birbirinden farklı tuzsuzlaştırma teknolojileri arasında düşük enerji ihtiyacı, düşük işletme basıncı ve sıcaklığı, ters osmoz ve distilasyon gibi geleneksel teknolojilere göre daha düşük maliyetli bir alternatif olması ile ön plana çıkmaktadır. Membran distilasyonu kalıcı organiklerin hepsini gidererek içme suyu eldesinde etkili saflaştırma işlemlerinde kullanılabilir (Pangarkar ve diğ., 2011).

MD prosesinin temel uygulaması deniz suyundan veya yüksek tuz içerikli sulardan ultra saf su üretimidir. Ayrıca atıksu, meyve suyu, tuz ve şeker gibi uçucu olmayan bileşikler içeren sulu çözeltilerin konsantre edilmesinde başarı ile uygulanmaktadır. Son yıllarda MD prosesi etanol için ayırma tekniği, çeşitli asitlerin, benzenin konsantre edilmesi ve sudan ayrılması gibi işlemler için kullanılmaktadır (He ve diğ., 2011, Manawi ve diğ., 2014, Aydınlar ve diğ., 2014).

MD temiz su üretimi ağır metal giderimi ve gıda endüstrisi gibi birçok uygulamaya sahiptir. Ancak MD prosesinin çoğu uygulaması hala laboratuvar veya küçük pilot ölçek aşamasındadır. Son zamanlarda tatlı su üretmek için kurulmuş bazı pilot tesisler bulunmaktadır (Alkudhiri ve diğ., 2012). MD prosesi iyonlar, makro moleküller, kolloid ve diğer uçucu olmayan bileşenleri teoride % 100 süzme verimine sahiptir. Membrandan sadece uçucu bileşikler geçebilmektedir. Sonuç olarak MD kirli suyu saf su ve mevcut kirleticileri içeren bir konsantre haline dönüştürmek için kullanılabilir. Bu nedenle MD desalinasyon tesislerinde bor ve arsenik giderimi için uygun bir procestir (Macedonio ve Drioli, 2008).

Bor içeren bileşikler genellikle Asya, Kuzey Amerika ve Avustralya'daki atık su veya tuzlu sularda bulunmaktadır. Ters osmoz prosesi ile bor içeren atık sudan borun giderimi suyun pH'ına bağlı olarak % 30-50 civarındadır. Ancak MD ile bor gideriminde > % 99,8 değerlerine ulaşılmıştır (Criscuoli ve diğ., 2010).

MD prosesinin laboratuvar ölçekte başarıyla uygulandığı alanlar Tablo 1.1'de özetlenmiştir.

Tablo 1.1. MD laboratuvar ölçekte başarı ile uygulandığı alanlar (El-Bourawi ve diğ., 2006).

Uygulama Alanı	DTMD	HGMD	SGMD	VMD
Acı sudan saf su üretimi ve tuzsuzlaştırma	✓	✓	✓	✓
Nükleer Endüstri (Radyoaktif çözeltilerin konsantrasyonu ve atıksu arıtımı; saf su üretimi)	✓			
Tekstil Endüstrisi(Boyaların giderimi ve atıksu arıtımı)	✓			✓
Kimya Endüstrisi (Asitlerin konsantrasyonu, sudan uçucu organik karbon giderimi, alkol/su karışımı gibi azeotropik sulu çözeltilerin ayırımı ve kristalleştirme)	✓	✓	✓	✓
Farmasötik ve Biyomedikal Endüstriler (Kandan ve protein çözeltilerinden su giderimi, atıksu arıtımı)	✓			
Besin Endüstrisi (Meyve suyu konsantrasyonu ve süt işleme) ve akışkan proseslerinin bozunumuna sebep olan yüksek sıcaklık uygulamalarının olduğu alanlar	✓	✓		✓

Hidrolik basınç kullanılmadığından dolayı MD düşük kirlenme göstermektedir ve yağlı atıksuların arıtımı için potansiyele sahiptir. Plazma-modifiye PVDF membranı kullanılarak yağlı besleme çözeltisi ile MD’de 24 saatlik istikrarlı bir performans rapor edilmiştir (Zuo ve diğ., 2013).

Yapılan bir çalışmada tuzlu yeraltı suyundan arsenik, uranyum ve florür giderimi araştırılmıştır. DTMD konfigürasyonunda PTFE membranı kullanılarak birçok kullanıma uygun yüksek kalitede süzüntü suyu elde edilmiş ve tuz, arsenik, uranyum ve florür gideriminde % 99 üzeri bir başarı elde edilmiştir (Yarlagadda ve diğ., 2011). Tıpta biyolojik sıvıların yüksek sıcaklıkta dezenfekte edilmesi ve sudan benzen, ağır metal giderimi gibi çevresel uygulamaları mevcuttur (Qtaishat ve Banat, 2013).

MD’nin bir diğer uygulama alanı ise metalurji endüstrisidir. Bu endüstride çok miktarda atık ısı bulunmaktadır. Bu atık ısı MD için enerji kaynağı olarak kullanılabilir. Bu endüstrilerde hidrometalurjik işlemlerde çözeltilerin sık sık

konsantre edilmesi gerektiği için MD teknolojisinin sanayide yaygınlaşmasında büyük oranda metalurji endüstrisine teşvik edilebilir (Susanto., 2011).

DTMD çok geniş uygulama alanı bulunmaktadır ama çoğunlukla atık su arıtımı sulu çözeltilerin konsantre edilmesinde kullanılmaktadır. DTMD ısıya duyarlı sıvı ürünler için dondurarak konsantre etme veya ters osmoz sonrası son adım nihai konsantre işlemi olarak öngörülmektedir (Bui ve diğ., 2010).

1.4. Membran Distilasyonu Deniz Suyu Arıtımı Uygulamaları

Dünya'nın üçte ikisi sularla kaplı olmasına rağmen toplam suyun %99,3'ü ya çok tuzlu deniz suyudur ya da erişilmez durumdaki buzullar halindedir. 500 ppm'den düşük tuz içeren sular içme suyu olarak kullanılabilir olmasından dolayı su kıtlığı olan bölgelerde deniz suyu veya acı sudan içme suyu eldesi işlemleri araştırılmaya başlanmıştır. Bu işlemler desalinasyon prosesleri olarak adlandırılmaktadır. Enerji gerekliliği, maliyet ve desalinasyon işleminin çevresel etkilerininin azalması ile kurak ve yarı kurak bölgeler için desalinasyon bir alternatif olmaktadır (Qtaishat ve Banat, 2013, Kesieme ve diğ., 2013).

Desalinasyon, deniz suyu tuzsuzlaştırma veya tuz giderimi, tarımsal, endüstriyel ve insan kullanımına uygun olacak şekilde tatlı su üretmek için tuzlu sudan tuz uzaklaştırmayı ifade eden genel bir terimdir. Tatlı su teriminin niteliği ülkelere göre değişebilmektedir. Amerika'da tatlı suyun EPA standartlarına göre tuz içeriği 250 mg/L ile sınırlandırılmıştır. Desalinasyon yaygın olarak temiz su ve proses suyu ihtiyacını karşılamak için Orta doğu, Arap ülkeleri, Kuzey Amerika, Asya, Avrupa Afrika, Orta Amerika, Güney Amerika'da ve Avustralya uygulanmaktadır. (Kesieme ve diğ., 2013, Greenlee ve diğ., 2009, Sharon ve Reddy, 2015).

Genel olarak desalinasyon çeşitli teknikler kullanılarak gerçekleştirilmektedir. Bu işlemler faz değişimi içeren termal prosesler, faz değişimi içermeyen membran prosesler ve hem faz değişimi hem de membran içeren membran distilasyon gibi proseslerdir (Qtaishat ve Banat, 2013). Termal prosesler olarak içme suyu arıtımı için kullanılan büyük ölçekli tesisler ilk olarak 1950'li yıllarda kurulmuştur. Başlangıçta proses, Multi-Efekt Distilasyon (MED) olarak kullanılmış, daha sonra da MSF prosesi kullanılmaya başlanmıştır.(Greenlee ve diğ., 2009).

Membran proseslerdeki ilk gelişmeler 1960'larda gözlemlenmiş, bu prosesler termal proseslere üstünlük sağlamıştır. 1960'ların sonunda ilk başarılı ters osmoz (TO) tesisinde besleme olarak acı su (brackish water) kullanılmıştır. TO membranlarının, membran geçirgenlikleri arttırılmak suretiyle deniz suyundan tuz gideriminde kullanılmasına devam edilmiştir. 1960'ların sonları ve 1970'lerde distilasyon ve membran teknolojilerindeki yeni gelişmeler, dünya genelinde tuz giderim kapasitesini arttırmış; özellikle Orta Doğu Bölgesi'nin dışındaki yerlerde yeni TO tesisleri kurulmaya başlanmıştır. 2001'de kurulan tuz giderimi tesislerinin % 51'i TO prosesi olarak kurulmuş olup, 2003'de yeni kurulan üretim tesislerinin toplam üretim kapasitesinin % 75'i TO prosesinden sağlanmıştır (Greenlee ve diğ., 2009).

Deniz suyundan tuz giderimi için ultra yüksek basınca dayanıklı ve acı sudan düşük basınçlarda tuz giderimine uygun olan membranlarla içme suyu üretimi başarıyla gerçekleştirilmiştir. 1996'dan 2007'ye kadar deniz suyundan tuz giderimi yapan tipik membranların performansları, süzme oranları için % 99,6'dan % 99,8'e ve akı için de 43 L/m².gün.bar değerinden 69 L/m².gün.bar'a yükseltilmiştir. Sonuç olarak, 40 yıldan fazla süre zarfında TO membran teknolojisinde sağlanan gelişmeler, özellikle son 10 yıl itibariyle, deniz suyu tuzsuzlaştırmada TO prosesini mevcut en iyi teknoloji haline getirmiştir. 2009 yılı itibariyle Dünya'da yaklaşık % 50'si TO tesisi olmak üzere, 15000'in üzerinde tuz giderim tesisi işletmeye alınmıştır. Bugün itibariyle Dünya genelinde, yenilenebilir ve/veya geri kazanıma dayalı enerji içerikli tesis tasarımları gerçekleştirilerek, tuz gideriminin denize kıyısı olmayan kesimlerde ve kurak alanlardaki kullanımlarını daha az maliyetle sağlayan yeni teknolojilerin geliştirilmesine yönelik bir noktaya gelinmiştir. Ayrıca, birim su maliyetlerinin aşağı çekilmesi amacıyla, arıtılmış su üretim kapasitesi 100000 m³/gün ve üzeri olan büyük tuz giderim tesislerinin kurulması yönünde yeni bir eğilim ortaya çıkmıştır (Greenlee ve diğ., 2009).

Deniz suyu desalinasyon proseslerinde, Dünya genelinde yaygın olarak kullanılan üç temel teknolojiye ait milyon metreküp günlük su üretim kapasiteleri 2006 yılında MSF ve MED teknolojileri için yaklaşık 500000 m³/gün iken TO prosesi kapasitesi yaklaşık 2000000 m³/gün'dür. 2008 yılına gelindiğinde ise bu değerler yaklaşık olarak MED prosesi için 600000 m³/gün, MSF prosesi için 1500000 m³/gün ve TO prosesi için 3500000 m³/gün seviyelerine ulaşmıştır (Mezher ve diğ., 2011).

Bu teknolojiler içinde en yaygın olarak MSF ve TO prosesleri hem acı su hem de deniz suyu işlemede kullanılan prosesler içinde toplam % 78'lik bir paya sahiptir (Kesieme ve diğ., 2013). Ancak bu proseslerin bazı dezavantajları ve teknik işletim zorlukları bulunmaktadır. TO prosesinin, pratikte ortaya koyduğu bazı önemli dezavantajları; diğer deniz suyu tuzsuzlaştırma prosesleri için de geçerli olmak üzere atmosfere sera gazı salınımlarını arttıran yüksek enerji tüketim miktarları ve bertarafı çevresel açıdan oldukça zor olan, deniz ortamına verildiğinde deniz ekolojisi ve biyotası üzerinde olumsuz etkilere sebep olabilen ve bugün itibariyle halen daha çevreye zarar vermeksizin bertarafı pratikte çözümlenememiş bir problem olarak karşımızda duran yüksek tuz ve çeşitli arıtma kimyasalları içerikli deniz suyu konsantresidir. TO membran maliyetleri ve dayanıklılığı hala daha araştırma ve geliştirme gerektiren olgunlaşmamış konulardır (Lamei ve diğ., 2008, Greenlee ve diğ., 2009, Qtaishat ve Banat, 2013). Ayrıca, proseste yüksek bor giriş konsantrasyonu değerlerinde istenen seviyelerde bor giderimi elde edilememesinden dolayı, TO sonrası ilave bor giderimi uygulaması gerekli olabilmektedir (WHO içme suyu bor konsantrasyonu 0,5 mg/L, deniz suyu tipik bor değerleri 1-5 mg/L) (Taniguchi ve diğ., 2004). Her ne kadar, beslemede pH kontrolü, ön arıtma uygulamaları, yeni tasarım ve geri yıkama/temizleme stratejileri geliştirilmesi, yenilenebilir enerji kaynakları kullanımı gibi uygulamalar ile prosesin daha ekonomik işletilebilmesine yönelik çalışmalar etkin olarak sürmekte ise de; Yüz binlerce metreküp günlük su üretim kapasitesine sahip olan TO tesislerinden kaynaklanan çevresel olumsuzlukların giderilmesine, bugün itibariyle, tam olarak kesin çözümler getirilememiş bulunmaktadır (Lorain ve diğ., 2007, Gilau ve Small, 2008, Choi ve diğ., 2009).

Diğer konvansiyonel ve TO desalinasyon proseslerine kıyasla MD prosesinin çeşitli temel avantajları bulunmaktadır. Bunlar; düşük işletme sıcaklığı sayesinde düşük enerji ihtiyacı, basınç sürücülü membrane proseslere göre düşük hidrolik basınç gereksinimi, iyonların, makromoleküllerin, kolloidlerin, diğer uçucu olmayan bileşiklerin teorik olarak %100 tutma verimi, membran ile işlenen çözelti arasında daha az kimyasal etkileşim gibi avantajlardır (Qtaishat ve Banat, 2013, Hsu ve diğ., 2002, Susanto, 2011). NF ve TO gibi basınç sürücülü membran prosesler için konsantrasyon polarizasyon sınırlayıcı bir etken iken, MD prosesi konsantrasyon

polarizasyondan önemli ölçüde etkilenmemektedir. Yüksek saflıkta süzüntü üretimi, tıkanma sebebiyle sınırlama olmaması, diğer konvansiyonel proseslerde kullanıma imkanı bulunmayan güneş, jeotermal enerji gibi düşük entalpi enerji kaynakları ile kullanılabilirliği en önemli avantajlarından biridir. MD, MED ve TO gibi sistemlere tuz giderim oranını ve enerji verimliliğini arttırmak için entegre edilerek kullanılabilir (Curcio ve Drioli, 2005).

Konvansiyonel proseslerde kullanılan büyük ve geniş buhar kolonlarının yerini MD prosteşte genellikle mikron boyutunda mikroporoz membran gözeneklerinin alması şaşırtıcı avantajlarından biridir (Qtaishat ve Banat, 2013, Hsu ve diğ., 2002, Mericq ve diğ., 2010).

Literatürde MD ile ilgili araştırmalar genellikle laboratuvar ölçekli olarak yer almaktadır. Deniz suyu distilasyonu için membran distilasyonu oldukça yeni bir prostedir. 1982'den itibaren, Gore, NaCl sulu çözeltilerinin tuzsuzlaştırılması için iki farklı membran distilasyonu modülü kullanımını önermektedir. Bunlar hava geçişli membran distilasyonu için tabaka membran (üretim hızı: 7 L/m².sa, T_{besleme}=30°C, T_{distilat}=20°C) ve spiral sarımlı modül (üretim hızı: 3 L/m².sa, T_{besleme}=30°C, T_{distilat}=20°C) 'den meydana gelmektedir. Gondino ve arkadaşları tarafından yüksek NaCl içeren çözeltiden saf su elde edimi için mikro gözenekli PTFE membranlar ile direkt temas membran distilasyonu uygulanmıştır. Bu çalışmada sıcaklığın, akışkanlar dinamiğinin ve tuz konsantrasyonunun sistem verimliliğine etkisi araştırılmıştır. Elde edilen sonuçlara göre, besleme konsantrasyonunu 0,5 mol/L'den 2 mol/L'ye çıkartıldığında akı değerinde % 20'lik bir azalma olur iken besleme akımı sıcaklığı 30°C'den 50°C'ye çıkartıldığında membran geçiş akısında yaklaşık % 100'lük bir artış gözlemlenmiştir (Curcio ve Drioli, 2005).

Winter ve diğ., 2011, yaptıkları çalışmada 5-14 m² membran alanına sahip tam ölçekli spiral sarımlı MD modülü kullanılmıştır. Çalışma sonucunda çift aşamalı MD simülasyonu sonucu 0,19 µS/cm iletkenliğe sahip yüksek saflıkta temiz su elde edilmiştir.

Lawson ve Lloyd'un deneysel analizleri 75°C besleme, 20°C distilat sıcaklığı ve 2,0 mol/m².s'ye ulaşan akı değerleriyle deniz suyu arıtımında direkt temas membran distilasyonunun uygulanabilir bir proses olduğunu bildirmişlerdir. Drioli ve

arkadaşları tarafından tuzsuzlaştırma tesislerinde su geri kazanım faktörünün artırılması için ters osmoz ve membran distilasyonunun entegre edilme imkanı önerilmiştir. Bu iki membran ünitesinin birbirine bağlanmasıyla, genel geri kazanım faktörü 87,6 % olarak elde edilmiştir (Curcio ve Drioli, 2005).

MD prosesinde yüksek enerji verimliliği ve düşük maliyet elde etmek için, güneş kolektörleri genellikle ana güneş enerjisi toplama üniteleri olarak kullanılmaktadır. Daha pahalı olan fotovoltaik (PV) paneller ise sadece sirkülasyon pompalarının elektrik enerjisi ihtiyacını karşılamak için kullanılmaktadır. Güneş kolektörü ve fotovoltaik panelleri içeren dört MD modülü ile bir güneş enerjili MD prosesi geliştirilmiştir. Güneş ışınlarının günlük zaman dilimlerindeki dalgalanmalarından dolayı her bir güneş kolektörü ile elde edilen akı 2-11 L/m².gün olarak belirtilmiştir. (Wang, ve diğ., 2015).

Yapılan bir çalışmada DTMD nunda PTFE membranı kullanılarak laboratuvar ve geniş ölçekte desalinasyon çalışması yapılmıştır. Çalışma sonucunda 60°C çözelti sıcaklıkları farkında 18,8 kg/m².saat'lik akı ve %99,99 tuz süzme verimi elde edilmiştir. Daha düşük sıcaklık farkı ile işletilen büyük ölçekli çalışmada laboratuvar ölçekli çalışmadan sekiz kat daha düşük akı elde edildiği bildirilmiştir (Francis ve diğ., 2014).

1.5. Proses Ekonomisi

Desalinasyon proseslerinin tekno-ekonomik performansları, düşük su üretim maliyeti ve enerji tüketimi üzerine yapılan araştırmalar ve gelişmeler genellikle ters osmoz üzerinde yoğunlaşmaktadır. 1000 m³/gün'lük tuzdan arındırılmış su üretmek için her yıl yaklaşık 10000 ton petrol gerekmektedir (Sharon ve diğ., 2015). Çoğu çalışmada enerji fiyatlarındaki artışlar hesaba katılmadan ters osmoz prosesinin düşük maliyetli olduğu bildirilmektedir. MD prosesinde atık ısı ve güneş enerjisi gibi alternatif kaynakları kullanabiliyorken ters osmozda temel olarak elektrik enerjisi kullanılmaktadır (Kesieme ve diğ., 2013).

MD ile su üretim maliyetleri laboratuvar uygulamalarına dayalı olarak değişken değerlerde olup, standard bir maliyet seviyesinden bahsetmek pek mümkün değildir.

Buna karşın, \$ 1-1,2 m⁻³ seviyeleri, enerji etkili olmayan MD prosesler için maliyet tanımlayıcı makul seviyeler olarak gözükmektedir (Al-Obaidani ve diğ., 2008).

Al-Obaidani ve diğ., 2008, 24000 m³/gün'lük bir DTMD tuzsuzlaştırma tesisi için ekonomik değerlendirme yapmıştır. En uygun performansı kontrol etmek için iki durum çalışması dikkate alınmıştır (Besleme suyunun ön ısıtımında kullanılması için tuzlu sudan elde edilen ısının tekrar kullanımını amaçlayan ısı geri kazanımı ile DTMD (ısı geri kazanımı verimliliği % 80 ve ERD: Enerji geri kazanım aygıtı)). Isı geri kazanımlı direkt temas membran distilasyonları için tahmini su maliyeti 1,17 \$/m³'dür ve bu değer yaklaşık 1,00 \$/m³ olan çoklu etkili distilasyon (MED) ve 1,40 \$/m³ olan çok aşamalı flash (MSF) gibi geleneksel termal prosesler ile karşılaştırılabilir bir değerdir. Ancak düşük seviyeli termal enerji kaynağı kullanılacağı zaman önemli tasarruflar gerçekleşmekte ve böylece DTMD maliyetinin düşürülmesi sağlanılarak ters osmoz tarafından üretilen su maliyeti 0,50 \$/m³ miktarına yaklaşılmaktadır. Yeni geliştirilmiş bir membran bazlı distilasyon kavramı olan Memstill® deniz suyu ve acı su için var olan mevcut tuzsuzlaştırma teknolojilerinin ekonomisini ve ekolojisini geliştirecek bir potansiyele sahip olduğu kabul edilmektedir. Bu teknoloji hava geçişli membran distilasyon modülünün içine MSF ve MED yöntemlerini kombine etmiştir. Proses, düşük seviyede atık buharı veya ısısını sürücü kuvvet olarak kullanarak tuzsuzlaştırma maliyetini 0,26 \$/m³'e düşürmeyi hedef göstermiştir. Birim su maliyetinin geleneksel termal tuzsuzlaştırmalarıyla kıyaslaması yapıldığında; MED için yaklaşık 1,00 \$/m³ ve MSF için 1,40 \$/m³ olurken bu değer TO için 0,5 \$/m³'dir.

DTMD proste enerji kaynağı olarak atık ısı kullanıldığı zaman 60°C'den 90°C'ye kadar desalinasyon ve atık su arıtımında düşük maliyetli olarak kabul edilmektedir (Bui ve diğ., 2010).

Isı kazanımlı bir DTMD sistemi için su maliyeti 1,17 \$/m³ olarak değerlendirilmiştir. Konvansiyonel termal prosesler olan MED için 1,00 \$/m³ ve MSF için 1,40 \$/m³ su üretim maliyetlerine karşılık kıyaslanabilir bir sonuç olduğunu gösterilmiştir. Hatta DTMD prosesinin düşük dereceli termal enerji kaynağı kullanılarak işletildiği zaman su üretim maliyetinin TO desalinasyon sistemindeki 0,5 \$/m³ değerine yaklaşması umulduğu ortaya konulmuştur (Al-Obaidani ve diğ., 2008).

Güneş enerjili üç farklı (DTMD, HGMD, VMD) MD konfigürasyonu ekonomik olarak değerlendirilmiştir. Çalışma sonucu DTMD, HGMD VMD için su üretim maliyetleri sırasıyla 12,7 \$/m³, 18,26 \$/m³, 16,02 \$/m³ olarak bulunmuştur. Ayrıca bu proslerde maliyetin % 70 'ini güneş panellerinin oluşturduğunu bu nedenle atık ısı gibi alternatif termal enerji kaynaklarının kullanımının düşünülebileceği belirtilmiştir (Saffarini ve diğ., 2012).

Yapılan bir diğer çalışmada Memstill (Ön arıtmalı filtrasyon ve karbon giderme) sistemi ile atıl ısı kullanarak su üretim maliyeti hesaplamalarında 0,5 \$/m³ hatta daha küçük değerler belirtilmiştir. Bu durum MD prosesinin RO ve diğer geniş ölçekli desalinasyon sistemleri ile rekabet edebileceğini göstermektedir (Jansen ve diğ., 2013).

MD'nin ters osmozun yeraltı suyu konsantresi ve geri kazanım oranını geliştirmek için uygun bir proses olduğu deneysel olarak gösterilmiştir. MD bu potansiyelini tipik deniz suyundan daha tuzlu olan 361 g/L çözünmüş katı içeriğine sahip ters osmoz konsantresini konsantre ederek doğrulamıştır. 30000 m³/gün kapasiteli işletimle incelendiği zaman MD diğer termal proseslerle benzer maliyet göstermiştir ve ters osmoz daha uygun maliyetli olarak bulunmuştur. Avustralya'da ton karbon başına 23 \$ bir karbon vergisi dahil edilmesiyle, TO ekonomik olarak uygunluğunu korumuştur. Ancak sıcaklık MD ve MED için gerekli buhar değerinin % 10'u bir maliyete eşdeğer geldiğinde, karbon vergi uygulaması altında, MD maliyeti TO ve MED'den ucuz olan 0,66 \$/m³ değerine düşmektedir. MD düşük malzeme maliyetinden dolayı ilgi görmüştür. MD'nin düşük termal işletimli ve elektriksel verimliliği yüksek kurulumlarında düşük sıcaklıklarda 0,57 \$/m³ lük bir maliyetle desalinasyon gerçekleştirilebilmektedir (Kesieme ve diğ., 2013).

2. MALZEME ve YÖNTEM

2.1. Kullanılan Membranlar ve Kimyasallar

Deneysel çalışmalarda kullanılan MD membranlarına ait bilgiler Tablo 2.1’de verilmiştir.

Tablo 2.1. MD membranlarının özellikleri

Membran	Üretici firma	Teknik özellikler			
		Gözenek boyutu (μm)	Kalınlık (μm)	Temas Açısı ($^{\circ}$)	Sıvı giriş basıncı (LEP, kPa)
PTFE	Membrane Solutions	0,22	160 \pm 40	121 \pm 10	121,3 \pm 2,5
PTFE		0,45	160 \pm 40	126 \pm 10	81,1 \pm 2,5
PTFE		1,00	160 \pm 40	123 \pm 10	131,4 \pm 2,5
PVDF		0,22	100 \pm 10	68 \pm 10	58 \pm 2,5
PVDF		0,45	100 \pm 10	81 \pm 10	47,5 \pm 2,5
PVDF		1,00	100 \pm 10	84 \pm 10	22,5 \pm 2,5
PP		0,22	200 \pm 10	116 \pm 10	27,5 \pm 2,5
PP		0,45	200 \pm 10	120 \pm 10	16,5 \pm 1
PP		1,00	200 \pm 10	120 \pm 10	6 \pm 1

Çalışmada kullanılan kimyasal maddelerin listesi, saflık dereceleri ve temin edildikleri firma isimleri aşağıdaki gibidir.

Sodyum Klorür (NaCl , %99,5-100,5, Merck), Potasyum Dikromat ($\text{Cr}_2\text{K}_2\text{O}_7$, >%99, BDH Prolabo), Gümüş Nitrat (AgNO_3 , Merck), Potasyum Kromat (K_2CrO_4 , \geq %99,5, Merck), Fe II Sülfat Heptahidrat ($\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, %101, BDH Prolabo), 1.10-Fenantrolin Monohidrat (Prolabo), Fenolftalein İndikatörü ($\text{C}_{20}\text{H}_{14}\text{O}_4$, Merck), Sülfirik Asit (H_2SO_4 , %95-97, Merck), Hidroklorik Asit (HCl , %37, Merck), (HNO_3 , %65 Borik Asit (H_3BO_3 , %99,5-100,5, Merck), Sodyum Hidroksit (NaOH , \geq %99, Merck), Potasyum Sülfat (K_2SO_4 , \geq %99, Merck), Sodyum Tiyosülfat Pentahidrat ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$, %99,5-101, Merck), Metil Kırmızı ($\text{C}_{15}\text{H}_{15}\text{N}_3\text{O}_2$, Merck), Metil Mavisi ($\text{C}_{16}\text{H}_{18}\text{N}_3\text{SCl}$, Merck), Cıva Sülfat (HgSO_4 , Merck), Metil

Oranj İndikatörü ($C_{14}H_{14}N_3NaO_3S$, Merck), Etanol (C_2H_5OH , %95, Merck), Amonyum Klorür (NH_4Cl , $\geq\%99,8$, Merck), Amonyak (NH_3 , %25, Merck), Eriochrome Black T ($C_{20}H_{12}N_3NaO_7S$, Fluka Chemika), Etilen Dinitril Tetra Asetik Asit Disodyum Tuzu ($C_{10}H_{14}N_2Na_2O_8 \cdot 2H_2O$, Merck), Gümüş Sülfat (Ag_2SO_4 , Prolabo), Amonyum Fe II Sülfat Hekzahidrat ($Fe(NH_4)_2(SO_4)_2 \cdot 6H_2O$, %100,2, Prolabo), Nitrit Kiti (Merck), Sülfat Kiti (Hach Lange), Fosfat Kiti (Hach Lange), TN Kiti (Hach Lange).

2.2. Ham Deniz Suyu Karakterizasyonu

Her bir deney setinde kaynağından alınmış deniz suyunun analizi Tablo 2.2’de belirtilen şekilde gerçekleştirilmiştir. Deniz suyu Kocaeli/Diliskelesi’ne kıyısı bulunan Muallimköy sahilinden alınmıştır. Deniz suyunun alındığı bölge bir harita üzerinde Şekil 2.1’de gösterilmiştir.



Şekil 2.1. Deniz suyunun alındığı numune alma noktasının uydu görüntüsü

Distile su hariç deniz suyu analiz sonuçları Tablo 2.2’de gösterilmiştir.

Tablo 2.2. Ham deniz suyu analiz sonuçları

Parametre	Ham Deniz Suyu	Deniz Suyu Literatür Değerleri
Sıcaklık (°C)	24,1	19,3 ^a
pH	8,69	8,1 ^a
İletkenlik (µs/cm)	40400	49600 ^a
KOİ (mg/L)	n.d	1,9 ^b
TOK (mg/L)	4,3	1,6 ^a
ÇOK (mg/L)	4,1	-
UVA254 (cm-1)	0,050	0,7 ^a
SUVA (L/mg.m)	1,220	2,71 ^c
Baryum (mg/L)	0,030	0,1 ^a
Kalsiyum (mg/L)	395	441 ^a
Magnezyum (mg/L)	696	1371 ^a
Demir (mg/L)	0,007	-
Mangan (mg/L)	0,018	-
Potasyum (mg/L)	443	410 ^a
Sodyum (mg/L)	8880	10945 ^a
Stronsiyum (mg/L)	5,50	6,7 ^a
Bor (mg/L)	4,15	5,1 ^a
Silisyum (mg/L)	1,08	0,2 ^a
Bikarbonat (mg/L)	300	161 ^a
Karbonat (mg/L)	0,0	-
Alkalinite (mg/L)	300	-
Toplam Sertlik (mg/L)	4986	-
Renk		
436 nm’de	0,030	-
525 nm’de	0,002	-
620 nm’de	0,003	-
Sülfat (mg/L)	2314	2965 ^a
Fosfat (mg/L)	0,0	0,02 ^a
Toplam Fosfor (mg/L)	0,0	-
Klorür (mg/L)	13996	20900 ^a
Amonyak (mg/L)	< 0,1	-
Nitrat (mg/L)	0,5	0,2 ^a
Nitrit (mg/L)	0,00	-
TKN (mg/L)	0,6	-
TN (mg/L)	1,1	-

n.d: ölçülmeyen parametreler için kullanılan kısaltmadır.

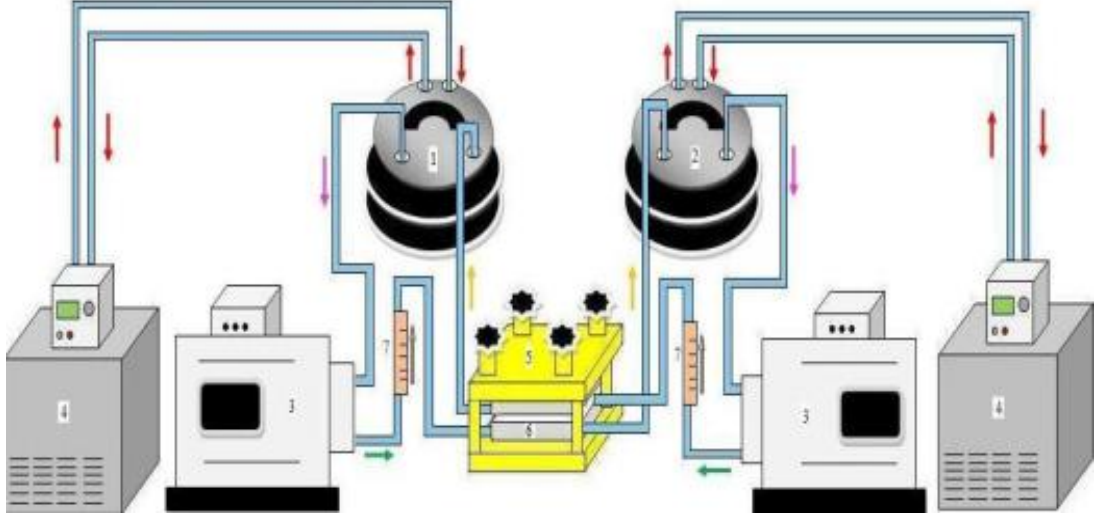
^a: Leparç ve diğ., 2007

^b: Cecilia ve diğ., 2008

^c: Profio ve diğ., 2011

2.3. Membran Distilasyon Deney Düzenegi ve Çalışma Esasları

Kesikli ve sürekli DTMD deneylerinde kullanılan sistemin şematik gösterimi Şekil 2.2'de verilmiştir.



Şekil 2.2. MD Deney Düzenegi (1-Besleme Tankı, 2-Süzüntü Tankı, 3-Peristaltik Pompa, 4-Su Banyosu, 5- Membran Modül Sıkıştırıcı, 6- Membran Modülü, 7-Akış Ölçer)

Şekilde de görüldüğü üzere bir numaralı besleme tankına deniz suyu, iki numaralı süzüntü tankına distile su konulmuştur. Altı numaralı membran modülüne yerleştirilen düz tabaka membran (PTFE: 0,22-0,45-1,0 μm , PVDF: 0,22-0,45-1,0 μm) ile çözeltilerin birbirine karışması önlenmiştir. Üç numaralı peristaltik pompalar (Cole-Parmer Masterflex B/T) aracılığıyla sistem hem kesikli hem de sürekli çalışmalarda çapraz akışlı olarak işletilmiştir. Çalışmalar yedi numaralı elle kontrollü debi ölçerler sayesinde akış hız kontrolleri sağlanarak, dört numaralı hem ısıtıcı hem de soğutucu özelliğe sahip su banyoları vasıtasıyla istenilen sıcaklık farklarında gerçekleştirilmiştir. 5 numaralı membran modülü sıkıştırıcı ile modülden olabilecek olası çözelti kaçaqları önlenmiştir.

Deniz suyu ısıtılarak distile su ise soğutulurak sıcaklık farkı oluşturulmuştur. Kesikli sistem için öngörülen sıcaklık farklarında çapraz akışlı olarak işletilen sistemde membranın aktif yüzeyinden geçen deniz suyundan çıkan buhar membran porlarından geçerek soğuk distile su içerisine yoğunlaştırılmaktadır. Bu sayede yüksek saflıkta süzüntü distile suya geçerek tutulmuş, deniz suyu ise konsantre edilmiştir. Daha sonra sistem izleme parametleri sonucu doğrultusunda deniz suyu

konsantre olma oranı, geçen su hacmi ve su akışı eğrileri oluşturularak hem kesikli sistem için öngörülen işletme parametlerinin tespiti çalışmaları yapılmış hem de sürekli işletimde sistem performansı değerlendirilmiştir.

MD prosesinde deniz suyundan kesikli işletim şartlarında içme ve kullanma suyu temininde, en uygun işletim şartlarının tespitinde izlenen işletme parametreleri ve değerleri, gerçekleştirilen deneysel şartlar ile birlikte Tablo 2.3’de verilmiştir.

Tablo 2.3. MD prosesinde izlenen işletme parametreleri, değerleri ve kesikli işletim deneysel şartları

İşletme parametreleri	Değerler	Deneysel şartlar
Çapraz akış hızı	90 L/sa (deniz suyu)-120 L/sa (distile su) 180 L/sa (deniz suyu)-240 L/sa (distile su) 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su) 360 L/sa (deniz suyu)-480 L/sa (distile su)	Membran: PTFE-0,45 µm Sıcaklık: Deniz suyu (55°C)- distile su (25°C), ΔT: 30°C, Hacim: 5'er L
Membran türü ve boyutu	PTFE: 0,22-0,45-1,0 µm PVDF: 0,22-0,45-1,0 µm	Sıcaklık: Deniz suyu (55°C)- distile su (25°C) Akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su), ΔT: 30°C, Hacim: 5'er L
Çözelti sıcaklıkları	Distile su:15°C, Deniz suyu: 45°C Distile su:20°C, Deniz suyu: 50°C Distile su:25°C, Deniz suyu: 55°C Distile su:30°C, Deniz suyu: 60°C	Membran: PTFE-0,45 µm Akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su), ΔT: 30°C, Hacim: 5'er L
Membran geçiş sıcaklık farkı	Distile su: 15°C, ΔT: 20-30-40°C Distile su: 30°C, ΔT: 20-30-40°C	Membran: PTFE-0,45 µm Akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su), Hacim: 5'er L

Sürekli işletim deneyleri sürekli sistem DTMD membran sistemi kullanılarak gerçekleştirilmiştir. Deneysel çalışmalar, kesikli işletim deneyleri sonucu belirlenen en uygun işletim parametreleri değerleri üzerinden (membran: PTFE-0,45 µm, sıcaklık: deniz suyu (60°C)- distile su (30°C), akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu) - 360 L/sa (distile su), ΔT : 30°C, hacim: 5'er L başlangıç) yürütülmüştür.

Sürekli işletim deneyi, beş günlük ardışık periyotta ve günlük altı saat üzerinden yürütülmüş olup süzüntü akımında yer alan distile su beşinci gün yenisi ile değiştirilmiştir. İlk gün sonunda membran temizleme işlemi distile su kullanılarak yapılmıştır. Sonraki günlerin sonunda membran temizleme işlemleri, otuz dakika % 1'lik hidroklorik asit çözeltisi ile ve yirmi dakika distile su ile geri yıkama, sonrasında aynı şekilde otuz dakika % 1' lik sodyum hidroksit çözeltisi ile ve yirmi dakika distile su ile geri yıkama düzeninde yerine getirilmiştir. Sistemde deniz suyu akımı konsantre modda işletilmiş, her periyot başlangıcında deniz suyu akımı ham deniz suyu ilave edilmek suretiyle başlangıç hacmine tamamlanmıştır.

2.4. Analitik yöntemler

Çalışma kapsamında membran distilasyon prosesinde kesikli ve sürekli şartlardaki deneyler sırasında besleme ve çekme çözeltisi akımlarında sıcaklık, pH, iletkenlik, yoğunluk, viskozite, osmolalite, bulanıklık ve toplam çözünmüş katı madde parametreleri belirli zaman aralıklarında alınan numunelerin analizi ile izlenmiştir.

Sistem performansı izleme ve su kalite analizleri; ölçüm cihazları, kitler ve standart metotlar kitabında bulunan yöntemler kullanılarak gerçekleştirilmiştir. Membran distilasyon prosesinin kesikli ve sürekli işletiminde izlenen su kalite parametreleri ve deneysel çalışmalar kapsamında gerçekleştirilen analizler için kullanılan ölçüm yöntemleri Tablo 2.4'de gösterilmiştir.

Tablo 2.4. Su kalitesi analiz parametreleri için kullanılan ölçüm yöntemleri

Parametre	Ölçüm Yöntemi	Cihaz
Sıcaklık	Masaüstü multiparametre ölçüm cihazı	Hach HQ440d
pH	Masaüstü multiparametre ölçüm cihazı	Hach HQ440d
İletkenlik	Masaüstü multiparametre ölçüm cihazı	Hach HQ440d
Yoğunluk	Dijital yoğunluk ölçer	KEM Kyto Electronics DA-130N
Viskozite	Viskozimetre	AND Vibro Viscometer SV-10
Osmolalite	Donma noktasının düşürülmesi prensibiyle çalışan osmometre cihazı	Advanced Instruments, IVC. 3250 Osmometer
TÇK	Masa üstü multiparametre ölçüm cihazı	Hach HQ440d
Bulanıklık	2130-B Nefelometrik Yöntem	Hach 2100P
KOİ	5220-C Kapalı Reflux Yöntemi	-
TOK	%99,9 Saflıkta oksijen ile yakma ünitesine sahip TOK cihazı	Hach lange IL550 TOC-TN
ÇOK	%99,9 Saflıkta oksijen ile yakma ünitesine sahip TOK cihazı (0.45µm filtreden geçirilmiş TOK numunesi)	Hach lange IL550 TOC-TN
UVA ₂₅₄	5910 B- UV-Absorplanan organik bileşenler yöntemi	Hach DR-6000
SUVA	Ölçülmüş UVA ₂₅₄ ve ÇOK değerlerinden hesaplama	-
Baryum	3120-B İndüktif Eşleşmiş Plazma Yöntemi (ICP-OES)	Perkin-Elmer Optima7000 DV
Kalsiyum	3120-B İndüktif Eşleşmiş Plazma Yöntemi (ICP-OES)	Perkin-Elmer Optima7000 DV
Magnezyum	3120-B İndüktif Eşleşmiş Plazma Yöntemi (ICP-OES)	Perkin-Elmer Optima7000 DV
Demir	3120-B İndüktif Eşleşmiş Plazma Yöntemi (ICP-OES)	Perkin-Elmer Optima7000 DV
Mangan	3120-B İndüktif Eşleşmiş Plazma Yöntemi (ICP-OES)	Perkin-Elmer Optima7000 DV
Potasyum	3120-B İndüktif Eşleşmiş Plazma Yöntemi (ICP-OES)	Perkin-Elmer Optima7000 DV
Sodyum	3120-B İndüktif Eşleşmiş Plazma Yöntemi (ICP-OES)	Perkin-Elmer Optima7000 DV
Bor	3120-B İndüktif Eşleşmiş Plazma Yöntemi (ICP-OES)	Perkin-Elmer Optima7000 DV
Stronsiyum	Alevli Atomik absorpsiyon spektrofotometre	Perkin Elmer 1100
Silisyum	Alevli Atomik absorpsiyon spektrofotometre	Perkin Elmer 1100
Bikarbonat	2320-B Titrimetrik yöntem	-
Karbonat	2320-B Titrimetrik yöntem	-
Alkalinite	2320-B Titrimetrik yöntem	-
Toplam Sertlik	2340-C EDTA Titrimetrik yöntemi	-
AKM	2540-D 103-105 °C Kurutulmuş toplam askıda katı yöntemi	-
Renk	2120-C Spektrofotometrik yöntem	Hach DR-6000
Toplam Fosfor	4500-P - D Vanadomolibdofosforic Asit Yöntemi	Hach DR-6000
Sülfat	4500-SO ₄ ⁻² - E Türbidimetrik Yöntem	Hach DR-6000
Fosfat	4500-P - C Vanadomolibdofosforic Asit Yöntemi	Hach DR-6000
Klorür	4500-Cl ⁻ D Potantiyometrik Yöntem	Hach HQ440d
Amonyak	4500-NH ₃ E-Amonyak-seçici elektrot yöntemi	Hach HQ440d
Nitrat	4500-NO ₃ ⁻ - C Spektrofotometrik Yöntem	Hach DR-6000
TKN	SM 4500 B micro-Kjeldahl metodu	-

2.5. Proses Performans Hesaplamaları

Bir membran sistemde süzüntü akısı, su hacmi üzerinden Denklem (1.1) kullanılarak hesaplanmaktadır.

$$J = \frac{1}{A} \cdot \frac{\Delta V}{\Delta t} \quad (1.1)$$

DTMD prosesinde besleme çözeltisinden (deniz suyundan) süzüntüye (distile suya) geçen su hacmi ve buna bağlı su akısı, hem besleme hem de süzüntünün iletkenlik ve osmolalitelerinin deney süresi boyunca belli zaman aralıklarında alınan numunelerde ölçümleri neticesinde, kütle dengesi hesabı üzerinden belirlenmiştir. Bu şekliyle hesap edilen su hacmi değişimleri, aynı numunelerdeki toplam çözünmüş katılar (TÇK) konsantrasyonlarının ölçümü ile elde edilen sonuçların kütle dengesi üzerinden hesabı ile ayrıca teyyit edilmiş ve sonuçların birbirleriyle uyum içerisinde olduğu tespit edilmiştir.

DTMD prosesinde geçiş sıcaklık farkları, her iki akış kanalının giriş ve çıkış hatları üzerine yerleştirilmiş sıcaklık ölçerlerle izlendiğinden ve zamanla sabit tutulduğundan, değişen membran geçiş sıcaklık farkı deneyleri hariç diğer deneylerin tamamında, proses sürücü kuvveti olan geçiş sıcaklık farkına dayalı bir spesifik su akısı hesabı yapılmasına gerek bulunmamaktadır.

Süzme oranı, tutunum veya rejeksiyon performansı ise Denklem (1.2) kullanılarak belirlenmiştir.

$$R(\%) = 100 \times \left(\frac{C_b - C_s}{C_b} \right) \quad (1.2)$$

Denklemde C_b ve C_s sırasıyla, proste besleme ve süzüntü akımlarında ölçülen konsantrasyonları ifade etmektedir.

2.6. Proses Maliyet Hesaplamaları

DTMD membran prosesi kullanılarak deniz suyundan doğrudan içme suyu eldesine ait yatırım, işletme ve toplam maliyet bileşenleri, proses modelleme ve maliyet analiz yazılımı (SuperPro Designer 7,5v) kullanılarak hesaplanmıştır. Hesaplamalar, ilk

olarak yazılımda, tek ve iki adımlı MD proses uygulamasında deniz suyundan içme suyu üretimi proses akış şemalarının teşkili, sonrasında deneysel çalışmalarla elde edilmiş sürekli sistem DTMD süzme oranları ve süzüntü akışı performanslarının iki adımlı DTMD işletiminde su geri kazanım oranlarını da dikkate alarak proses modellemeye dahil edilmesi, buradan yola çıkarak proses akış şemalarının kütle dengesi bütününde tamamlanması ve sonrasında deneysel performans sonuçlarının aynıyla ve/veya yaklaşık değerleriyle çıkış suyu ve konsantre akım su kalitesi değerlerini vereceği şekliyle benzeştirme (simülasyon) çalışmaları yapılarak yerine getirilmiştir. Sistemlerin gerçek ölçek tasarımına, tek adımlı DTMD uygulaması için % 50'lik, iki adımlı DTMD uygulaması için ise toplamda % 80'lik su geri kazanım oranı esas alınmıştır.

Elde edilen tüm sonuçların ışığı altında, geri yıkamada kullanılan hidroklorik asit ve sodyum hidroksit için kullanım maliyeti de dikkate alınarak, kullanılan temel işlem ve proseslerin maliyetlerine göre yatırım ve işletme giderleri tespit edilmiştir. Maliyet analizleri sonucunda yatırım, işletme ve toplam maliyet değerleri ile yatırımın geri dönüş süresi, elde edilecek faydanın net bugün ki değeri (NBD) ve fayda/maliyet ($F/M=NBD/\text{toplam maliyet}$) üzerinden maliyet karşılıkları, tek ve iki adımlı DTMD deniz suyu arıtım membran sistemi için ayrı ayrı belirlenmiştir. Toplam arıtma tesisi maliyeti (toplam maliyet), yatırım maliyeti ile yıllık % 7 enflasyondaki işletme maliyetleri toplamlarının bugün ki değeri olarak belirlenmiştir.

Deniz suyundan MD ile içme suyu üretiminde literatürde yer alan maliyet değerleri $0,26 \$/m^3$ (atıl ısı kullanımı durumunda) ile $18 \$/m^3$ arasında çok değişkenlik göstermektedir. Bunun temel sebebi, $2 \text{ kWsa}/m^3$ 'lük azami MD su pompaj elektrik tüketimlerine karşılık; $20 \text{ kWsa}/m^3$ 'ten $1700 \text{ kWsa}/m^3$ 'e ulaşabilen seviyelerdeki, MD termal enerji ihtiyacını karşılamaya yönelik yüksek elektrik enerjisi tüketim maliyetleridir. Bununla birlikte, enerji kullanım bedellerinin ülkelere göre farklılık göstermesi (dağılım aralığı, $0,04-0,10 \$/\text{kWsa}$), elektrik sarfiyatlarının termal elektrik ihtiyacı için ve temel pompaj ihtiyacı için ayrı ayrı belirlenerek MD maliyetlerinin ısı geri kazanımlı (atıl ısı kullanımı-sadece pompaj için elektrik tüketimi $2 \text{ kWsa}/m^3$) ve ısı kazanımsız (hem termal hem de pompaj dahil elektrik tüketimi) olarak ayrı ayrı tespit edilmesini, daha da önemlisi değişken elektrik kullanım bedelleri sebebiyle de birim elektrik enerjisi kullanım bedeline göre maliyet

bileşenleri değişimlerinin grafiksel olarak ayrı ayrı belirlenmesini zorunlu kılmaktadır (Al-Obaidani ve diğ., 2008, Macedonio ve Drioli, 2010, Camacho ve diğ., 2013). Aksi takdirde çok yüksek, 20 - 40 \$/m³'e varabilen değerlerde birim deniz suyundan içme suyu üretim maliyetleri ile karşılaşıldığı tespit edilmiştir.

Literatürdeki temel referans alınmış çalışmalardaki hesaplamalar dikkatlice kontrol edildiğinde, elektrik maliyetlerinin 0,01 ile 0,03 \$/kWsa arası değerlerde olmak üzere Dünya geneli ortalamalarının çok altında alındığı tespit edilmiştir (Al-Obaidani ve diğ., 2008, Macedonio ve Drioli, 2010, Camacho ve diğ., 2013). Bu sebeple de, MD ile deniz suyundan birim su arıtma maliyeti rakamlarının 1 \$/m³ civarına ya da biraz altına teorik olarak indirilebildiği anlaşılmıştır. 10000-500000 m³/gün aralığında orta ve büyük ölçekli MD deniz suyu tuzsuzlaştırma tesisleri için ihtiyaç duyulacak termal su ısıtma enerjisini sağlayacak pratik bir atıl ısı kaynağından bahsetmek pek mümkün değildir. Bu tespitler ve gerekçeler sonucunda, MD prosesine ait deniz suyu arıtım maliyet analizleri, $\Delta T = 30^{\circ}\text{C}$ (distile su: 30°C ve deniz suyu: 60°C) olacak şekilde kesikli sistemden belirlenmiş ve sürekli sistemde çalışılmış en uygun MD işletim şartları için hesaplanmış elektrik tüketim değerleri üzerinden ısı kazanımlı (sadece pompaj için elektrik tüketimi 2 kWsa/m³) ve ısı kazanımsız (hem termal ihtiyaç hem de pompaj dâhil toplam elektrik tüketimi) kullanım şekillerinde tek (% 50 su geri kazanımı) ve iki adımlı (% 80 su geri kazanımı) MD uygulaması için ayrı ayrı belirlenmiştir.

Arıtma sisteminin saha ölçek tasarımında, 25 yıllık tesis işletme ömrü ve 100000 m³/gün giriş deniz suyu debisi, temel tasarım parametreleri olarak alınmıştır. DTMD ile arıtma alternatiflerinin maliyet bileşenleri (yatırım maliyeti, işletme maliyeti, toplam maliyet (yıllık % 7 enflasyonda), yatırımın geri dönüş süresi, birim su arıtma maliyeti, su satışından elde edilecek kazanımlar, elde edilecek faydanın net bugün ki değeri (NBD) ve fayda/maliyet (F/M) oranı), elektrik enerjisi tüketim maliyetleri (0,01-0,10 \$/kWsa aralığında) üzerinden ayrı ayrı tespit edilmiştir.

2.6.1. Maliyet bileşenleri hesaplama esasları

Yatırım, işletme ve toplam maliyet belirlenmesinde yazılım dâhilinde hali hazırda bulunan maliyet bileşenleri denklemleri kullanılmıştır. Bu denklemler Tablo 2.5'de gösterilmiştir.

Tablo 2.5. Yatırım, işletme ve toplam maliyet bileşenlerini hesaplama denklemleri

Maliyet bileşenleri	Hesaplama metodu
Toplam Yatırım Maliyeti	$TYM = DSS + DS + BM$
Doğrudan sabit sermaye (DSS)	$DSS = TDM + TVM + MÜR$
Tesis doğrudan maliyeti (TDM)	$TDM = ESAM + DTM$
Ekipman satın alma maliyeti (ESAM)	$ESAM = (ESAM) + (0.20 \times ESAM)$
Diğer tesis maliyetleri ^a (DTM)	$DTM = A + B + C + D + E + F + G + H$
Dolaylı tesis maliyeti ^b (DTM)	$DTM = I + J$
Müteahhit ücreti ve riskler ^c (MÜR)	$MÜR = K + L$
Döner sermaye (DS)	
Başlangıç maliyeti (BM)	$BM = 0.03 \times DSS$
Toplam İşletme Maliyeti	
İşçilik maliyeti ^d	
Tesis kurma maliyeti ^e (TKM)	$TKM = M + N + O$
Sarf malzemeler (membranlar)	
Membranların bertaraf maliyetleri	
Çeşitli gereksinimler	
Elektrik, soğutma suyu ve diğerleri	

^a A) kurma (her ünitesinin ve dengeleme tankının $0,10 \times ESAM + MD$ ünitesinin $0,50 \times ESAM + 0,06 \times ESAM$), B) boru tesisatı ($0,35 \times ESAM$), C) cihazlandırma ($0,40 \times ESAM$), D) yalıtım ($0,03 \times ESAM$), E) elektrik ($0,10 \times ESAM$), F) inşaat ($0,10 \times ESAM$), G) şantiye ıslahı ($0,05 \times ESAM$) ve H) yardımcı tesisler ($0,20 \times ESAM$) için maliyetleri içerir.

^b I) mühendislik ($0,10 \times TDM$) ve J) inşaat ($0,15 \times TDM$) maliyetlerini içerir.

^c K) müteahhit ücreti ($0,03 \times (TDM + DTM)$) ve L) risk giderlerini ($0,03 \times (TDM + DTM)$) içerir.

^d Bir tam zamanlı teknisyeni ve bir yarı zamanlı mühendisi kapsar.

^e M) yıpranma payı, N) bakım ($0,10 \times ESAM$), O) çeşitli giderler (sigorta ($0,01 \times DSS$), yerel vergiler ($0,02 \times DSS$) ve tesis harcamaları ($0,05 \times DSS$) toplamıdır.

2.6.2. Proses giderleri için birim ücretler

Maliyet hesaplamaları için birim maliyet bedelleri Tablo 2.6'da sunulmuştur.

Tablo 2.6. MD prosesi kullanılarak deniz suyundan içme suyu üretiminde kullanılan gereksinimlere ilişkin birim maliyetler

Parametre	Birim	Maliyet
üretmiş içme suyu satışından sağlanan kazanım	\$/ton	1,8
distile su	\$/ton	3,0
hidroklorik asit (HCl)	\$/ton	350
sodyum hidroksit (NaOH)	\$/ton	940
net operatör maaşı (20 kişi)	\$/saat-kişi	6,5
net mühendis maaşı (3 kişi)	\$/saat-kişi	9,1
net yönetici maaşı (1 kişi)	\$/saat-kişi	15,6

2.6.3. Membran maliyetleri ve ömürleri

Membran satın alma-bertaraf maliyetleri ile öngörülen membran ömrü bilgileri Tablo 2.7'de gösterilmiştir.

Tablo 2.7. Membranların satın alma-bertaraf maliyetleri ve kullanım ömürleri

Bileşen	Birim	Değer
MD membran satın alma maliyeti	\$/m ²	100
MD membran bertaraf maliyeti	\$/m ²	5
MD membranın ömrü	yıl	3
kartuş satın alma maliyeti	\$/m ²	10
kartuş bertaraf maliyeti	\$/m ²	5
kartuş ömrü	yıl	3

2.6.4. MD sistemi proses akış şemaları ve sistem bileşenleri

Gerçek ölçüğe benzeştirmeye esas teşkil eden tek adımda MD prosesi ve iki adımda MD sistemine ait deniz suyundan içme suyu eldesi tasarım parametreleri ve değerleri Tablo 2.8'de verilmiştir.

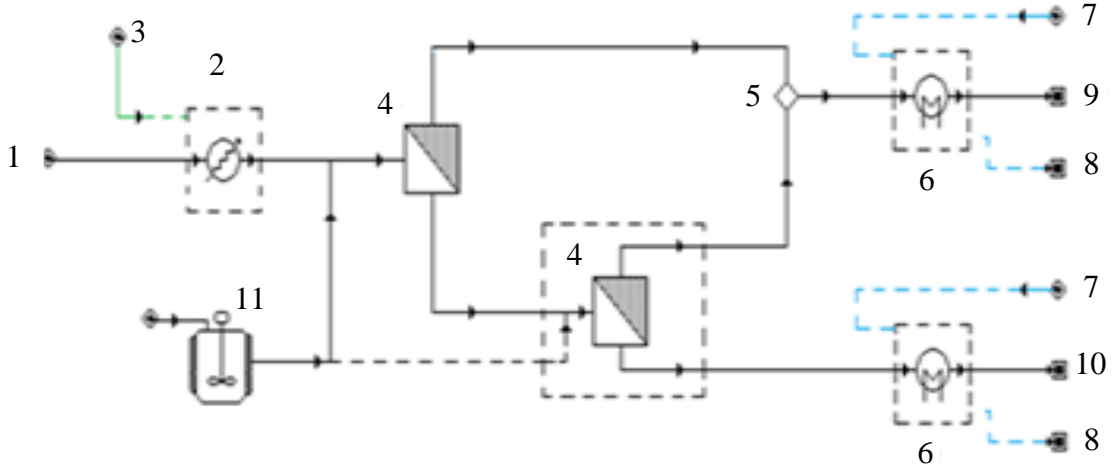
Tablo 2.8. Tek ve iki adımlı MD sistemine ait performanslara ilişkin gerçek ölçük tasarım parametreleri ve değerleri

Bileşen	Birim	Tek adımda uygulanan MD			İki adımda uygulanan MD ^a		
		Giriş Hattı	Temiz Su Hattı	Konsantre Hattı	Giriş Hattı	Temiz Su Hattı	Konsantre Hattı
geri kazanı oranı	%	100	50 ^b	50	50	30 ^b	20
su akısı	L/m ² .sa		17,21			17,21	
su sıcaklığı	°C	60	30	30	60	30	30

^a İki adımlı MD sistemine ait tasarım değerleri, sistemin II. adımında uygulanmış MD prosesine ait değer olup, sistemin I. adımında tek adımdaki MD prosesi değerleri aynıyla uygulanmıştır.

^b İki adımlı MD sisteminin ikinci MD prosesi giriş akımı, I. MD prosesi konsantre akımı olup sistemde toplam su geri kazanım oranı % 80'dir.

MD (sadece MD prosesi içeren) sistemiyle deniz suyundan içme suyu eldesi sistemlerine ilişkin proses akış şemaları, tek adımda ve iki adımda MD sistemleri için Şekil 2.4’de gösterilmiştir.



Şekil 2.3. Tek ve iki adımda uygulanan MD prosesiyle deniz suyundan içme suyu üretim sistemi proses akış şeması (1- deniz suyu, 2- ısıtma ünitesi, 3- atık ısı, 4- membran distilasyon, 5- süzüntü toplayıcı, 6- soğutma ünitesi, 7- deniz suyu ile soğutma girişi, 8- deniz suyu ile soğutma çıkışı, 9- içme suyu, 10- konsantre akımı, 11- geri yıkama tankı)

Her iki sistemde yer alacak alt bileşenleri (üniteler, boyutları/sayıları) ile gerekli membran modül (sayı/alan) tasarım bilgileri, tek adımda ve iki adımda uygulanan tek başına MD sistemleri için ayrı ayrı olmak üzere Tablo 2.9’da sunulmuştur.

Tablo 2.9. Gerçek ölçek MD deniz suyu arıtma sistemlerinde kullanılacak ünitelerin kapasiteleri ve miktarları

Ünite	Kapasite	Tek adımda MD				İki adımda MD ^a			
		A1	A2	A3	A4	A1	A2	A3	A4
MD modülü	40 m ²	3060	3060	3027	3027	4897	4897	4863	4863
^a elektrikli ısıtıcı	200 kW	850	850	-	-	850	850	-	-
^a elektrikli soğutucu	200 kW	855	-	855	-	855	-	855	-
^a deniz suyuyla soğutucu	100 m ²	-	61		61	-	61		61

^a MD’nin tek adımda ve iki adımda uygulamaları için tasarlanmış 4 farklı alternatiften (A1: elektrik ısıtmalı/soğutmalı, A2: elektrik ısıtmalı/deniz suyuyla soğutmalı, A3: atıl ısıyla ısıtmalı/elektrikle soğutmalı ve A4: atıl ısıyla ısıtmalı/deniz suyuyla soğutmalı), tekabül ettiği alternatifte kullanılması halindeki sistemin tasarıma giren ünite kapasite ve miktarlarını ifade etmektedir. Atıl ısı kullanımı, güneş enerjisinin ya da atık ısının enerji kaynağı olarak kullanıldığı ve deniz suyunun ısıtılması için herhangi bir enerji işletme maliyetinin söz konusu olmadığı durumu ifade etmektedir.

Tek adımda ve iki adımda MD prosesi uygulamalarının 4 farklı enerji kullanım seçeneğini (toplam 8 farklı uygulama) deniz suyundan içme suyu eldesinde kullanan MD sistemine ait tüm senaryo uygulamalarına ilişkin isim kodlamaları ve açıklamaları Tablo 2.10’da sunulmuştur.

Tablo 2.10. MD deniz suyu arıtma senaryolarının isim kodlamaları ve açıklamaları

Senaryo Adı	Açıklaması
Tek adımda uygulanan MD - elektrikle ısıtmalı ve soğutmalı	Alternatif 1: Sıcaklığı 30°C’deki deniz suyu öncelikli 200 kW’lık elektrikli ısıtıcılarla 60°C’ye ısıtılmakta, daha sonra tek adımda uygulanan tekli membran distilasyon ünitesinde tuzsuzlaştırılmaktadır. Yeterli TÇK konsantrasyonuna ulaşan su şebeke üzerinden denize geri dökülmeden önce yine 200 kW’lık elektrikli soğutucularla sıcaklığı 30°C’ye düşürülmektedir.
Tek adımda uygulanan MD - elektrikle ısıtmalı ve deniz suyuyla soğutmalı	Alternatif 2: Sıcaklığı 30°C’deki deniz suyu öncelikli 200 kW’lık elektrikli ısıtıcılarla 60°C’ye ısıtılmakta, daha sonra tek adımda uygulanan tekli membran distilasyon ünitesinde tuzsuzlaştırılmaktadır. Yeterli TÇK konsantrasyonuna ulaşan su şebeke üzerinden denize geri dökülmeden önce 100 m ² ısı transfer alanına sahip ısı değiştiriciler yardımıyla deniz suyu kullanılarak sıcaklığı 30°C’ye düşürülmektedir.
Tek adımda uygulanan MD - atıl ısıyla ısıtmalı ve elektrikle soğutmalı	Alternatif 3: Sıcaklığı 30°C’deki deniz suyu öncelikli başka bir ısı kaynağından elde edilen atıl ısı yardımıyla 60°C’ye ısıtılmakta, daha sonra tek adımda uygulanan tekli membran distilasyon ünitesinde tuzsuzlaştırılmaktadır. Yeterli TÇK konsantrasyonuna ulaşan su şebeke üzerinden denize geri dökülmeden önce yine 200 kW’lık elektrikli soğutucularla sıcaklığı 30°C’ye düşürülmektedir.
Tek adımda uygulanan MD - atıl ısıyla ısıtmalı ve deniz suyuyla soğutmalı	Alternatif 4: Sıcaklığı 30°C’deki deniz suyu öncelikli başka bir ısı kaynağından elde edilen atıl ısı yardımıyla 60°C’ye ısıtılmakta, daha sonra tek adımda uygulanan tekli membran distilasyon ünitesinde tuzsuzlaştırılmaktadır. Yeterli TÇK konsantrasyonuna ulaşan su şebeke üzerinden denize geri dökülmeden önce 100 m ² ısı transfer alanına sahip ısı değiştiriciler yardımıyla deniz suyu kullanılarak sıcaklığı 30°C’ye düşürülmektedir.
İki adımda uygulanan MD - elektrikle ısıtmalı ve soğutmalı	Alternatif 1: Sıcaklığı 30°C’deki deniz suyu öncelikli 200 kW’lık elektrikli ısıtıcılarla 60°C’ye ısıtılmakta, daha sonra iki adımda uygulanan tekli membran distilasyon ünitesinde tuzsuzlaştırılmaktadır. Yeterli TÇK konsantrasyonuna ulaşan su şebeke üzerinden denize geri dökülmeden önce yine 200 kW’lık elektrikli soğutucularla sıcaklığı 30°C’ye düşürülmektedir.
İki adımda uygulanan MD - elektrikle ısıtmalı ve deniz suyuyla soğutmalı	Alternatif 2: Sıcaklığı 30°C’deki deniz suyu öncelikli 200 kW’lık elektrikli ısıtıcılarla 60°C’ye ısıtılmakta, daha sonra iki adımda uygulanan tekli membran distilasyon ünitesinde tuzsuzlaştırılmaktadır. Yeterli TÇK konsantrasyonuna ulaşan su şebeke üzerinden denize geri dökülmeden önce 100 m ² ısı transfer alanına sahip ısı değiştiriciler yardımıyla deniz suyu kullanılarak sıcaklığı 30°C’ye düşürülmektedir.
İki adımda uygulanan MD - atıl ısıyla ısıtmalı ve elektrikle soğutmalı	Alternatif 3: Sıcaklığı 30°C’deki deniz suyu öncelikli başka bir ısı kaynağından elde edilen atıl ısı yardımıyla 60°C’ye ısıtılmakta, daha sonra iki adımda uygulanan tekli membran distilasyon ünitesinde tuzsuzlaştırılmaktadır. Yeterli TÇK konsantrasyonuna ulaşan su şebeke üzerinden denize geri dökülmeden önce yine 200 kW’lık elektrikli soğutucularla sıcaklığı 30°C’ye düşürülmektedir.
İki adımda uygulanan MD - atıl ısıyla ısıtmalı ve deniz suyuyla soğutmalı	Alternatif 4: Sıcaklığı 30°C’deki deniz suyu öncelikli başka bir ısı kaynağından elde edilen atıl ısı yardımıyla 60°C’ye ısıtılmakta, daha sonra iki adımda uygulanan tekli membran distilasyon ünitesinde tuzsuzlaştırılmaktadır. Yeterli TÇK konsantrasyonuna ulaşan su şebeke üzerinden denize geri dökülmeden önce 100 m ² ısı transfer alanına sahip ısı değiştiriciler yardımıyla deniz suyu kullanılarak sıcaklığı 30°C’ye düşürülmektedir.

3. ARAŞTIRMA BULGULARI ve TARTIŞMA

Bu çalışmada MD deneyleri, besleme akımı olarak deniz suyunun kullanıldığı, kesikli ve sürekli işletimler altında ayrı ayrı yürütülmüştür. Kesikli MD işletimlerinde işletme parametrelerinin proses performansı üzerine etkileri araştırılarak, sürekli işletim için en uygun proses işletim şartları tespit edilmiştir. Bu amaçla: çapraz akış hızı, membran türü ve boyutu, besleme ve süzüntü akımları sıcaklıkları, membran geçiş sıcaklık farkı gibi proses işletme parametreleri izlenmiştir.

MD prosesinin uygun işletme şartları altında deniz suyu konsantre edilerek (%50-70), uzun süreli işletim altında deniz suyundan temiz su üretim çalışmaları yerine getirilmiştir.

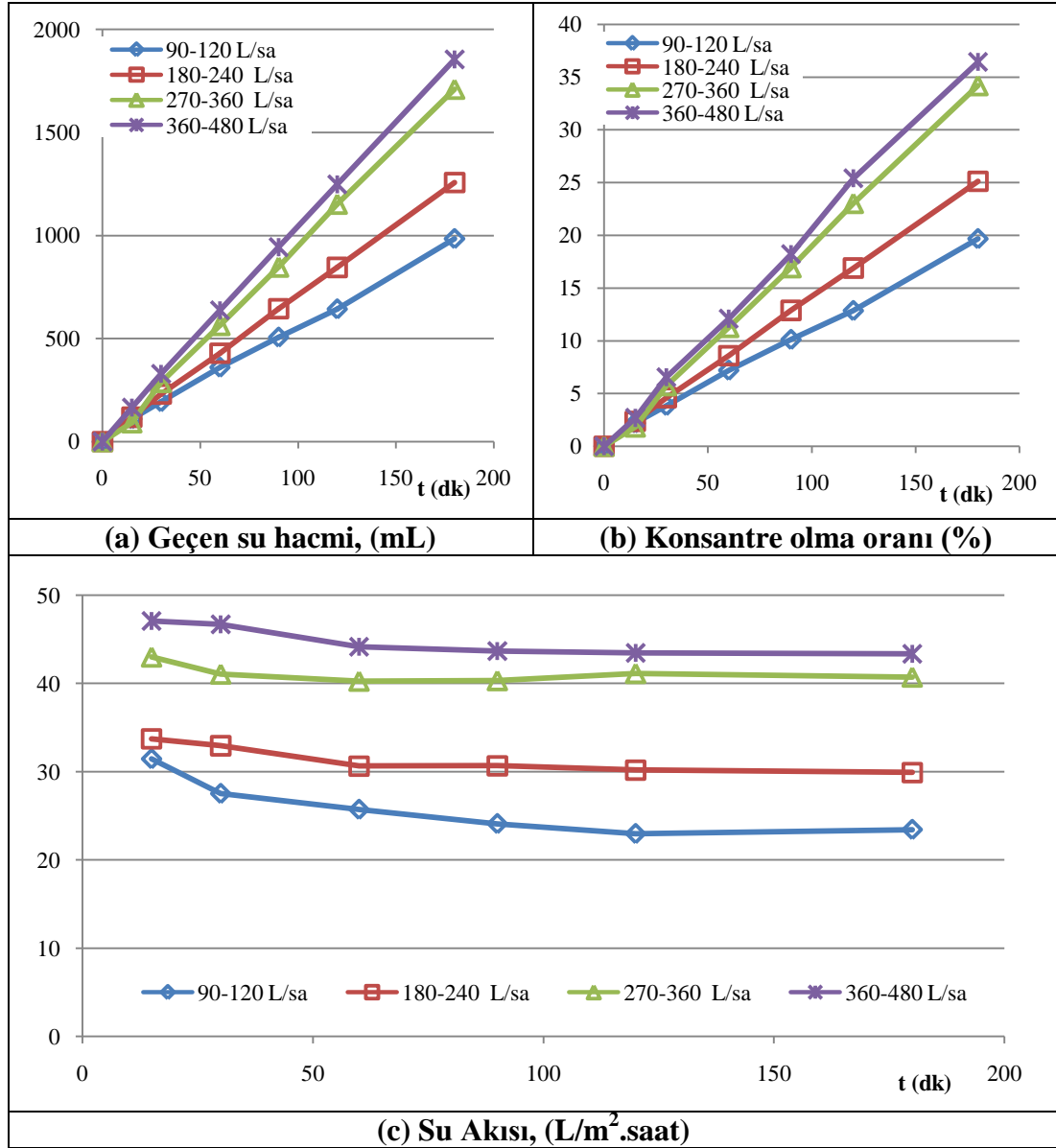
Elde edilen tasarım su akısı değerleri ile çıkış suyu iletkenlik ve TÇK performansları üzerinden, yazılımda proses akış şemalarının teşkili, kütle dengesi uyarınca performans benzeştirme çalışmalarının yapılması ve sonrasında maliyet bileşenlerinin hesaplanması işlemleri yerine getirilerek; deniz suyundan temiz su eldesinin MD prosesi ile yapılmasına ilişkin maliyet analizleri yapılmıştır.

3.1. Kesikli Şartlarda İşletim Sonuçları

3.1.1. Çapraz akış hızının etkisi

MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi üzerine besleme ve süzüntü akımları membran kanalındaki akış hızlarının etkisi, farklı Re sayısı değerlerinde akış hızları incelenmiş ve Deney süresince izlenen deniz suyu (besleme) ve süzüntü (distile su) akımları su kalite parametrelerinin, 90-120, 180-240, 270-360 ve 360-480 L/saat'lik deniz suyu-distile su akış hızı ikilileri için zamanla değişimleri Tablo 3.1'de verilmiştir.

Geçen su hacmi, deniz suyu konsantre olma oranı ve su akısı parametreleri üzerinden Şekil 3.1’de gösterilmiştir.



Şekil 3.1. MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi üzerine çapraz akış hızının etkisi a) geçen su hacmi, mL(membran:PTFE-0,45 µm, sıcaklık:deniz suyu (55°C)- distile su (25°C), ΔT: 30°C, deney süresi: 3 saat)

Artan akış hızıyla deniz suyundan süzüntüdeki distile su akımına geçen su hacminin artması, konsantre olma oranı ve su akısı değerlerinin artmasını sağlamıştır. Geçen su miktarı arttıkça deniz suyunun konsantre olma seviyesi de artmaktadır. Artan akış hızı sırasında konsantre olma oranları sırasıyla % 19,7, 25,1, 34,2 ve 36,4 iken su akıları ise 23,4, 19,9, 40,7 ve 43,4 L/m².saat değerlerini almıştır.

Tablo 3.1. 90-120 L/saat, 180-240 L/saat, 270-360 L/saat ve 360-480 L/saat'lık deniz suyu ve distile su akış hızlarında işletilen MD prosesinin performansı (membran:PTFE-0,45 µm, sıcaklık:deniz suyu (55°C)- distile su (25°C), ΔT: 30 °C, deney süresi: 3 saat)

Parametre	Birim	Distile Su 120 L/saat		Deniz Suyu 90 L/saat		Distile Su 240 L/saat		Deniz Suyu 180 L/saat		Distile Su 360 L/saat		Deniz Suyu 270 L/saat		Distile Su 480 L/saat		Deniz Suyu 360 L/saat	
		Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu
pH	-	7,3	7,79	8,15	8,24	6,85	7,3	8,15	8,27	7,20	7,85	7,91	8,03	8,08	7,79	8,09	8,25
Osmolalite	mosm/kg	3	5	702	896	3	4	701	935	2	4	646	1061	3	5	701	1200
Yoğunluk	g/cm ³	0,9968	0,9958	1,013	1,0168	0,9969	0,9958	1,0081	1,0169	0,9965	0,9963	1,0084	1,0171	0,9955	0,9958	1,0063	1,0195
İletkenlik	mS/cm	7,0	12,5	39,6	49,8	7,4	44	40,1	51	5,72	61,3	37,8	57,4	8,5	40	40	62,9
TÇK	g/L	3,0	9,0	25	31,5	2,69	20,73	25	32,9	2,01	28,4	22,8	36,2	3,85	25	24,8	41,3
Bulanıklık	NTU	0,25	0,20	1,15	0,44	0,13	0,38	0,76	0,9	-	-	0,70	1,33	0,49	0,57	0,54	0,79
Viskozite	mPa.s	0,99	1,04	0,64	0,65	0,92	0,96	0,65	0,68	1,10	1,12	0,64	0,71	0,93	1,04	0,64	0,75

Akış hızı etkisinin araştırıldığı deneysel çalışmalar neticesinde, deniz suyu pH'sı 8,0-8,4 aralığında bir miktar artmış, süzüntü pH'sı ise 7,0-7,5 başlangıç değerlerinden 7,5-8,0 civarlarına artış göstermiştir.

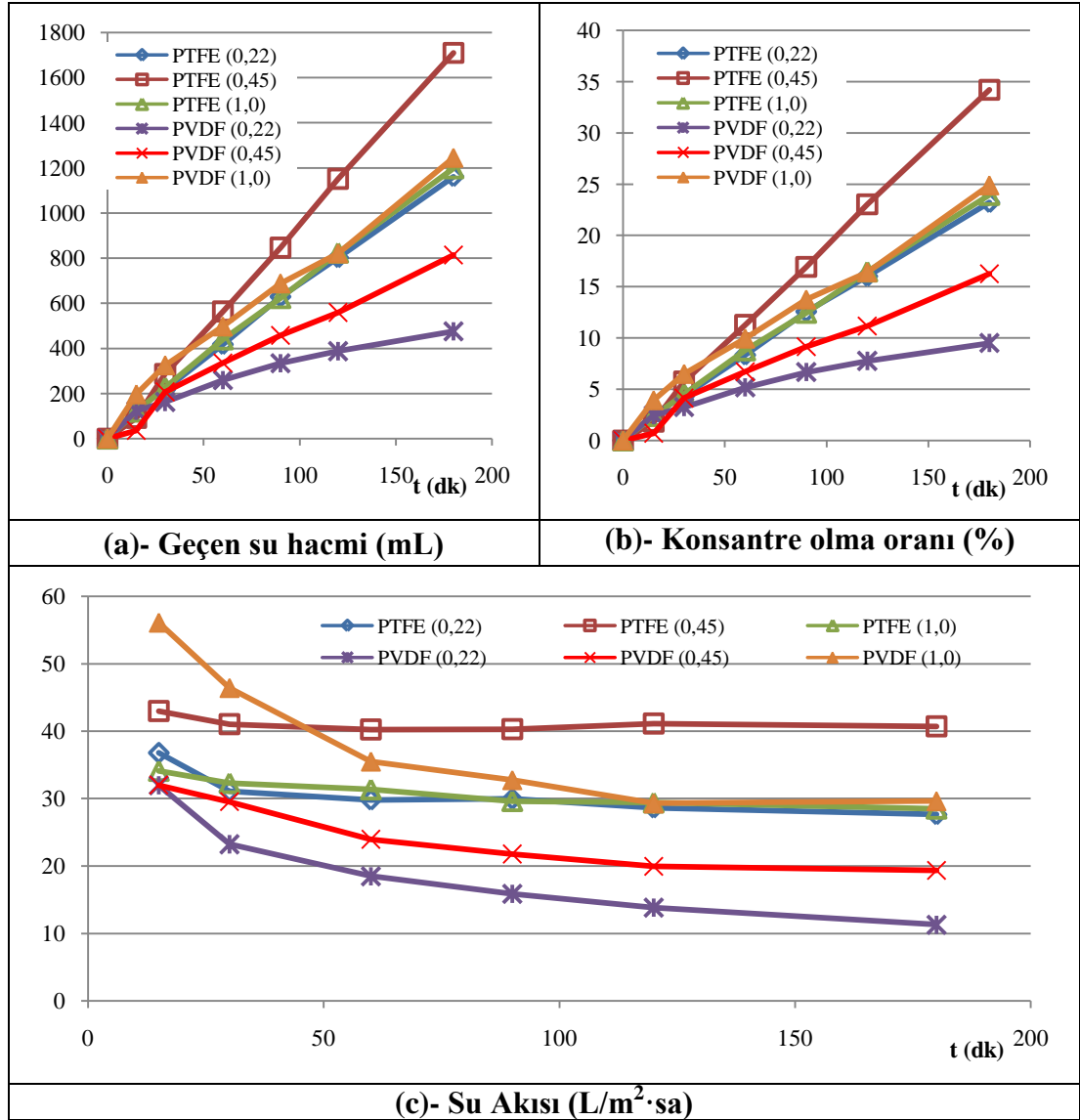
Deniz suyunun osmolalitesi, yoğunluğu, iletkenliği ve toplam çözülmüş katıları, süzüntü akımına doğru geçen su ile konsantre olma etkisi altında artışlar göstermiştir. Geçen su miktarı arttıkça deniz suyunun konsantre olma seviyesi artmıştır. Bu durum, MD membranının yüksek inorganik giderme verimi etkisi altında, adı geçen parametrelerde daha yüksek deniz suyu kalite değerlerine ulaşılmasına neden olmuştur. Konsantre olma etkinliğine bağlı olarak, deniz suyunda başlangıçta 646-701 mmol/kg aralığında olan deniz suyu osmolalitesi, 896-1200 mmol/kg değerine artmıştır. İletkenlik ve TÇK değerlerinin, 37,8-40,0 mS/cm ve 22,8-25,0 g/L başlangıç değerlerinden, 49,8-62,9 mS/cm ve 31,5-41,3 g/L son değerlerine arttığı gözlenmiştir. Çıkış suyunda osmolalite, iletkenlik ve TÇK değerlerinin sırasıyla 1-2 mmol/kg, 5,5-55,6 µS/cm ve 6-26,4 mg/L son değerlerine arttığı belirlenmiş ve düşük çözülmüş madde içerikli çıkış suyu elde edilmiştir.

55°C'daki deniz suyunun viskozite değerlerinde, 0,64-0,65 mPa.s başlangıç değerlerinden, konsantre olma etkinliği altında, 0,65-0,75 mPa.s değerlerine artışlar olduğu; 25°C'daki distile suyun viskozite değerlerinde ise 1,0 mPa.s civarından, süzüntüye geçen çözülmüş inorganiklerin varlığı altında, 1,12 mPa.s'ye varan artışların olduğu tespit edilmiştir. 90-120 L/sa ikilisinde 0,9 NTU'dan 0,54 NTU'ya azalan bulanıklığın, diğer 3 çalışma şartı altında, 0,66-0,86 NTU başlangıç değerlerinden 1,25-1,40 NTU deney sonu değerlerine arttığı gözlenmiştir. Çıkış suyu distile su akımında ise bulanıklığın olmadığı tespit edilmiştir.

Türbülanslı rejimde yer alan 270-360 ve 360-480 L/sa'lik deniz suyu-distile su akış hızı ikililerindeki değerlerin birbirlerine yakın seyrettiği görülmüştür. Bu sonuçların birbirlerine yakın olmasının yanısıra, laboratuvar ekipmanları ölçeğinde yüksek akış hızlarında MD prosesi sürekli işletimde karşılaşılabilecek olası zorluklar (membran dayanımı, modül kanal ve hacim azaltıcı etkileri) ve artan akış hızının uygulamada pompaj maliyetini arttırıcı unsur olduğu hususları beraberce dikkate alınarak, uygun akış hızı işletim şartlarınının 270 L/sa deniz suyu (Re_{ort} : 4320) ve 360 L/sa (Re_{ort} : 4222) distile su olacağı kanaatine varılmıştır.

3.1.2. Membran türü ve gözenek boyutunun etkisi

MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi üzerine farklı membran malzemesinden yapılmış ve farklı gözenek boyutuna sahip membranların, etkileri araştırılmış ve deneysel performans sonuçları, geçen su hacmi, deniz suyu konsantre olma oranı ve su akısı parametreleri üzerinden Şekil 3.2’de verilmiştir.



Şekil 3.2. MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi üzerine membran türü ve boyutunun etkisi (sıcaklık: deniz suyu (55°C) - distile su (25°C), akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu) -360 L/sa (distile su), ΔT : 30°C, deney süresi: 3 saat)

PVDF membranda artan gözenek boyutu ile deniz suyundan süzütüdeki distile su akımına geçen su hacmi, konsantre olma oranı ve su akısı değerlerinin arttığı görülmüştür. Buna karşılık PTFE membranda 0,22 μm 'den 0,45 μm 'ye artış

olmasına karşın sonrasında 1,0 μm 'de yaklaşık 0,22 μm 'deki değerlerin az üzerine azalma gözlenmiştir. 1,0 μm gözenek boyutu hariç PTFE membranı ile PVDF membranına göre daha yüksek su geçiş performansının elde edilebildiği tespit edilmiştir.

PTFE membranlarda, 0,22, 0,45 ve 1,0 μm gözenek boyutlarındaki konsantre olma oranları ile su akıları sırasıyla, % 23,2, 34,2 ve 24,0 ile 27,7, 40,7 ve 28,5 $\text{L}/\text{m}^2\cdot\text{saat}$ olarak belirlenmiştir. PVDF membranlarda bu değerler sırasıyla, % 9,5, 16,3 ve 24,9 ile 11,3, 19,4 ve 29,6 $\text{L}/\text{m}^2\cdot\text{saat}$ 'dır.

Elde edilen su geçiş performanslarına göre, 0,45 μm 'lik gözenek boyutuna sahip PTFE membranının deniz suyundan temiz su eldesinde kullanılacak uygun boyuttaki membran türü olduğu kanaatine ulaşılmıştır.

Deney süresince izlenen deniz suyu (besleme) ve süzüntü (distile su) akımları su kalite parametrelerinin (pH, sıcaklık, osmolalite, yoğunluk, iletkenlik, TÇK (toplam çözünmüş katılar), bulanıklık ve viskozite) zamanla değişimleri, PTFE ve PVDF membranların değişen gözenek boyutları (0,22-0,45-1,0 μm) için sırasıyla Tablo 3.2 ve Tablo 3.3'de verilmiştir.

Tablo 3.2. Farklı gözenek boyutlarında PTFE membran kullanılarak işletilen MD prosesinin performansı (sıcaklık: deniz suyu (55°C)- distile su (25°C), akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su), ΔT : 30 °C, deney süresi: 3 saat)

Parametre	Birim	PTFE 0,22 μm				PTFE 0,45 μm				PTFE 1,00 μm			
		Distile Su		Deniz Suyu		Distile Su		Deniz Suyu		Distile Su		Deniz Suyu	
		Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu
pH	-	7,86	7,33	8,08	8,27	7,24	7,31	8,21	8,24	6,91	6,96	8,09	8,34
Osmolalite	mosm/kg	2	3	679	885	3	8	665	898	3	4	685	850
Yoğunluk	g/cm^3	0,9968	0,9966	1,0074	1,0163	0,9975	0,9957	1,0120	1,0166	0,9963	0,9964	1,0107	1,0121
İletkenlik	mS/cm	4,41	5,31	39,7	50,2	6,23	390	38,3	49,6	6,89	7,61	40,1	48,8
TÇK	g/L	1,985	2,650	24	31,1	3,11	188,70	23,5	31,7	3,58	3,56	25,0	30,2
Bulanıklık	NTU	0,31	0,55	0,78	1,10	0,13	0,18	0,55	0,87	0,17	0,21	0,66	0,61
Viskozite	mPa.s	0,83	0,84	0,49	0,58	0,87	0,88	0,65	0,72	0,87	0,82	0,57	0,55

Tablo 3.3. Farklı gözenek boyutlarında PVDF membranı kullanılarak işletilen MD prosesinin performansı (sıcaklık:deniz suyu (55°C)- distile su (25°C), akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su), ΔT: 30°C, deney süresi: 3 saat)

Parametre	Birim	PVDF 0,22 µm				PVDF 0,45 µm				PVDF 1,00 µm			
		Distile Su		Deniz Suyu		Distile Su		Deniz Suyu		Distile Su		Deniz Suyu	
		Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu
pH	-	7,90	7,50	8,08	8,38	7,6	8,0	8,12	8,35	8,05	8,28	8,08	8,30
Osmolalite	mosm/kg	3	4	683	761	4	2	796	941	2	3	687	916
Yoğunluk	g/cm ³	0,9977	0,9965	1,0061	1,0133	0,9970	0,9965	1,0066	1,0179	0,9976	0,9965	1,0132	1,0169
İletkenlik	mS/cm	5,92	10,31	39,3	43,9	2,50	10,53	45,9	53,0	3,09	51,8	39,4	51,1
TÇK	g/L	2,044	2,108	23,8	26,3	2,55	4,78	27,8	33,2	1,4	24,2	24,5	32,6
Bulanıklık	NTU	0,54	0,46	0,67	0,57	0,26	0,54	1,14	1,54	0,41	0,48	0,62	0,50
Viskozite	mPa.s	0,81	0,77	0,54	0,56	0,79	0,80	0,57	0,56	0,85	0,88	0,61	0,69

Proses, besleme ve süzüntü akımlarında, istenen sabit ($30\pm 0,5^{\circ}\text{C}$) membran geçiş sıcaklık farkı değerinde işletilmiştir. Deniz suyu pH'sı 8,0-8,4 aralığında ya sabit ya da artış değişimleri göstermiş, süzüntü pH'sı ise 7,2 ve 8,0 aralığında değişen başlangıç değerlerinden, 7,4 ve 8,4 arasındaki değerlere artış ya da azalışlarla değişmiştir

Deniz suyunun osmolalitesi, yoğunluğu, iletkenliği ve toplam çözünmüş katıları, süzüntü akımına doğru geçen su ile konsantre olma etkisi altında artışlar göstermiştir. Geçen su miktarı arttıkça deniz suyunun konsantre olma seviyesi artmıştır. MD membranın yüksek inorganik giderme verimi etkisi altında, adı geçen parametrelerde daha yüksek deniz suyu kalite değerlerine ulaşılmasına neden olmuştur. Konsantre olma etkinliğine bağlı olarak, deniz suyunda başlangıçta 646-796 mmol/kg aralığında olan deniz suyu osmolaliteleri, 761-1061 mmol/kg değerlerine artmıştır.

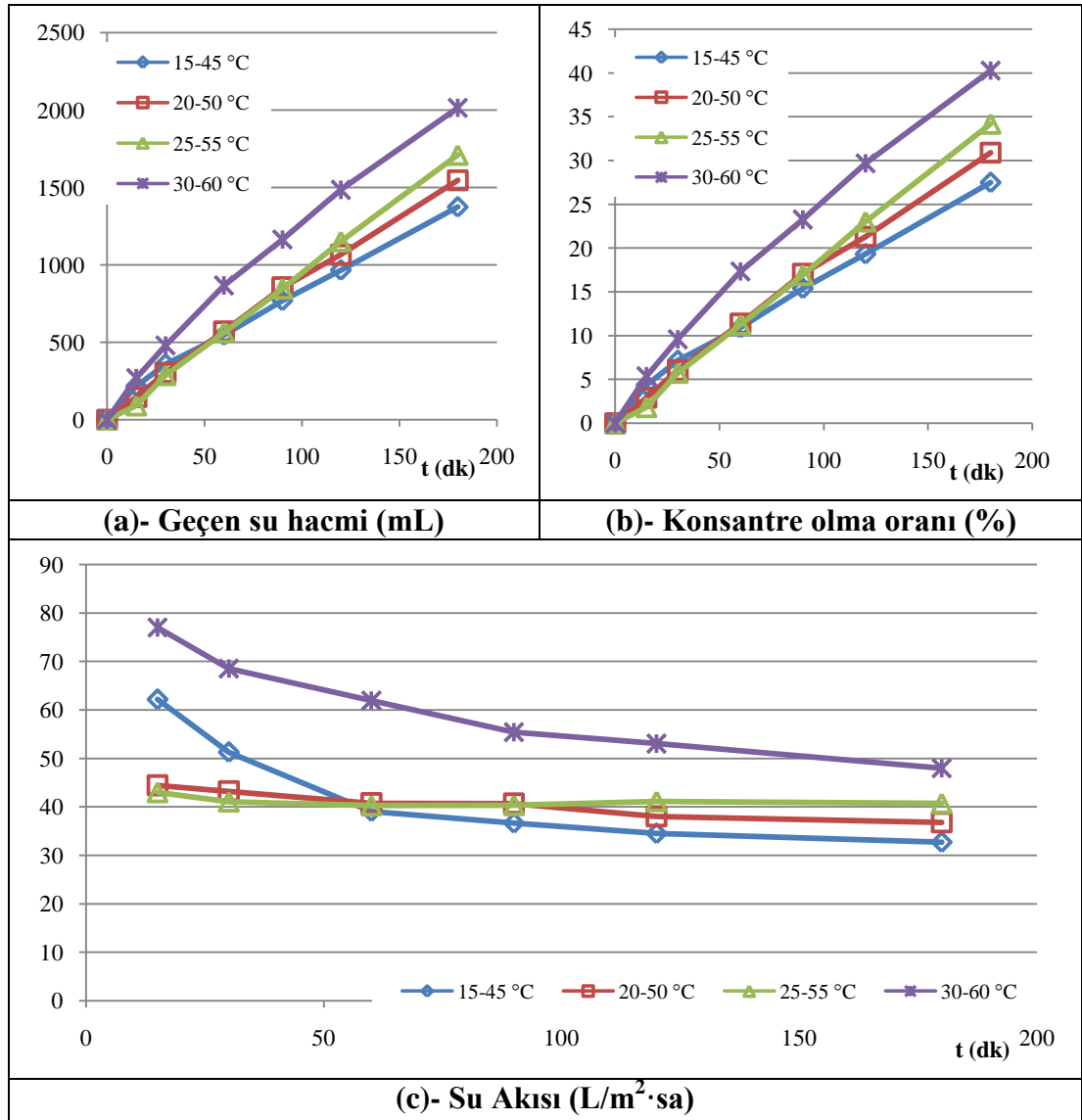
İletkenlik ve TÇK değerlerinin, 37,6-45,9 mS/cm ve 22,8-27,8 g/L başlangıç değerlerinden, 43,9-57,4 mS/cm ve 26,3-36,2 g/L son değerlerine arttığı gözlenmiştir. Çıkış suyunda osmolalite, iletkenlik ve TÇK değerlerinin sırasıyla 0-2 mmol/kg, 2,0-55,6 $\mu\text{S/cm}$ ve 0,9-26,4 mg/L son değerlerine arttığı belirlenmiş ve düşük çözünmüş madde içerikli çıkış suyu elde edildiği görülmüştür.

55°C 'daki deniz suyunun viskozite değerlerinde, $\pm 5^{\circ}\text{C}$ ölçüm hatası değerlerinde, 0,52-0,68 mPa.s başlangıç değerlerinden, konsantre olma etkinliği altında, 0,56-0,71 mPa.s değerlerine ağırlıklı artış ya da azalışlar şeklinde farklılaşan değişimler olduğu ve önemli viskozite farklılıklarının meydana gelmediği tespit edilmiştir. 25°C 'daki distile suyun viskozite değerlerinde ise, $\pm 5^{\circ}\text{C}$ ölçüm hatası değerlerinde, 0,81-1,0 mPa.s'den, süzüntüye geçen çözünmüş inorganiklerin varlığı altında, 0,83-1,12 mPa.s'ye varan artış ya da azalış yönlü değişimlerin olduğu ve deniz suyundaki gibi önemli viskozite farklılıklarının oluşmadığı gözlenmiştir. Bulanıklık parametresinde de, deniz suyunda yine artış ya da azalış şeklinde farklı eğilimdeki değişimler, MD'de konsantre etme etkisinde de gözlenmiştir.

0,60-1,18 NTU başlangıç deniz suyu bulanıklık değerlerinin, 0,57-1,54 NTU değerlerine değiştiği gözlenmiş, temiz su akımında ise bulanıklığın olmadığı tespit edilmiştir.

3.1.3. Çözelti sıcaklıklarının etkisi

MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi üzerine, sabit membran geçiş sıcaklığı (ΔT : 30°C) altında 15, 20, 25 ve 30°C distile su sıcaklık değerlerindeki çözelti sıcaklıklarının etkileri incelenmiş ve deneysel performans sonuçları (15-45, 20-50, 25-55 ve $30-60^{\circ}\text{C}$ distile su-deniz suyu sıcaklık işletim değerleri için), geçen su hacmi, deniz suyu konsantre olma oranı ve su akışı parametreleri üzerinden Şekil 3.3'de gösterilmiştir.



Şekil 3.3. MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi üzerine çözelti sıcaklıkları değişimlerinin etkisi (membran:PTFE-0,45 μm , akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su), ΔT : 30°C , deney süresi: 3 saat)

Proseste, artan deniz suyu ve distile su akımları sıcaklıklarının etkisi altında, deniz suyundan süzüntüdeki distile su akımına geçen su hacmi, konsantre olma oranı ve su akısı değerlerinin arttığı görülmüştür. Artan çözelti sıcaklıkları ikilisi sırasında konsantre olma oranları ile su akıları sırasıyla, % 27,5, 30,9, 34,2 ve 40,3 ile 32,7, 36,8, 40,7 ve 48,0 L/m².saat olarak belirlenmiştir. Sabit membran geçiş sıcaklık farkı altında, membranda sürekli işletim altında oluşabilecek Ca²⁺ çökeltilerinin varlığı dikkate alınmakla birlikte, deniz suyu ve distile su akımları için sırasıyla 60 ve 30°C'lik sabit sıcaklık şartlarındaki MD prosesi sürekli işletiminin, sistemde yüksek akı eldesi bakımından uygun olacağı sonucuna ulaşılmıştır. Bu sonuçlar ayrıca, kış ayları sıcaklık ortalamalarında (15°C) deniz suyunun alınarak ΔT= 30°C için proseste ısıtıldığı şartlarda (distile-deniz sıcaklıkları:15-45°C), prostesten elde edilen su akısının aynı enerji maliyeti girdisinde yaklaşık % 31 oranında daha az olacağı sonucunu beraberinde getirmektedir.

Deney süresince izlenen deniz suyu (besleme) ve süzüntü (distile su) akımları su kalite parametrelerinin (pH, sıcaklık, osmolalite, yoğunluk, iletkenlik, TÇK (toplam çözünmüş katılar), bulanıklık ve viskozite) zamanla değişimleri, 15-45, 20-50, 25-55 ve 30-60°C distile su-deniz suyu sıcaklık işletim değerleri Tablo 3.4'de sunulmuştur.

Sabit membran geçiş sıcaklık farkında, distile su ve deniz suyu akımlarındaki sıcaklık değişimlerinin proses performansı üzerine etkilerinin araştırıldığı deneysel çalışmalar neticesinde, hem deniz suyu hem de distile su akımlarındaki su kalite parametreleri değişimlerinden aşağıdaki sonuçlara ulaşılmıştır:

Proses, besleme ve süzüntü akımlarında değişen sıcaklık değerlerine rağmen, istenen sabit (30±0,5°C) membran geçiş sıcaklık farkı değerinde işletilmiştir. Deniz suyu pH'sı 7,9-8,4 aralığında sabit eğilimli değişimler göstermiş olmasına karşılık süzüntü akımı pH'sı, 7,0-8,0 aralığında farklı başlangıç değerlerinden 6,7-7,9 aralığında farklı değerlere artış ya da azalış yönlü değişimler göstermiştir.

Deniz suyunun osmolalitesi, yoğunluğu, iletkenliği ve toplam çözünmüş katıları, süzüntü akımına doğru geçen su ile konsantre olma etkisi altında artışlar göstermiştir. Bu durum, MD membranın yüksek inorganik giderme verimi etkisi altında, adı geçen parametrelerde daha yüksek deniz suyu kalite değerleri ölçülmesine neden olmuştur. Konsantre olma etkinliğine bağlı olarak, deniz suyunda başlangıçta 646-664

mmol/kg aralığında olan deniz suyu osmolalitesi, 901-1208 mmol/kg değerine artmıştır. İletkenlik ve TÇK değerlerinin, 37,4-38,6 mS/cm ve 22,8-23,4 g/L başlangıç değerlerinden, 50,1-64,6 mS/cm ve 31,4-41,5 g/L son değerlerine arttığı gözlenmiştir. Çıkış suyunda osmolalite, iletkenlik ve TÇK değerlerinin sırasıyla 0-6 mmol/kg, 42-166 μ S/cm ve 20-78 mg/L son değerlerine arttığı belirlenmiş ve düşük çözünmüş madde içerikli çıkış suyu elde edilmiştir.

Proses işletim sıcaklığı 45-60°C aralığında değişen deniz suyunun viskozite değerlerinde, sırasıyla 0,75-0,64 mPa.s başlangıç değerlerinden, konsantre olma etkinliği altında, 0,80-0,65 mPa.s değerlerine çok az artışlar olduğu; 15-30°C sıcaklık aralığındaki distile suyun viskozite değerlerinde ise sırasıyla 1,24-0,87 mPa.s başlangıç değerlerinden, süzüntüye geçen çözünmüş inorganiklerin varlığı altında, 1,22-0,86 mPa.s'ye farklı eğilimlerde değişimlerin olduğu tespit edilmiştir.

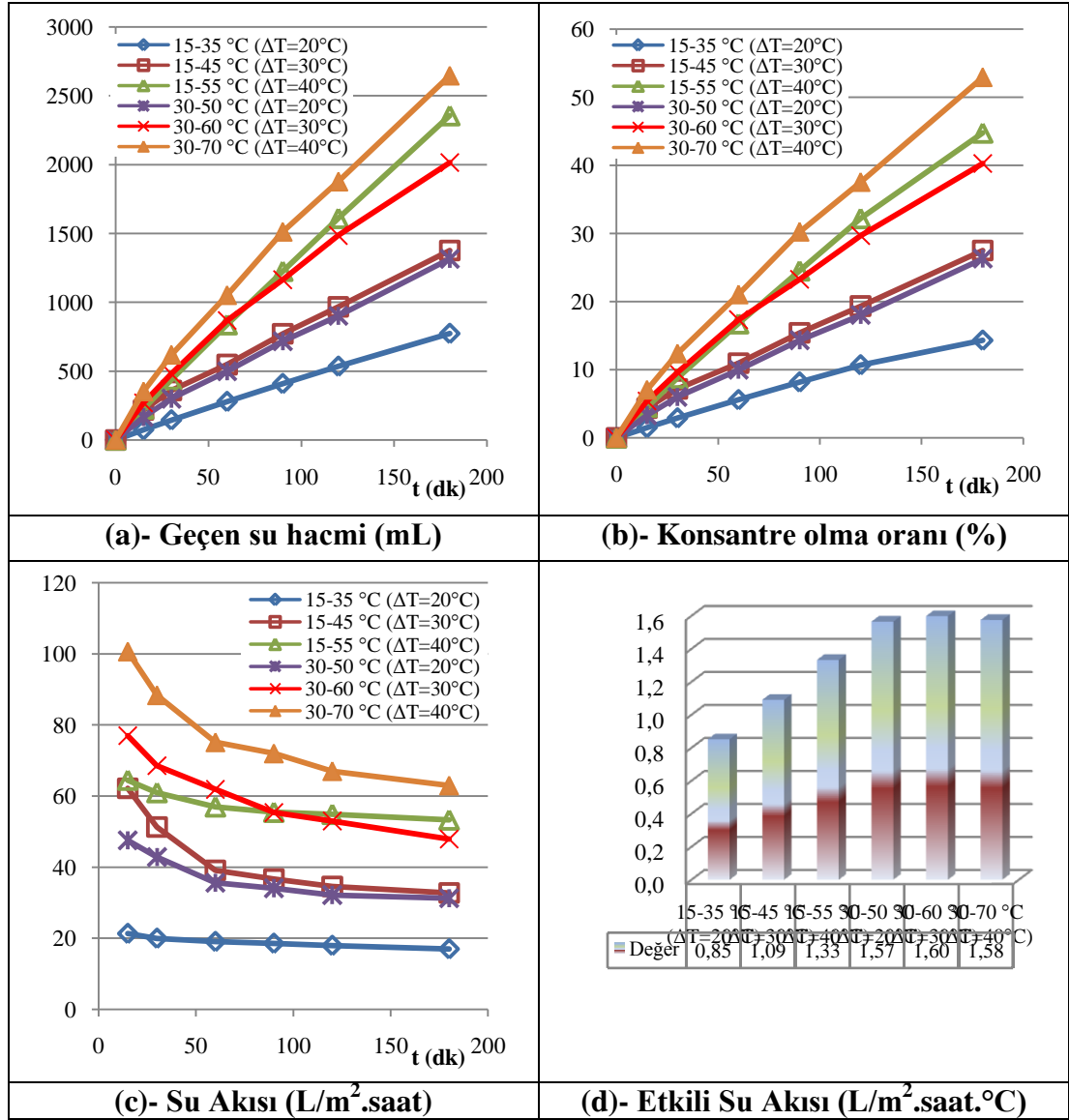
Bulanıklık parametresinde, deniz suyunda artış ya da azalış şeklinde farklı eğilimdeki değişimler, MD'de konsantre etme etkisinde de gözlenmiştir. 30-60°C ikilisinde 0,55 NTU'dan 0,53 NTU'ya içbükey değişen bulanıklığın, diğer 3 çalışma şartı altında, 0,60-0,84 NTU başlangıç değerlerinden 0,67-1,33 NTU deney sonu değerlerine arttığı gözlenmiştir. Çıkış suyu distile su akımında ise bulanıklığın olmadığı tespit edilmiştir.

Tablo 3.4. MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi üzerine çözelti sıcaklıklarının etkisi (membran: PTFE-0,45 µm, akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su), deney süresi: 3 saat)

Parametre	Birim	ΔT: 30 °C															
		Distile Su 15 °C		Deniz Suyu 45 °C		Distile Su 20 °C		Deniz Suyu 50 °C		Distile Su 25 °C		Deniz Suyu 55 °C		Distile Su 30 °C		Deniz Suyu 60 °C	
		Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu
pH	-	7,04	7,11	8,24	8,26	7,96	7,45	8,14	8,18	7,20	7,85	7,91	8,03	8,07	7,79	8,15	7,92
Osmolalite	mosm/kg	2	8	657	900	3	4	654	974	2	4	646	1061	2	7	667	1200
Yoğunluk	g/cm ³	0,9978	0,9976	1,0107	1,0159	0,9976	0,9964	1,0108	1,0181	0,9965	0,9963	1,0084	1,0171	0,9970	0,9954	1,0111	1,0361
İletkenlik	mS/cm	5,72	171,20	38,5	50,1	6,46	71,3	37,4	53,6	5,72	61,3	37,8	57,4	3,13	81,30	38,3	81,3
TÇK	g/L	2,65	359,00	23,4	31,4	3,94	32,4	23,3	33,7	2,009	28,4	22,8	36,2	2,01	41,80	23,8	54,4
Bulanıklık	NTU	0,13	0,17	0,60	0,67	0,60	0,53	0,84	0,95	-	-	0,70	1,33	0,11	0,22	0,58	0,97
Viskozite	mPa.s	1,24	1,22	0,75	0,80	1,14	1,20	0,76	0,83	1,10	1,12	0,64	0,71	0,87	0,84	0,56	0,66

3.1.4. Membran geçiş sıcaklık farkı

MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi üzerine farklı membran geçiş sıcaklık farklarının etkileri araştırılmış ve deneysel performans sonuçları, geçen su hacmi, deniz suyu konsantre olma oranı, su akısı ve etkili su akısı parametreleri üzerinden Şekil 3.4’de gösterilmiştir.



Şekil 3.4. MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi üzerine membran geçiş sıcaklık farkının etkisi (membran:PTFE-0,45 μm , akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su), ΔT : 30°C, deney süresi: 3 saat)

Proseste, 15 ve 30°C’lik süzüntü akım sıcaklıkları için ayrı ayrı olmak üzere artan membran geçiş sıcaklık farkının etkisi altında (20, 30 ve 40°C), deniz suyundan süzüntüdeki distile su akımına geçen su hacmi, konsantre olma oranı ve su akısı

değerlerinin arttığı görülmüştür. 15°C süzüntü akımı sıcaklığı için 20, 30 ve 40°C membran geçiş sıcaklık farklarına ait konsantrasyon oranları ile su akıları sırasıyla, % 14,3, 27,5 ve 44,8 ile 17,0, 32,7 ve 53,3 L/m².saat olarak belirlenmiştir. Bu değerler, 30°C süzüntü akımı sıcaklığı için 20, 30 ve 40°C membran geçiş sıcaklık farkları için aynı sırada, % 26,3, 40,3 ve 52,9 ile 31,3, 48,0 ve 63,0 L/m².saat olarak tespit edilmiştir. Her ne kadar 30-70°C'lik işletimde en yüksek su geçiş performansı elde edilmiş ise de, sürekli işletim sırasında, deniz suyunun 70°C'ye ısıtılması sonucunda membran üzerinde ve içerisinde uzun süreli işletimler sırasında oluşacak CaCO₃ ve CaSO₄ çökeleklerinin membran aktif tabakası üzerindeki gözenek girişlerini ve özellikle de membran içindeki gözenek boşluklarını tıkayacak olmaları sebebiyle, sürekli işletimler için uygun membran geçiş sıcaklık farkı 30°C olduğu belirlenmiştir. Nitekim sıcaklığın 30°C'tan 40°C'a artması, ısıtma amaçlı enerji ihtiyacını 1,33 kat arttıracaktır. MD prosete saha uygulamasının önündeki en önemli engelin enerji maliyetleri olduğu dikkate alınır, bu tercihin yerinde olduğu sonucuna ulaşılmaktadır. Aksi halde, 30-60°C'den, 30-70°C'ye akıdaki artış % 24 seviyelerinde olup kirlenme etkisindeki artışla ve uzun süreli işletim şartları altında bunun daha da azalacağı belirlenmiştir

Deney süresince izlenen deniz suyu (besleme) ve süzüntü (distile su) akımları su kalite parametrelerinin (pH, sıcaklık, osmolalite, yoğunluk, iletkenlik, TÇK (toplam çözünmüş katılar), bulanıklık ve viskozite) zamanla değişimleri, distile su-deniz suyu sıcaklık ikilisi olarak 15-35, 15-45, 15-55, 30-50, 30-60 ve 30-70°C işletim sıcaklıkları sonuçları için sırasıyla Tablo 3.5 ve Tablo 3.6'de verilmiştir. 15 ve 30°C'lik süzüntü akım sıcaklıkları için membran geçiş sıcaklık farkı değişiminin (20, 30 ve 40°C) proses performansı üzerine etkilerinin araştırıldığı deneysel çalışmalar neticesinde, hem deniz suyu hem de distile su akımlarındaki su kalite parametreleri değişimlerinden aşağıdaki sonuçlara ulaşılmıştır:

Proses, besleme ve süzüntü akımlarında değişen sıcaklık değerlerine rağmen, farklı membran geçiş sıcaklık farkı değerlerinin herbirinde sabit şartlarda işletilmiştir. Deniz suyu pH'sı, 15°C çıkış suyu sıcaklığında 8,2-8,3 aralığında sabit kalmış, 30°C çıkış suyu sıcaklığında ise 8,2 başlangıç değerinden 7,9-8,2 değerlerine sabit ya da azalım yönlü değişmiştir.

Süzüntü akımı pH'sı ise, 7,0-8,0 aralığında farklı başlangıç değerlerinden 6,7-7,9 aralığında farklı değerlere artış ya da azalış yönlü değişimler göstermiştir.

Deniz suyunun osmolalitesi, yoğunluğu, iletkenliği ve toplam çözünmüş katıları, süzüntü akımına doğru geçen su ile deniz suyunun konsantre olma etkisi altında artışlar göstermiştir. Bu durum, MD membranın yüksek inorganik giderme verimi etkisi altında, adı geçen parametrelerde daha yüksek deniz suyu kalite değerleri ölçülmesine neden olmuştur. Konsantre olma etkinliğine bağlı olarak, deniz suyunda başlangıçta 657-699 mmol/kg aralığında olan deniz suyu osmolalitesi, 824-1275 mmol/kg aralığında farklı değerlere artmıştır.

İletkenlik ve TÇK değerlerinin, 38,3-40,1 mS/cm ve 23,4 g/L-24,3 başlangıç değerlerinden, 45,8-81,3 mS/cm ve 28,3-54,4 g/L son değerlerine arttığı gözlenmiştir. Çıkış suyunda osmolalite, iletkenlik ve TÇK değerlerinin ise sırasıyla 0-24 mmol/kg, 42-1471 μ S/cm ve 20-730 mg/L son değerlerine arttığı belirlenmiş ve 15 (distile su)-55 (deniz suyu) $^{\circ}$ C ikilisine ait işletim şartı hariç düşük çözünmüş madde içerikli (500 μ S/cm'nin altında iletkenlik değerine sahip) çıkış suyu elde edilmiştir.

Proseste, farklı distile su sıcaklıklarında (15 ve 30 $^{\circ}$ C) ve 20-40 $^{\circ}$ C aralığında değişen geçiş sıcaklık farkı işletim değerlerinde, deniz suyunun viskozite değerlerinin sırasıyla 0,89-0,56 mPa.s başlangıç değerlerinden 0,92-0,64 mPa.s değerlerine azaldığı görülmüştür (konsantre olma etkinliği altında, $\pm 5^{\circ}$ C ölçüm sıcaklık farklılıklarında ve 15-55 $^{\circ}$ C ikilisine ait işletim şartı hariç). 15-30 $^{\circ}$ C sıcaklık aralığındaki distile suyun viskozite değerlerinde ise sırasıyla 1,24-0,87 mPa.s başlangıç değerlerinden, süzüntüye geçen çözünmüş inorganiklerin varlığı altında, 1,27-0,84 mPa.s'ye farklı eğilimlerde değişimlerin olduğu tespit edilmiştir.

Bulanıklık parametresinde, deniz suyunda artış ya da azalış şeklinde farklı eğilimdeki değişimler, MD'de konsantre etme etkisinde de gözlenmiştir. 0,40-1,67 aralığında değişen deniz suyu başlangıç bulanıklıklarının deney sonunda 0,47-1,64 aralığında farklı değerlere değiştiği gözlenmiştir. Çıkış suyu distile su akımında ise herhangi bir bulanıklığa rastlanmamıştır.

Tablo 3.5. MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi üzerine membran geçiş sıcaklık farkının etkisi (membran:PTFE-0,45 µm, akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su), deney süresi: 3 saat)

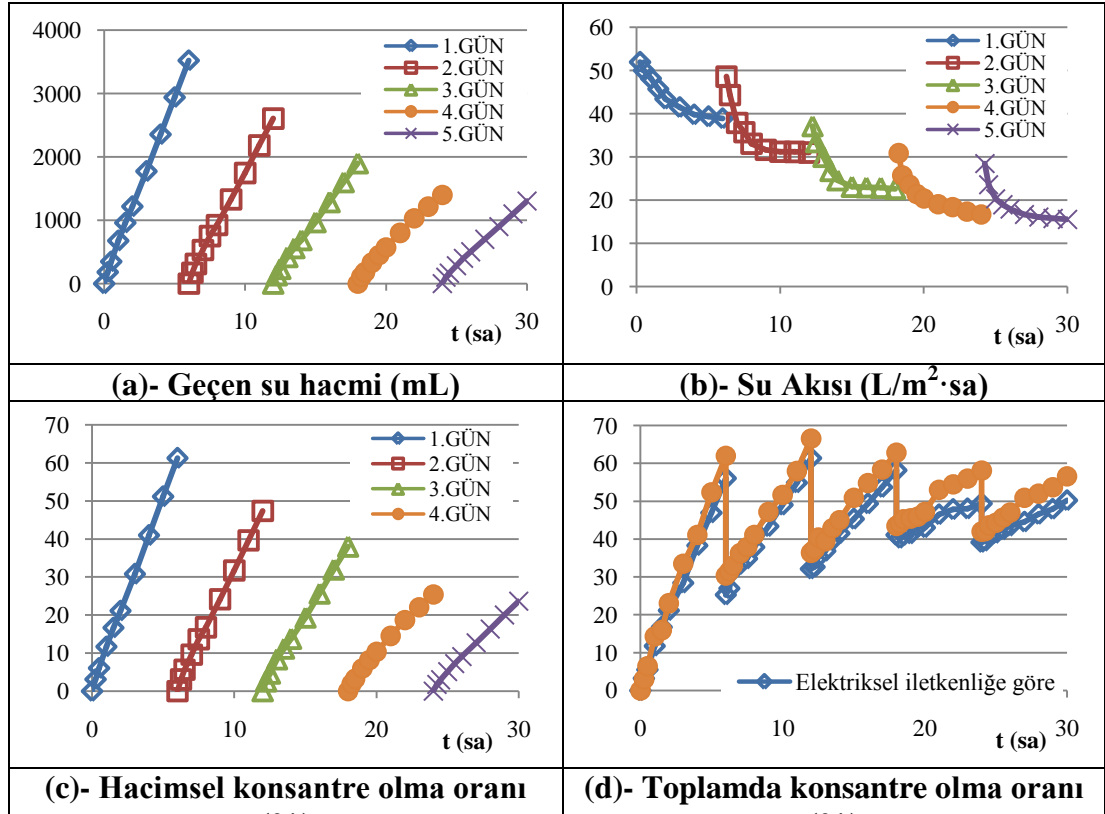
Parametre	Birim	ΔT: 20 °C				ΔT: 30 °C				ΔT: 40 °C			
		Distile Su 15 °C		Deniz Suyu 35 °C		Distile Su 15 °C		Deniz Suyu 45 °C		Distile Su 15 °C		Deniz Suyu 55 °C	
		Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu
pH	-	6,90	7,00	8,28	8,24	7,04	7,11	8,24	8,26	7,99	7,90	8,16	8,20
Osmolalite	mosm/kg	3	5	693	824	2	8	657	900	2	26	699	1275
Yoğunluk	g/cm ³	0,9980	0,9973	1,10124	1,0155	0,9978	0,9976	1,0107	1,0159	0,9971	0,9969	1,0121	1,0209
İletkenlik	mS/cm	10,81	139,5	39,2	45,8	5,72	171,20	38,5	50,1	6,67	1478,00	40,1	67,4
TÇK	g/L	4,16	63,60	24,3	28,3	2,65	359,00	23,4	31,4	1,53	732,00	24,2	43,1
Bulanıklık	NTU	0,35	0,34	0,40	0,47	0,13	0,17	0,60	0,67	0,31	0,55	1,04	1,64
Viskozite	mPa.s	1,23	1,18	0,89	0,92	1,24	1,22	0,75	0,80	1,20	1,14	0,69	0,67

Tablo 3.6. MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi üzerine membran geçiş sıcaklık farkının etkisi (membran:PTFE-0,45 µm, akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su), deney süresi: 3 saat)

Parametre	Birim	ΔT: 20 °C						ΔT: 30 °C						ΔT: 40 °C					
		Distile Su 30 °C		Deniz Suyu 50 °C		Distile Su 30 °C		Deniz Suyu 60 °C		Distile Su 30 °C		Deniz Suyu 70 °C		Distile Su 30 °C		Deniz Suyu 70 °C			
		Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu	Deney Başı	Deney Sonu		
pH	-	7,15	7,31	8,21	8,24	7,04	6,72	8,18	7,96	8,07	7,79	8,15	7,92						
Osmolalite	mosm/kg	3	8	665	898	2	3	664	1208	2	7	667	1200						
Yoğunluk	g/cm ³	0,9975	0,9957	1,0120	1,0166	0,9970	0,9954	1,0093	1,0223	0,9970	0,9954	1,0111	1,0361						
İletkenlik	mS/cm	6,23	390,00	38,3	49,6	7,07	49,10	38,6	64,6	3,13	81,30	38,3	81,3						
TÇK	g/L	3,11	188,70	23,5	31,7	2,44	22,10	23,4	41,5	2,01	41,80	23,8	54,4						
Bulanıklık	NTU	0,13	0,18	0,58	0,88	0,12	0,21	0,55	0,53	0,11	0,22	0,58	0,97						
Viskozite	mPa.s	0,87	0,90	0,65	0,70	0,87	0,86	0,62	0,65	0,87	0,84	0,56	0,66						

3.2. Sürekli Şartlarda İşletim Sonuçları

Sürekli işletimli MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi üzerine gerçekleştirilen deneysel çalışmalar neticesinde elde edilen sonuçlar, geçen su hacmi, deniz suyunun hacimsel ve toplamda konsantre olma oranları ile su akışı parametreleri üzerinden Şekil 3.5'te sunulmuştur.



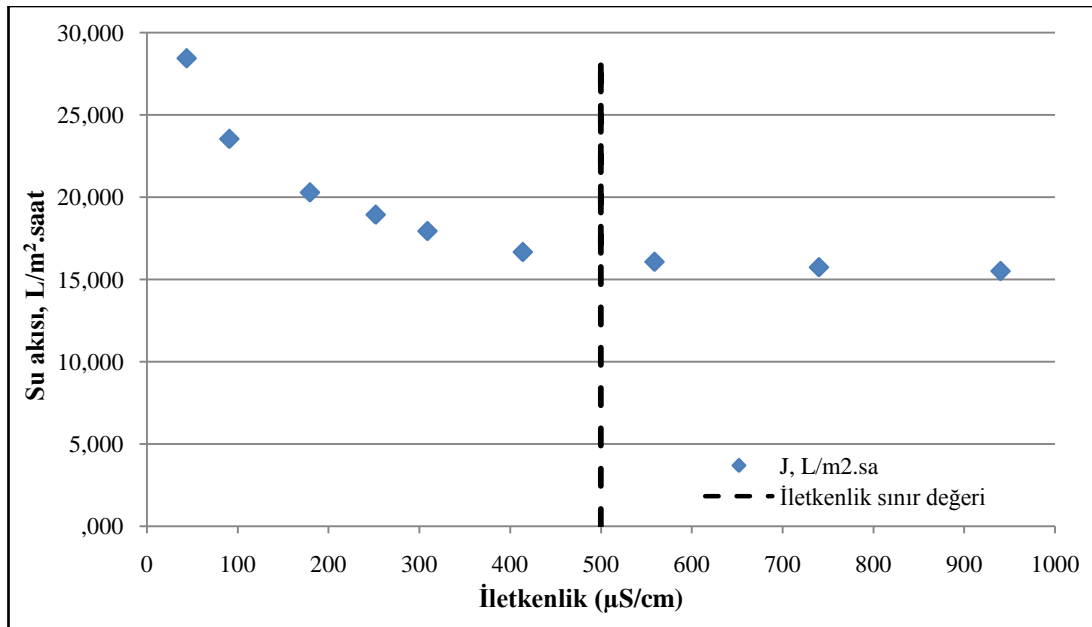
Şekil 3.5. Sürekli işletimli MD prosesinde deniz suyundan temiz su üretimi: a-geçen su hacmi, b-su akışı, c-hacimsel konsantre olma oranı, d- toplamda konsantre olma oranı (membran:PTFE-0,45 µm, akış hızı: 270 L/sa (deniz suyu)-360 L/sa (distile su), ΔT: 30°C, deney süresi: 5 ardışık gün (6 saatlik periyotlarda))

MD prosesi ilk dört günlük süreçte azalan akı değerlerinde % 63-66 seviyelerine konsantre edilmiş, beş günlük işletimle % 60'lık konsantre performansı elde edilmiştir. Her ne kadar proseste, daha yüksek deniz suyu konsantre etme oranına kolaylıkla ulaşılabilir ise de, günlük periyotlarda sürekli işletim performansının istikrarlı bir şekilde olup olmadığının gözlemlenebilmesi amacıyla her gün besleme akımının başlangıç hacmine tamamlandığı haliyle ham deniz suyu ilave edilmesi uygulaması, % 60 düzeyinde konsantre olma etkinliğinin asıl nedenidir.

Beşinci gün süzüntü akımında distile su değişimi yapılması durumunda, dördüncü ve beşinci gün su akılarının birbirlerine çok yakın seyrettiği görülmüştür. Birinci, ikinci, üçüncü, dördüncü ve beşinci gün sonunda su akılarının sırasıyla 38,9, 31,1, 22,6, 16,7 ve 15,5 L/m².saat olarak tespit edilmiştir. İlk dört günlük artan gün periyodu boyunca akı değişimlerinin, istikrarlı bir düzende azalma yönünde olduğu, beşinci gün süzüntüdeki distile suyun değiştirilmiş olmasına rağmen, dördüncü gün akı değerleriyle çok benzer değişimlerde su akısı performansından dolayı sistem su akı performansının kararlı duruma geldiği belirlenmiştir.

MD sisteminin saha uygulanabilirliğinde dikkate alınacak tasarım su akısı değeri, beşinci güne ait akı ve iletkenlik değerleri arasındaki ilişki grafiğinde, dördüncü gün sonuna ait 375 µS/cm iletkenlik değerine karşılık gelen beşinci gün su akısı değeri (17.75 L/m².saat) ile 4. Gün sonu su akısı değerinin (16.67 L/m².saat) aritmetik ortalaması olarak 17.21 L/m².saat değeri belirlenmiştir.

Literatürde DTMD prosesinin 30 günlük sürekli işletimi sonucunda süzüntü akısının 23.8 L/m².saat değerinden 14.4 L/m².saat değerine düştüğü belirtilmiştir (Naidu ve diğ., 2014).



Şekil 3.6. Sürekli işletimli MD prosesinde beşinci güne ait akı ve iletkenlik değerleri arasındaki ilişki

Geri yıkama işlemleri neticesinde, asit ve baz yıkama çözeltilerinde pH-iletkenlik başlangıç değerleri sırasıyla 2,05-51,1 ve 12,7-52,9 mS/cm değerlerinden, 2,04-44,9

ve 12,71-46,6 değerlerine değişmiştir. İletkenlik değişimleri üzerinden asgari seviyedeki yıkama çözeltilerindeki asit ve baz kayıplarının sırasıyla % 11,9 ve 12,1 seviyelerinde olduğu; buna bağlı olarak da bir aylık sürekli işletimdeki kayıp miktarlarının % 89,3 ve 91,0 değerlerine ulaşacağı hesaplanmıştır. Buna göre asgari miktar unsuru da dikkate alınarak, gerçek ölçekli bir tesis işletiminde uygulanacak membran temizleme sürecinde, en azından ayda bir % 1'lik asit ve baz çözeltisinin kullanılması gerekmektedir. Sonuç olarak saha işletiminde, modül başına aylık 1'er m³ asit ve baz çözeltisinin kullanılacağı ve ayrıca ara yıkamalar için de 2 m³ distile su kullanılacağı kabul edilmiştir.

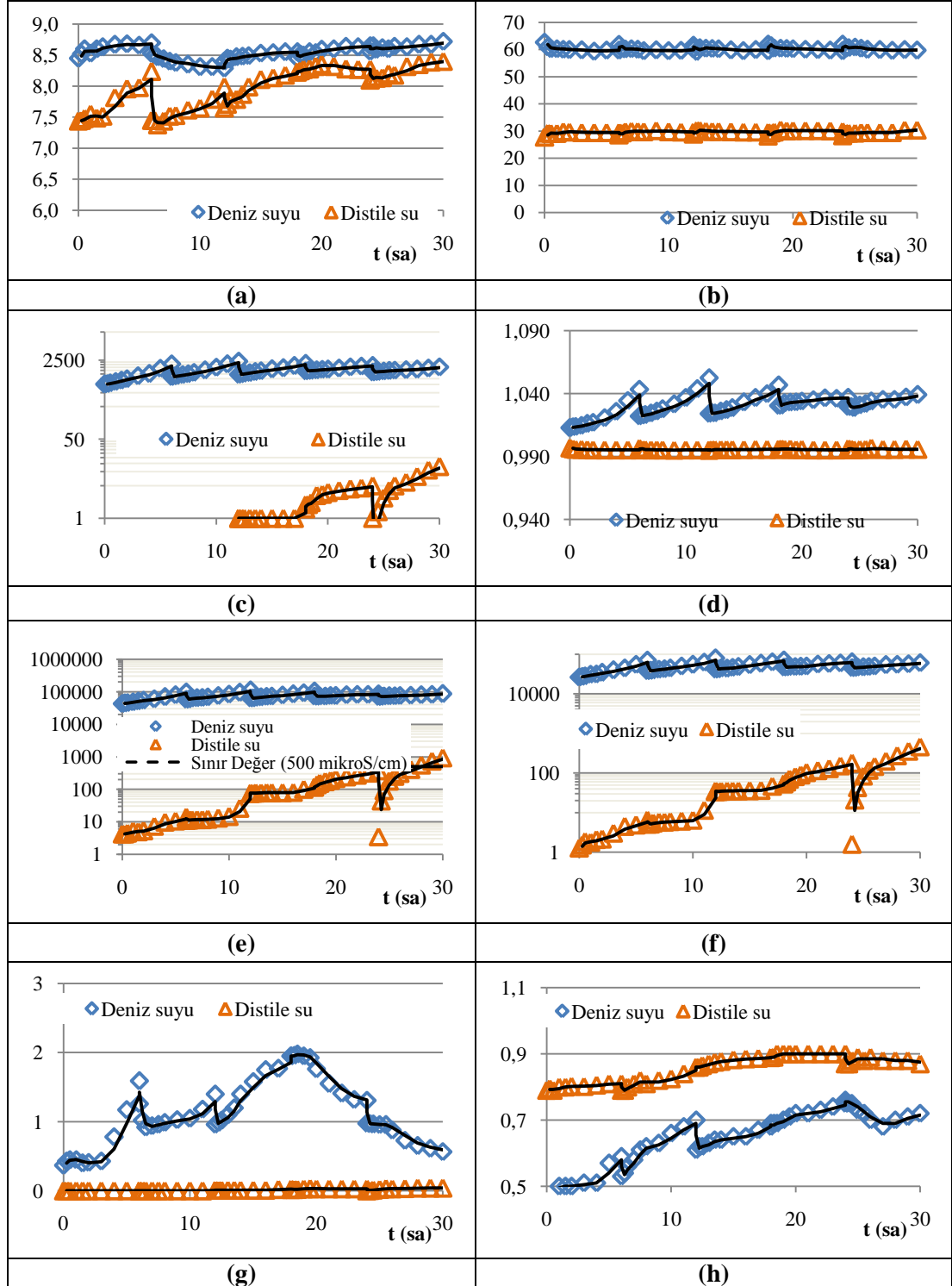
Deney süresince izlenen deniz suyu (besleme) ve süzöntü (distile su) akımları su kalite parametrelerinin (pH, sıcaklık, osmolalite, yoğunluk, iletkenlik, TÇK (toplam çözünmüş katılar), bulanıklık ve viskozite) zamanla değişimleri, sırasıyla Şekil 3.7'de gösterilmiştir.

Sistem beş gün boyunca kararlı bir sıcaklık farkı ile işletilmiştir. 8,4-8,6 civarında seyreden bir deniz suyu pH değişimine karşılık 7,5 başlangıç değerinden kademe kademe 8,4 civarına artan bir süzöntü akımı çıkış pH'ı söz konusu olmuştur.

MD prosesinin sürekli işletimi, deniz suyunun osmolalitesi 1750-2360 mosm/kg, iletkenliği 42900-111000 µS/cm, TÇK'ı 26400-78900 mg/L ve viskozitesi 0,79-0,90 mPa.s aralığında tutularak, sürekli işletimli konsantre etme şartları altında etkin bir şekilde sürdürülmüştür. Deniz suyu bulanıklık değerlerinin ise, kesikli sistem işletimlerinde de gözlemlendiği şekilde, yaklaşık 0,4-2,0 NTU aralığında değişen değerler gösterdiği belirlenmiştir. Bu değişimlere karşılık distile suyun ilk dört gün sistemde tutulduğu işletimlerde, birinci, ikinci, üçüncü, dördüncü ve beşinci gün sonu süzöntü akımı iletkenlik-TÇK değerlerinin, 500 µS/cm'lik sınır işletim değerinin altında olmak üzere, sırasıyla 14-7, 76-35, 117-54 ve 375-179 olduğu belirlenmiştir. Beşinci gün distile su değişimine karşın, bu değerlerin 940 µS/cm ve 462 mg/L değerlerine arttığı tespit edilmiştir.

MD prosesinin sürekli işletimli çalıştırılması neticesinde deniz suyu ve arıtılmış çıkış suyu kalite analiz sonuçları; çalışmanın aynı distile su kullanılan ilk 4 günlük periyodunun ikinci ve dördüncü gün sonu deney numuneleri ile distile suyun

yenisiyle değiştirildiği beşinci gün sonuna ait deney numuneleri için, Tablo 3.7’de beraberce gösterilmiştir.



Şekil 3.7. Sürekli işletimli deniz suyundan temiz su üretiminde MD prosesinin performansı (a- pH, b- sıcaklık (°C), c- Osmolalite (mosm/kg), d- yoğunluk (g/cm³), e- iletkenlik (µS/cm), f- TÇK (mg/L), g- bulanıklık (NTU), h- viskozite (mPa.s))

Tablo 3.7. Sürekli işletimli MD prosesinde farklı günlerdeki su kalite analiz sonuçları ve MD prosesi süzme oranı değerleri

Parametre	İkinci gün sonu (distile su değiştirilmemiş)			Dördüncü gün sonu (distile su değiştirilmemiş)			Beşinci gün sonu (distile su değiştirilmemiş)		
	Konsantre deniz suyu	Çıkış suyu (Temiz su)	Süzme oranı (%)	Konsantre deniz suyu	Çıkış suyu (Temiz su)	Süzme oranı (%)	Konsantre deniz suyu	Çıkış suyu (Temiz su)	Süzme oranı (%)
Sıcaklık (°C)	24,2	24,3	-	24,3	24,4	-	24,2	24,3	-
pH	8,54	7,30	-	8,78	7,88	-	8,91	7,56	-
İletkenlik (µS/cm)	108200	76,0	99,93	88600	375,0	99,58	86200	940,0	98,91
TOK (mg/L)	20,5	0,00	100,00	15,2	3,7	75,66	16,6	0,8	95,18
ÇOK (mg/L)	18,4	0,00	100,00	13,4	3,6	73,13	14,9	0,8	94,63
UVA254 (cm-1)	0,160	0,004	97,50	0,123	0,005	95,93	0,167	0,002	98,80
SUVA (L/mg.m)	0,870	-	-	0,918	0,139	84,86	1,121	0,250	77,70
Baryum (mg/L)	0,058	<0,01	-	0,053	<0,01	-	0,052	<0,01	-
Kalsiyum (mg/L)	1097	3,5	99,68	936	6,2	99,34	859	9,4	98,91
Magnezyum (mg/L)	1770	1,4	99,92	1436	7,9	99,45	1312	18,7	98,57
Demir (mg/L)	0,017	0,000	100,00	0,013	0,000	100,00	0,012	0,000	100,00
Mangan (mg/L)	0,044	0,001	97,73	0,039	0,001	97,44	0,036	0,001	97,22
Potasyum (mg/L)	1143	0,005	100,00	1339	3,9	99,71	1246	9,1	99,27
Sodyum (mg/L)	20445	0,114	100,00	19,130	0,6	100,00	17960	1,4	99,99
Stronsiyum (mg/L)	15,20	0,02	99,87	12,50	0,05	99,60	11,90	0,10	99,16
Bor (mg/L)	4,89	0,037	92,43	4,55	0,42	90,77	4,29	0,045	89,51
Silisyum (mg/L)	1,22	0,02	98,36	1,17	0,02	98,29	1,12	0,05	95,54
Bikarbonat (mg/L)	244	0,58	99,76	230	1,73	99,25	141,1	1,23	91,28
Karbonat (mg/L)	112	0,0	100,00	128	0,0	100,00	136,2	0,0	100,00

Tablo 3.7. (Devam) Sürekli işletimli MD prosesinde farklı günlerdeki su kalite analiz sonuçları ve MD prosesi süzme oranı değerleri

Alkalinite (mg/L)	356	0,58	99,84	358	1,73	99,52	277,3	12,3	95,56
Toplam Sertlik (mg/L)	16035	27,1	99,83	11439	82,0	99,28	12854	92,7	99,28
Renk									
436 nm 'de	0,003	0,000	100,00	0,005	0,001	80,00	0,011	0,001	90,91
525 nm 'de	0,004	0,001	75,00	0,004	0,001	75,00	0,006	0,003	50,00
620 nm 'de	0,001	0,000	100,00	0,002	0,000	100,00	0,004	0,000	100,00
Sülfat (mg/L)	7050	7,2	99,90	5925	6,9	99,88	5650	39,7	99,30
Fosfat (mg/L)	0,0	0,0	-	0,0	0,0	-	0,0	0,0	-
Toplam Fosfor (mg/L)	0,0	0,0	-	0,0	0,0	-	0,0	0,0	-
Klorür (mg/L)	46236	12,6	99,97	31390	98,0	99,69	27292	258,0	99,05
Amonyak (mg/L)	<0,1	0,0	-	<0,1	0,0	-	<0,1	0,0	-
Nitrat (mg/L)	1,3	0,00	100,00	1,1	0,00	100,00	1,1	0,00	100,00
Nitrit (mg/L)	0,00	0,00	-	0,00	0,00	-	0,00	0,00	-
TKN (mg/L)	1,8	0,00	100,00	1,5	0,18	88,00	1,4	0,42	70,00
TN (mg/L)	3,1	0,00	100,00	2,6	0,18	93,08	2,5	0,42	83,20

Tablo 3.7’de verilen sonuçlar doğrultusunda; Zamanla çok az da olsa süzme performansında düşüşler olduğu, özellikle ikinci günün sonunda çok iyi kalitede çıkış suyu (temiz su) eldesinin sağlandığı görülmüştür. Dördüncü günde ve distile suyun değiştirildiği beşinci günde membran temizleme sonucu büyük olasılıkla değişen membran gözenek yapısı sebebiyle çözünmüş organik gideriminin azaldığı ve çıkış suyuna taşınım olduğu tespit edilmiştir.

Üretilen suyun kalitesi açısından incelemek gerekirse sonuçlar literatürde yer alan MD prosesi rejeksiyon bilgilerini doğrular niteliktedir. MD prosesinde iyonlar, makro moleküller, kolloid ve diğer uçucu olmayan bileşenler teoride % 100 süzme oranı elde edilebilmektedir (Macedonio ve Drioli, 2008). Membran distilasyonu kalıcı organiklerin hepsini gidererek içme suyu eldesinde etkili saflaştırma işlemlerinde kullanılabilir (Pangarkar ve diğ., 2011).

Bu sonuçlar, saha ölçeğinde sürekli işletimde süzüntü akımının yenilenerek sisteme beslenmesi önemli bir nokta olduğunu, temiz su içerecek süzüntü akımının azami iki gün sistemde tutulacağı şekliyle MD prosesinde kullanılmasının uygun saha uygulaması ölçütü olacağını göstermiştir. Uygulamada ihtiyaç görülmesi halinde bu sınırın daha da altına inilebilir olmakla birlikte, bu sınırın üzerinde değişim süreleri uygulanacak olursa, saha ölçeğinde işletimlerde istenen çıkış suyu kalitesinin sağlanamaması sorunlarıyla sık karşılaşılması olası görülmektedir. En kesin sonuçların, saha ölçek uygulama öncesinde gerçekleştirilecek pilot tesis uygulamalarıyla ulaşılabilecek performanslar ve elde edilecek tecrübelerden sağlanacağı noktasının da ayrıca dikkate alınması gerekmektedir.

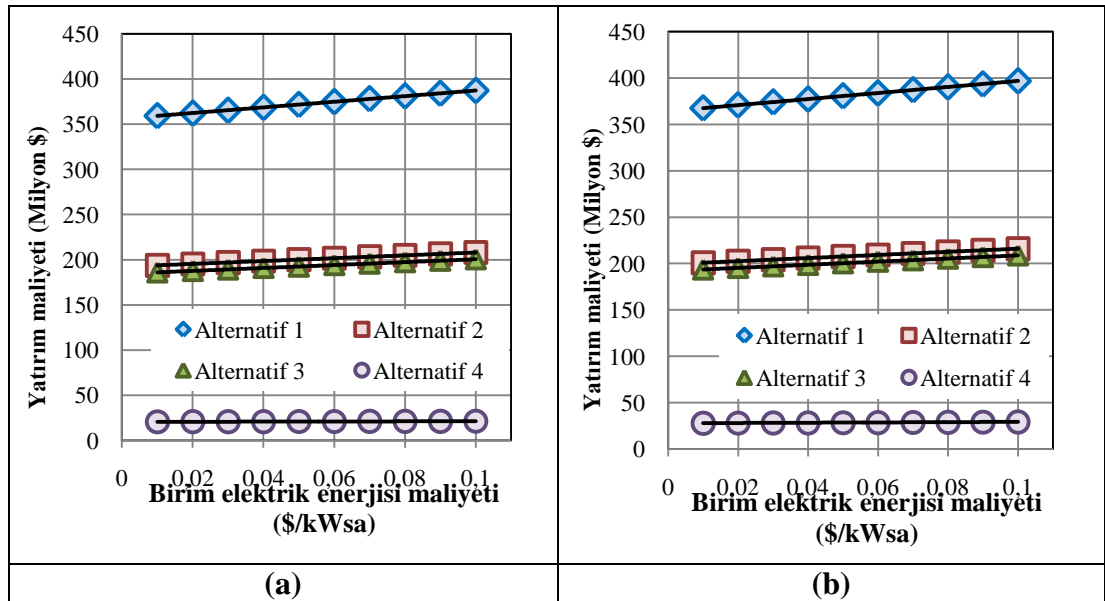
3.3. Saha Uygulanabilirlik Maliyet Analiz Sonuçları

Tek adımda ve iki adımda MD prosesi uygulaması içeren ve de 4 farklı enerji kullanım seçeneğini barındıran (toplam 8 farklı uygulama) MD sistemi kullanılarak, deniz suyundan içme suyu üretiminin maliyet analizlerine ilişkin çalışmalar; uzun süreli deneysel çalışmaların teknik sonuçlarına dayalı su akışı, toplam çözünmüş madde süzme oranı, su geri kazanım oranı ve membran temizleme-geri yıkama performanslarının Superpro Designer 7,5v proses modelleme ve maliyet analiz yazılımında benzeştirilmesi ve sonrasında gerçek ölçek uygulama maliyetlerinin yazılım maliyet analiz modülünde üretilmesi suretiyle yerine getirilmiştir.

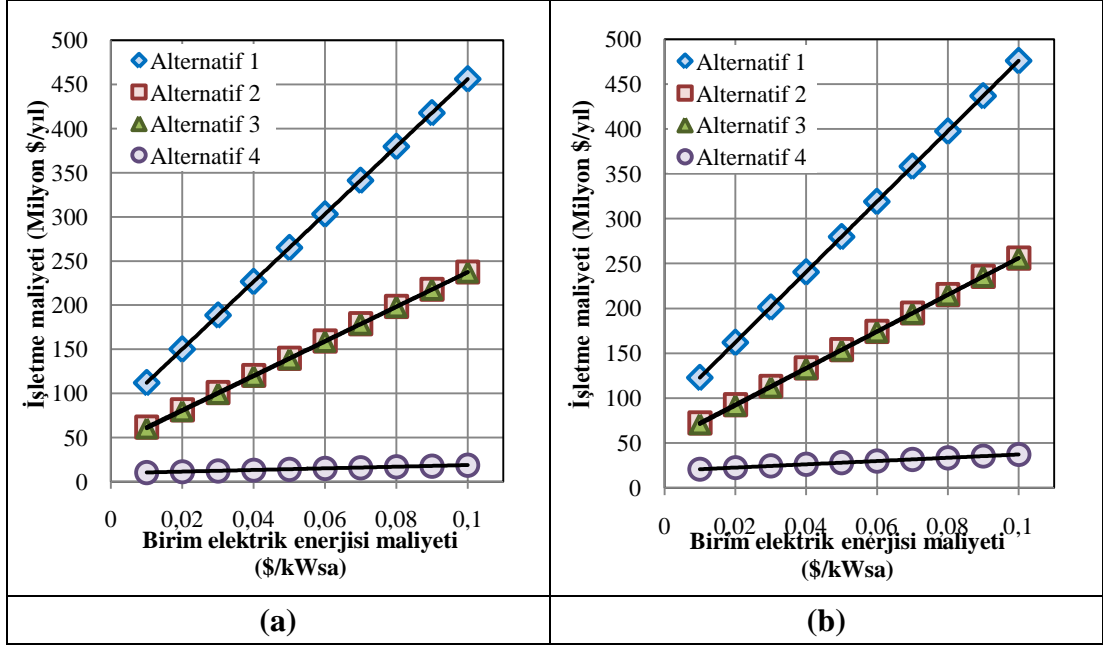
Maliyet analizlerinde dikkate alınan parametreler yatırım maliyeti, işletme maliyeti, toplam maliyet (yıllık % 7 enflasyonda), yatırımın geri dönüşü, yatırımın geri dönüş süresi, birim su arıtma maliyeti, su satışından elde edilecek kazanımlar, elde edilecek faydanın net bugün ki değeri (NBD) ve fayda/maliyet (F/M) oranıdır.

Maliyet parametreleri sonuçları, senaryolar için iki farklı uygulama (tek ve iki kademe) kapsamında kıyaslanabilir olarak elde edilmiştir. Sonuçlar, literatürde çok farklı MD ile deniz suyundan içme suyu eldesi maliyetlerinin varlığı ve konunun halen üzerinde çalışılan bir araştırma konusu olması sebebiyle ve de ülkelere ve şartlara göre değişebilecek sistemler arası kıyaslama olumsuzluklarını elimine edebilmek amacıyla, 0,01 ve 0,10 \$/kWs aralığında değişen elektrik enerjisi tüketim maliyetlerine karşı elde edilmiştir.

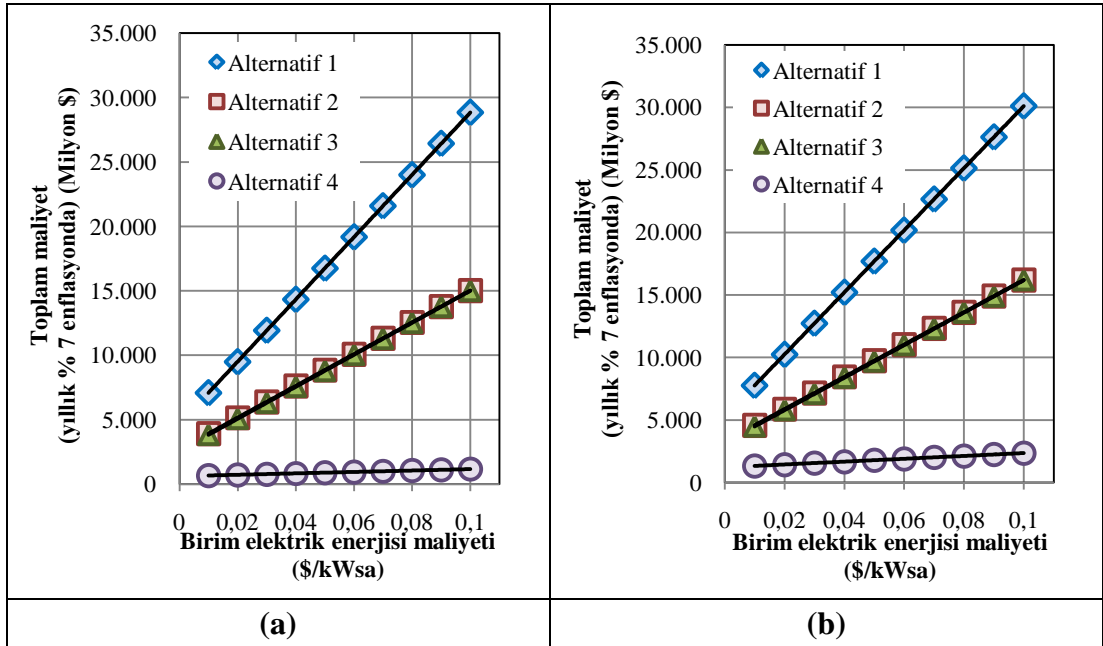
Tek kademede ve iki kademede MD uygulaması içeren MD sistemine ilişkin yatırım, işletme ve toplam maliyet sonuçları, sırasıyla, Şekil 3.8, 3.9 ve 3.10’da gösterilmiştir.



Şekil 3.8. Deniz suyundan temiz su üretiminde MD senaryolarının yatırım maliyetleri (a-Tek kademede MD prosesi, b- İki kademede MD prosesi)



Şekil 3.9. Deniz suyundan temiz su üretiminde MD senaryolarının işletme maliyetleri (a-Tek kademede MD prosesi, b- İki kademede MD prosesi)

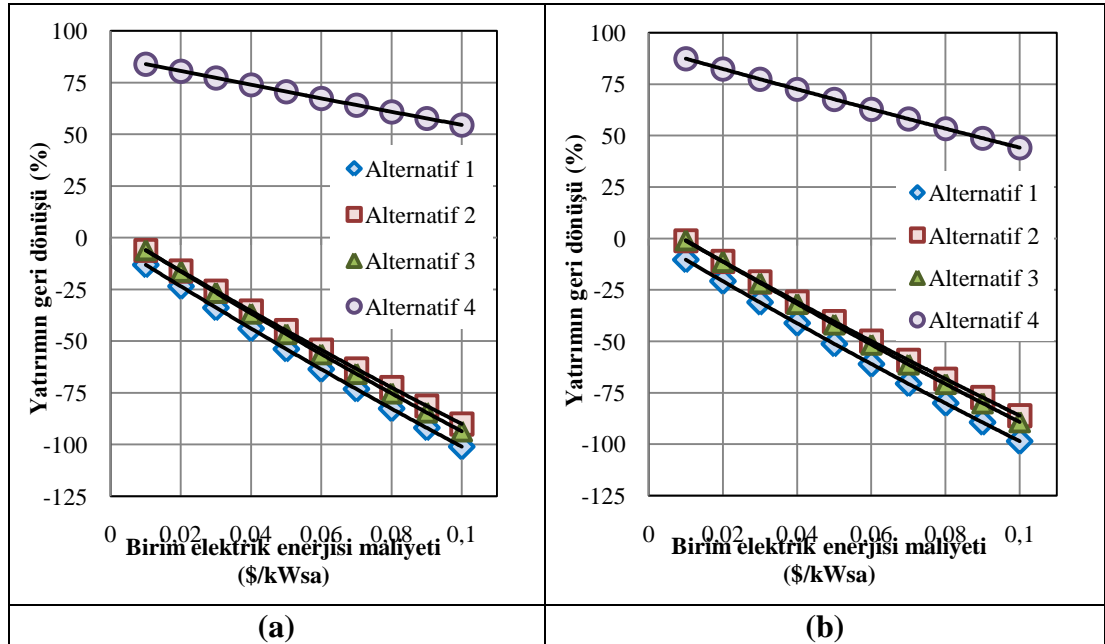


Şekil 3.10. Deniz suyundan temiz su üretiminde MD senaryolarının toplam maliyetleri (a-Tek kademede MD prosesi, b- İki kademede MD prosesi)

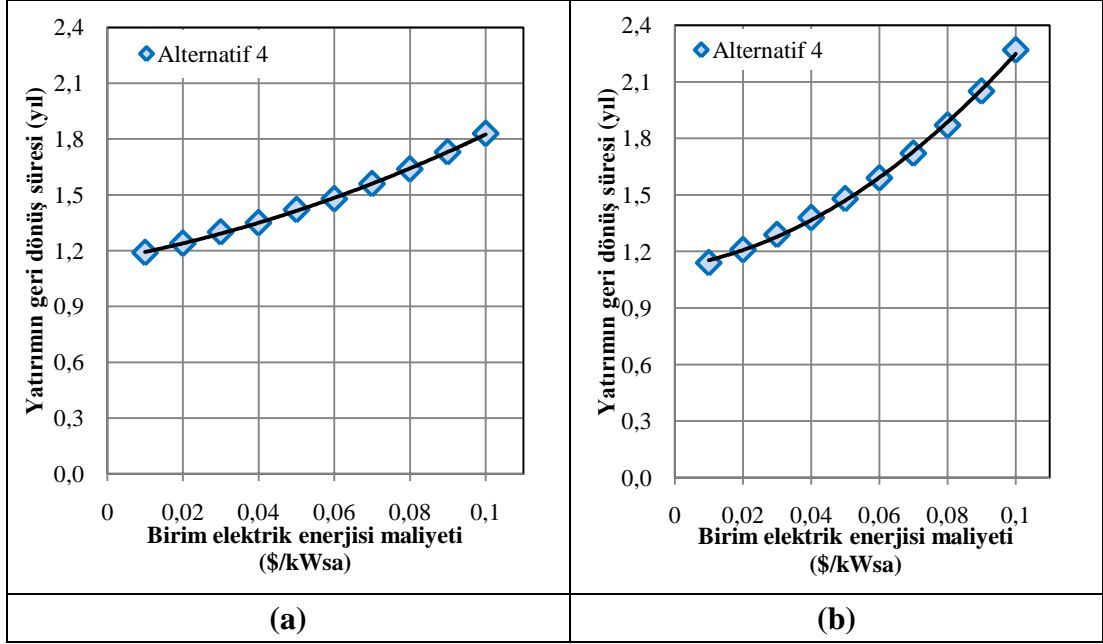
Sadece elektrik enerjisi kullanılan (alternatif 1) tek ve iki kademedeki işletimlerde 0,01-0,10 \$/kWsa birim elektrik enerjisi maliyetleri için sırasıyla, 359-387 ve 368-397 milyon \$ yatırım, 112-456 ve 123-476 milyon \$/yıl işletme maliyetleri ile 7,079-28,840 ve 7,769-30,111 milyon \$ toplam 25 yıllık maliyetler tahmin edilmiştir.

Soğutmanın elektrik yerine deniz suyu kullanılarak gerçekleştirilmesi (A2) ve atıl ısıyla ısıtma/elektrikle soğutma (A3) durumlarındaki işletimlerde, maliyetlerin birbirlerine çok yakın değerlerde olmak üzere neredeyse A1 için geçerli değerlerin yarısına düşürülebildiği belirlenmiştir. MD içeren deniz suyundan içme suyu üretim tesisi için en ekonomik toplam maliyet unsurlarının, atıl ısıyla ısıtma/deniz suyuyla soğutmalı (A4) alternatif için sağlanabileceği görülmüştür. Bu durumda yatırım işletme ve toplam maliyetlerin, 0,01-0,10 \$/kWsa birim elektrik enerjisi maliyetlerinde sırasıyla, 20,8-21,5 ve 28,0-29,3 milyon \$ yatırım, 10,3-18,6 ve 20,9-37,3 milyon \$/yıl işletme maliyetleri ile 655-1174 ve 1322-2360 milyon \$ toplam maliyetlerde olduğu saptanmıştır. Atıl ısıyla ısıtma ve deniz suyu kullanılarak soğutma yapılması uygulamasının, diğer 3 uygulama seçeneğine kıyasla pratiğe dönük ve rölatif olarak çok düşük maliyetler sağladığı görülmektedir.

Senaryolar için yatırımın geri dönüşü, yatırımın geri dönüş süresi ve birim su arıtma maliyeti sonuçları, sırasıyla, Şekil 3.11, 3.12 ve 3.13’de gösterilmiştir. Yatırımın geri dönüş süresi, diğer alternatifler için 1 yıl negatiften daha düşük olduğu için program tarafından hesap edilememekte olup, bu parametre için sonuçlar, bu değerden daha büyük sonuçlar veren tek uygulama durumu alternatif 4 için gösterilebilmiştir.



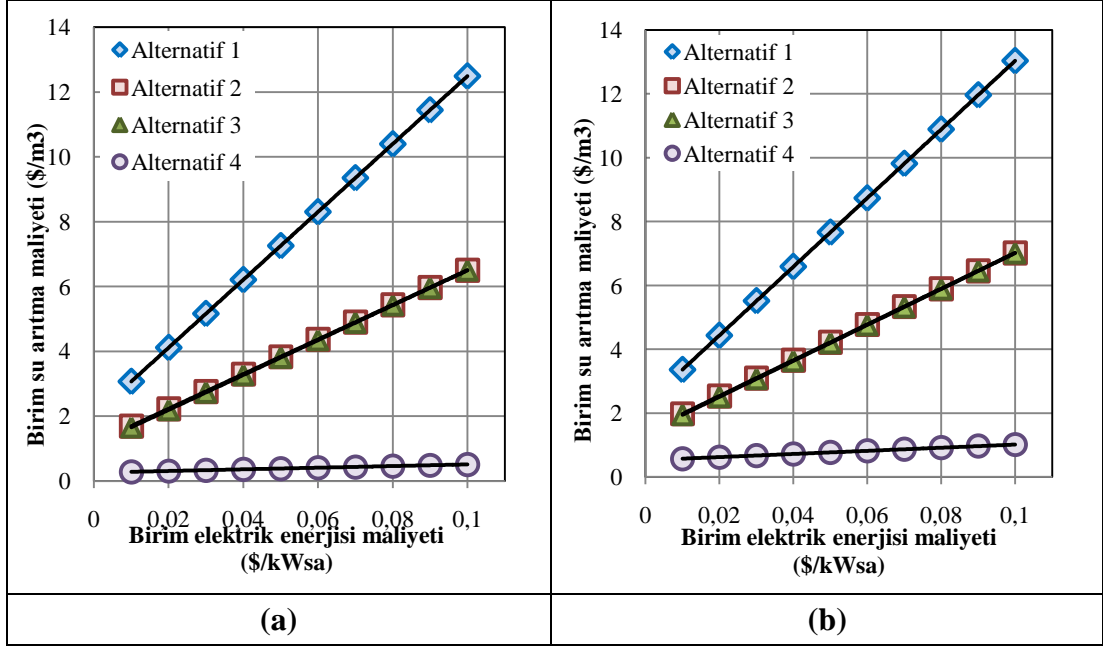
Şekil 3.11. Deniz suyundan temiz su üretiminde MD senaryolarında yatırımın geri dönüşü (a-Tek kademede MD prosesi, b- İki kademede MD prosesi)



Şekil 3.12. Deniz suyundan temiz su üretiminde MD senaryolarında yatırımın geri dönüş süresi (a-Tek kademede MD prosesi, b- İki kademede MD prosesi)

Üretilen temiz suyun satılması bedeline dayalı kazanımlar, tek ve iki kademe için sırasıyla 32,62-52,19 milyon \$/yıl'dır. Tek ve iki kademe uygulamaların her ikisinde de, farklı kazanımlara rağmen ilk 3 alternatif için yatırımların kendisini ödemediği, tüm yatırım işletme süresince yatırımın bedeline varan seviyede (% 100) negatif bir geri dönüşün söz konusu olduğu görülmüştür. Hem tek hem de iki kademede MD prosesi içeren sistem uygulamalarının, sadece alternatif 4 için pozitif (+) yatırım geri dönüşü sağladığı görülmüştür.

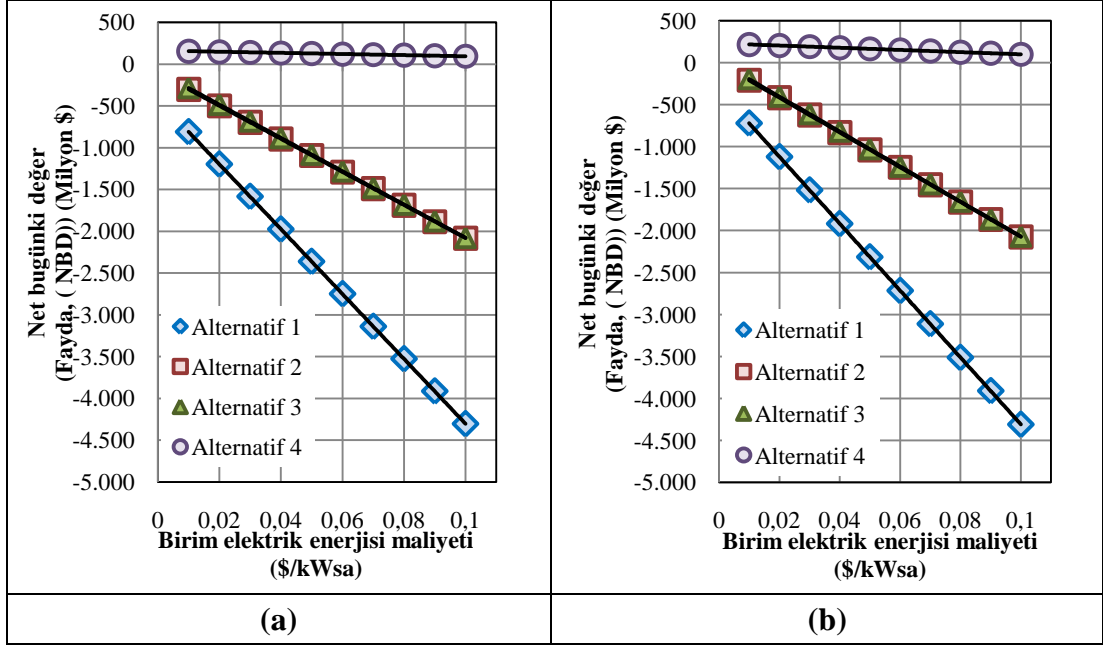
0,01'den 0,10 \$/kWsa'e artan elektrik tüketim maliyeti, tek ve çift kademe uygulamalar için yatırımın geri dönüş yüzdesini, sırasıyla, % 83,9 ve 87,4 değerlerinden, % 54,5 ve 44,1 seviyelerine indirmiştir. Yüksek elektrik tüketim maliyetinde bile atıl ısıyla ısıtma ve deniz suyuyla soğutma seçeneğinin çok daha düşük yatırım, işletme ve toplam maliyet sağlamasının yanısıra iyi derecede bir geri dönüşü beraberinde getireceği anlaşılmıştır.



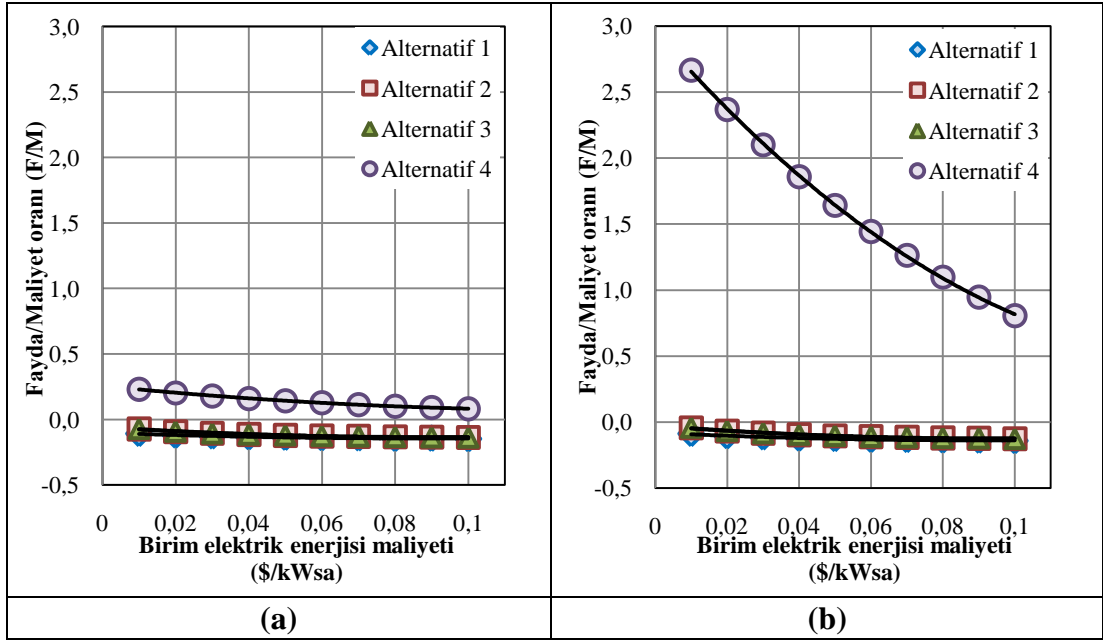
Şekil 3.13. Deniz suyundan temiz su üretiminde MD senaryoları birim su arıtma maliyetleri (a-Tek kademede MD prosesi, b- İki kademede MD prosesi)

Birim su arıtma maliyeti değerlerinin, alternatiflere göre değişken ve ilk 3 alternatif için de, TO prosesi kullanılarak deniz suyundan içme suyu eldesi maliyetlerine kıyasla yüksek olduğu görülmüştür. A1 için artan elektrik maliyetinde birim su arıtma maliyeti, tek kademe uygulanan MD'de 3,1'den 12,5 \$/m³'e, çift kademe uygulanan MD'de ise 3,4'ten 13,0 \$/m³'e artmıştır. A2 ve A3 için birim maliyetlerin A1 değerlerinin yaklaşık yarısı değerlerinde birbirlerine yakın olduğu hesaplanmıştır. Bununla beraber en ekonomik arıtma seçeneğinde (A4), tek kademede 0,28-0,51 \$/m³, çift kademede ise 0,57-1,02 \$/m³ birim temiz su üretim maliyeti değerleri tespit edilmiştir.

Su satışından elde edilecek kazanımlar, alternatif senaryolara göre değişmemekte, tek ya da iki adımda MD proses uygulaması durumunda sırasıyla % 50 ve 80'lik tasarım/geri kazanım oranları belirleyici faktör olmaktadır. Bu sebeple birim elektrik tüketim bedelinden etkilenmeyen yatırımın kazanç getirisinin değeri, tek ve iki kademede uygulamalar için sırasıyla 32618000 ve 52189000 \$/yıl olarak belirlenmiştir. Senaryolara ilişkin gerçekleştirilecek yatırım neticesinde elde edilecek faydanın net bugün ki değeri (NBD) ve fayda/maliyet (F/M) oranı sonuçları sırasıyla, Şekil 3.14 ve 3.15'de gösterilmiştir.



Şekil 3.14. Deniz suyundan temiz su üretiminde MD senaryolarından elde edilecek faydanın net bugün ki değeri (a-Tek kademede MD prosesi, b- İki kademede MD prosesi)



Şekil 3.15. Deniz suyundan temiz su üretiminde MD senaryolarının fayda/maliyet (F/M) oranları (a-Tek kademede MD prosesi, b- İki kademede MD prosesi)

İlk üç alternatifte elektrik enerjisi ihtiyacı ve maliyeti ile enerji için gerekli yatırım kalemleri maliyetlerinin baskınlığı, her iki uygulama biçiminde herhangi bir fayda elde edilememesine neden olmaktadır. Enerji kullanımının getireceği ilave çevresel yükler ve dolaylı olumsuz çevresel etkiler de dikkate alınmaksızın, 0,1 \$/kWh

değerinde, temiz su satışından elde edilecek kazanımlara karşılık yaklaşık 2,0 (A2 ve A3 için) ve 4,5 (A1 için) milyar \$'lık ilave bir ekonomik harcamanın varlığı açıkça görülmektedir. Alternatif 4'te ise, pompaj için sarfiyat haricinde deniz suyu ısıtma ve soğutma işlemlerinde herhangi bir enerji sarf bedeli ödenmemesi suretiyle yatırımlardan fayda sağlanabileceği; bu şartta elde edilecek faydanın, tek ve iki kademedede 0,01-0,10 \$/kWsa enerji maliyetleri için sırasıyla, 155-97 ve 218-101 milyon \$ olacağı belirlenmiştir.

F/M oranlarının, ilk üç alternatifte negatif olduğu ve A1'den A3'e arttığı görülmüştür. Tek kademe uygulamada, 0,01/0,10 \$/kWsa için, A1, A2 ve A3'e ait sonuçlar sırasıyla, -0,109/-0,147, -0,073/-0,137 ve -0,071/-0,137'dir. İki kademedede bu değerler, sırasıyla -0,089/-0,141, -0,043/-0,126 ve -0,041/-0,126'dır.

İlk 3 alternatif için zarar değerleri, iki kademedede MD içeren sistem uygulamasıyla, tek kademedede uygulamaya kıyasla biraz daha azaltılabilmektedir. Buna karşın, A4 seçeneğine, iki kademe uygulamanın tek kademeye olan ekonomik getiri üstünlüğü daha açık ve net olarak görülmektedir. 0,01-0,10 \$/kWsa enerji tüketim bedelleri için tek kademedede 0,23'ten 0,081 değerine azalan düşük F/M oranı değerleri; iki kademe MD uygulaması yapılması durumunda 2,67'den 0,81'e azalan, ancak rölatif olarak çok daha yüksek F/M oranı değerlerine ulaştırılabilmektedir.

Sonuç olarak belirlenmiştir ki, deniz suyundan içme suyu üretiminde tek veya iki adımda uygulanan MD prosesi; sadece pompaj için elektrik tüketiminin söz konusu olduğu atıl ısıyla ısıtma yapılan ve deniz suyuyla soğutma yapılan alternatif dâhilinde (Alternatif 4); TO prosesiyle ekonomik olarak yarışabilen birim su arıtma maliyetlerinde ve pozitif F/M değerlerinde işletim imkânı sunmaktadır. Bu durumda iki kademe uygulama tek kademeye kıyasla çok daha iyi F/M oranı değeriyle daha ekonomik olarak deniz suyu arıtma tesisinin işletilmesine olanak sağlamaktadır.

4. SONUÇLAR ve ÖNERİLER

MD prosesi ile deniz suyundan içme suyu elde edilmesi çalışmaları laboratuvar deneyleri neticesinde, prosesin sürekli işletimleri için en uygun işletim şartları; membran türü ve gözenek boyutu olarak PTFE 0,45 µm hidrofobik mikrofiltrasyon membranı, deniz suyunda ve süzüntü (distile su) akımında akış hızları olarak sırasıyla 270 ve 360 L/sa (ortalama 4320 ve 4222 Re sayısında), deniz suyu ve süzüntü akım sıcaklıkları olarak sırasıyla 60 ve 30°C ve membran geçiş sıcaklık farkı (ΔT) olarak da 30°C olarak tespit edilmiştir.

Beş günlük ardışık periyotta yürütülen sürekli MD sistemi ile deniz suyundan temiz su eldesi çalışmaları sonucunda, deniz suyu akımı konsantre modda işletilerek deniz suyunun % 70'lere kadar konsantre edilebildiği görülmüştür. Beşinci gün değiştirilen süzüntüdeki distile su akımına karşın dördüncü ve beşinci gün su akılarının birbirlerine yakın değerlerde olduğu, sistem akı performansının kararlı işletim haline ulaştığı görülmüştür. Bu nedenle saha ölçek tasarım su akısı değeri 17,21 L/m².saat olarak tespit edilmiştir.

Ardışık sürekli işletim günlerinin sonunda % 1'lik HCl (30 dk), distile su (20 dk) ve % 1'lik NaOH (30 dk), distile su (20 dk) ile yıkama düzeninde gerçekleştirilen membran temizleme işlemlerine göre MD sisteminin gerçek ölçekli membran temizleme süreci uygulamasında; modül başına aylık 1'er m³ asit ve baz çözeltilisinin kullanılacağı ve ara yıkamalar için 2 m³ distile su gerektiği kabul edilmiştir. Temizleme işleminde kullanılan çözeltilerin (asit, baz ve distile su) asgari ayda bir yenisiyle değiştirilmesi gerektiği hesaplanmıştır. MD prosesiyle deniz suyundan içme suyu elde edilen çıkış suyu kalitesinin, literatürden de bilindiği üzere TO ile elde edilen içme ve kullanma suyu kalitesinden daha iyi seviyede olduğu kanıtlanmıştır. Elde edilen çıkış suyu, distile su değiştirilmeksizin işletiminde ilk iki gün çok iyi kalitede olduğu belirlenmiştir.

Dördüncü ve distile suyun değiştirildiği beşinci günde membran temizlemeye bağlı olarak yüksek olasılıkla değişen membran gözenek yapısı sebebiyle çözünmüş inorganik ve organik gideriminin azalması sonucu çıkış suyu kalitesinin biraz düştüğü görülmüştür. Bu sebeple de temiz su içerecek süzüntü akımının azami iki gün süreyle sistemde tutulacağı şekliyle pratikte uygulamasının uygun olacağı sonucuna ulaşılmıştır. Dayanıklı membranlarla MD prosesinin işletilmesinin ve etkin geri yıkama prosedürü geliştirilmesinin, MD sistemlerinin saha uygulamalarının yaygınlaşmasının önünde, ısıtma-soğutma enerji maliyetleriyle beraber en önemli kısıtlayıcı unsurlar olduğu belirlenmiştir.

MD sistemiyle deniz suyundan içme suyu eldesi üzerine sürekli işletimli performans sonuçları, proses modelleme ve maliyet analiz yazılımında benzeştirilerek maliyet analizleri yapılmıştır. Analizler, MD prosesinin temiz su üretim sisteminde tek başına olmak üzere tek adımda (% 50 su geri kazanım oranı) ve iki adımda (% 80 su geri kazanım oranı) uygulamalarını içeren ve de 4 farklı enerji kullanım seçeneği (A1: elektrikle ısıtma/soğutma, A2: elektrikle ısıtma/deniz suyuyla soğutma, A3: atıl ısıyla ısıtma/elektrikle soğutma ve A4: atıl ısıyla ısıtma/deniz suyuyla soğutma) bulunan toplam 8 farklı uygulama seçeneği için; literatürde çok farklı MD ile deniz suyundan içme suyu eldesi maliyetlerinin varlığı ve konunun halen üzerinde çalışılan bir araştırma konusu olması sebebiyle ve de ülkelere ve şartlara göre değişebilecek sistemler arası kıyaslama olumsuzluklarını en aza indirmek amacıyla, 0,01 ve 0,10 \$/kWsa aralığında değişen elektrik enerjisi tüketim maliyetlerine karşı ayrı ayrı gerçekleştirilmiştir.

Maliyet analizleri neticesinde birim su arıtma maliyeti değerlerinin ilk 3 alternatif için (A1, A2 ve A3), TO prosesi maliyetlerine kıyasla yüksek olduğu görülmüştür. A1 için artan elektrik maliyetinde birim su arıtma maliyeti, tek kademe uygulanan MD'de 3,1'den 12,5 \$/m³'e, çift kademe uygulanan MD'de ise 3,4'ten 13,0 \$/m³'e artmıştır. A2 ve A3 için birim maliyetlerin A1 değerlerinin yaklaşık yarısı değerlerinde birbirlerine yakın olduğu görülmüştür. En ekonomik arıtma seçeneğinde (A4), literatür değerleriyle de birebir uyumlu olmak üzere, tek kademedede 0,28-0,51 \$/m³, çift kademedede ise 0,57-1,02 \$/m³ birim temiz su üretim maliyeti değerleri belirlenmiştir. F/M oranlarının ilk üç alternatifte negatif olduğu ve A1'den A3'e arttığı belirlenmiştir. İlk 3 alternatif için zarar değerlerinin, iki kademedeki proses

uygulamasıyla biraz daha azaltılabileceği görülmüştür. A4 seçeneğine ait F/M oranlarından, iki kademe uygulamanın tek kademeye göre ekonomik getiri üstünlüğünün daha fazla olduğu tespit edilmiştir. 0,01'den 0,10 \$/kWh'a artan enerji tüketim bedelleri için tek kademe MD uygulamasında 0,23'ten 0,081 değerine azalan F/M değerlerinin; iki kademe MD uygulamasında 2,67'den 0,81'e azaldığı, ancak göreceli olarak çok daha yüksek F/M oranı değerlerinde olduğu (yaklaşık 10-11 kat) belirlenmiştir.

Sonuç olarak, deniz suyundan içme suyu üretiminde tek veya iki kademeli MD prosesi sadece pompaj için elektrik tüketiminin söz konusu olduğu atıl ısıyla ısıtma yapılan ve deniz suyuyla soğutma yapılan alternatif tek kademede 0,28-0,51 \$/m³, çift kademede ise 0,57-1,02 \$/m³ birim temiz su üretim maliyeti değerleri tespit edilmiştir. Bu durumda da, iki kademe uygulama tek kademeye kıyasla çok daha iyi F/M oranı değeriyle deniz suyu arıtma tesisinin işletimine olanak sağlamıştır. Ters osmoz prosesiyle ekonomik olarak yarışabilen birim su arıtma maliyetlerinde olmak üzere literatüre yenilik sağlayan pozitif F/M değerlerinde işletim imkânı sağladığı belirlenmiştir.

KAYNAKLAR

Adham S., Hussain A., Matar J. M., Dores R., Janson A., Application of Membrane Distillation for Desalting Brines from Thermal Desalination Plants, *Desalination*, 2013, **314**, 101-108.

Alkudhiri A., Darwish N., Hilal N., Membrane Distillation: A Comprehensive Review, *Desalination*, 2012, **287**, 2-18.

Al-Obaidania S., Curcio E., Macedonio F., Di Profio G., Al-Hinaid H., Drioli E., Potential of Membrane Distillation in Seawater Desalination: Thermal Efficiency, Sensitivity Study and Cost Estimation, *Journal of Membrane Science*, 2008, **323**, 85-98.

Aydiner C., Şen Ü., Topçu S., Ekinci D., Altınay A. D., Derya Y. Koseoglu-İmer, Keskinler B., Techno-Economic Viability of Innovative Membrane Systems in Water and Mass Recovery from Dairy Wastewater, *Journal of Membrane Science*, 2014, **458**, 66-75.

Bui V. A., Vu L. T. T., Nguyen M. H., Simulation and Optimisation of Direct Contact Membrane Distillation for Energy Efficiency, *Desalination*, 2010, **259**, 29-37.

Camacho L. M., Dumée L., Zhang J., De Li J., Duke M., Gomez J., Gray S., Advances in Membrane Distillation for Water Desalination and Purification Applications, *Water*, 2013, **5**, 94-196.

Charcosset C., A Review of Membrane Processes and Renewable Energies for Desalination, *Desalination*, 2009, **245**, 214-231.

Choi Y.H., Kweon J.H., Kim D.I., Lee S., Evaluation of Various Pretreatment for Particle and Inorganic Fouling Control on Performance of SWRO, *Desalination*, 2009, **247**, 137-47.

Criscuoli A., Rossi E., Cofone F., Drioli E., Boron Removal by Membrane Contactors: The Water that Purifies Water, *Clean Technologies and Environmental Policy*, 2010, **12**, 53-61.

Curcio E., Drioli E., Membrane Distillation and Related Operations-A Review, *Separation & Purification Reviews*, 2005, **34**(1), 35-86.

Di Profio G., Ji X., Curcio E., Drioli E., Submerged Hollow Fiber Ultrafiltration as Seawater Pretreatment in the Logic of Integrated Membrane Desalination Systems, *Desalination*, 2011, **269**, 128-135.

El-Bourawi M. S., Ding Z., Ma R., Khayet M., A Framework for Better Understanding Membrane Distillation Separation Process, *Journal of Membrane Science*, 2006, **285**, 4-29.

Francis L., Ghaffour N., Alsaadi A. S., Nunes S. P., Amy G. L., Performance Evaluation of the DCMD Desalination Process Under Bench Scale and Large Scale Module Operating Conditions, *Journal of Membrane Science*, 2014, **455**, 103-112.

Frioui S., Oumeddour R., Investment and Production Costs of Desalination Plants by Semi-Empirical Method, *Desalination*, 2008, **223**, 457-463.

Gilau A. M., Small M. J., Designing Cost-Effective Seawater Reverse Osmosis System Under Optimal Energy Options, *Renewable Energy*, 2008, **33**, 617-630.

Greenlee L. F., Lawler D. F., Freeman B. D., Marrot B., Moulin P., Reverse Osmosis Desalination: Water Sources, Technology, and Today's Challenges, *Water Research*, 2009, **43**, 2317-2348.

He K., Hwang H. J., Woo M. W., Moon I. S., Production of Drinking Water from Saline Water by Direct Contact Membrane Distillation (DCMD), *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 2011, **17**, 41-48.

Hou D., Dai G., Wang J., Fanc H., Luan Z., Fu C., Boron Removal and Desalination from Seawater by PVDF Flat-Sheet Membrane Through Direct Contact Membrane Distillation, *Desalination*, 2013, **326**, 115-124.

Hsu S. T., Cheng K. T., Chiou J. S., Seawater Desalination by Direct Contact Membrane Distillation, *Desalination*, 2002, **143**, 279-287.

Jansen A. E., Assink J. W., Hanemaaijer J. H., Medevoort J. V., Sonsbeek E. V., Development and Pilot Testing of Full-Scale Membrane Distillation Modules for Deployment of Waste Heat, *Desalination*, 2013, **323**, 55-65.

Kesieme U. K., Milne N., Aral H., Cheng C. Y., Duke M., Economic Analysis of Desalination Technologies in the Context of Carbon Pricing, and Opportunities for Membrane Distillation, *Desalination*, 2013, **323**, 66-74.

Khayet M., Membranes and Theoretical Modeling of Membrane Distillation: A Review, *Advances in Colloid and Interface Science*, 2011, **164**, 56-88.

Kullab A., Martin A., Membrane Distillation and Applications for Water Purification in Thermal Cogeneration Plants, *Separation and Purification Technology*, 2011, **76**, 231-237.

Lamei A., Van der Zaag P., Von Münch E., Basic Cost Equations to Estimate Unit Production Costs for RO Desalination and Long-Distance Piping to Supply Water to Tourism-Dominated Arid Coastal Regions of Egypt, *Desalination*, 2008, **225**, 1-12.

Lei Z., Chen B., Ding Z., Special Distillation Processes, 1st ed., Elsevier Science, Amsterdam, 2005.

Leparc J., Rapenne S., Courties C., Lebaron P., Croué J. P., Jacquemet V., Turner G., Water Quality and Performance Evaluation at Seawater Reverse Osmosis Plants Through the Use of Advanced Analytical Tools, *Desalination*, 2007, **203**, 243–255.

Liu H., Wang J., Treatment of Radioactive Wastewater Using Direct Contact Membrane Distillation, *Journal of Hazardous Materials*, 2013, **261**, 307-315.

Lorain O., Hersant B., Persin F., Grasmick A., Brunard N., Espenan J.M., Ultrafiltration Membrane Pre-treatment Benefits for Reverse Osmosis Process in Seawater Desalting, Quantification in Terms of Capital Investment Sost and Operating Cost Reduction, *Desalination*, 2007, **203**, 277–85.

Macedonio F., Drioli E., Pressure-driven Membrane Operations and Membrane Distillation Technology Integration for Water Purification, *Desalination*, 2008, **223**, 396-409.

Macedonio F., Drioli E., Membrane Engineering Progresses in Desalination and Water Reuse, *Membrane Water Treatment*, 2010, **1**(1), 75-81.

Manawi Y.M., Khraisheha M., Fard A. K., Benyahia F., Adhamb S., Effect of Operational Parameters on Distillate Flux in Direct Contact Membrane Distillation (DCMD): Comparison Between Experimental and Model Predicted Performance, *Desalination*, 2014, **336**, 110-120.

McHugh C. M. G., Gurung D., Giosan L., Ryan W. B. F., Mart Y., Sancar Ü., Burckle L., Çagatay M. N., The Last Reconnection of the Marmara Sea (Turkey) to the World Ocean: A Paleoceanographic and Paleoclimatic Perspective, *Marine Geology*, 2008, **255**, 64–82.

Mericq J. P., Laborie S., Cabassud C., Vacuum Membrane Distillation of Seawater Reverse Osmosis Brines, *Water Research*, 2010, **44**, 5260-5273.

Mezher T., Fath H., Abbas Z., Khaled A., Techno-economic Assessment and Environmental Impacts of Desalination Technologies, *Desalination*, 2011, **266**, 263–73.

Naidu G., Jeong S., Choi Y., Jang E., Hwang T. M., Vigneswaran S., Application of Vacuum Membrane Distillation for Small Scale Drinking Water Production, *Desalination*, 2014, **354**, 53-61.

Pangarkar B. L., Sane M., Guddad M., Reverse Osmosis and Membrane Distillation for Desalination of Groundwater: A Review, *ISRN Materials Science*, 2011, DOI: 10.5402/2011/523124.

Qtaishat M. R., Banat F., Desalination by Solar Powered Membrane Distillation Systems, *Desalination*, 2013, **308**, 186-197.

Saffarini R. B., Summers E. K., Arafat H. A., Lienhard J. H., Economic Evaluation of Stand-alone Solar Powered Membrane Distillation Systems, *Desalination*, 2012, **299**, 55-62.

Sharon H., Reddy K. S., A Review of Solar Energy Driven Desalination Technologies, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2015, **41**, 1080-1118.

Susanto H., Towards Practical Implementations of Membrane Distillation, *Chemical Engineering and Processing*, 2011, **50**, 139-150.

Taniguchi M., Fusaoka Y., Nishikawa T., Kurihara M., Boron Removal in RO Seawater Desalination, *Desalination*, 2004, **167**, 419-26.

Tomaszewska M., Membrane Distillation - Examples of Applications in Technology and Environmental Protection, *Polish Journal of Environmental Studies*, **9**(1), 2000, 27-36.

Wang P., Chung T., Recent Advances in Membrane Distillation Processes: Membrane Development, Configuration Design and Application Exploring, *Journal of Membrane Science*, 2015, **474**, 39-56.

Winter D., Koschikowski J., Wieghaus M., Desalination Using Membrane Distillation: Experimental Studies on Full Scale Spiral Wound Modules, *Journal of Membrane Science*, 2011, **375**, 104-112.

Yarlagadda S., Gude V. G., Camacho L. M., Pinappu S., Deng S., Potable Water Recovery from As, U, and F Contaminated Ground Waters by Direct Contact Membrane Distillation Process, *Journal of Hazardous Materials*, 2011, **192**, 1388-1394.

Zuo G., Wang R., Novel Membrane Surface Modification to Enhance Anti-oil Fouling Property for Membrane Distillation Application, *Journal of Membrane Science*, 2013, **447**, 26-35.

KİŞİSEL YAYIN VE ESERLER

Aydiner C., Köseođlu-İmer D. Y., Çakmak Ş., Yılmaz T. N., **Narcı A. O.**, İleri Osmoz Prosesinin Deniz Suyu Seyreltme Performansı Üzerine Ön Arıtmanın Etkisi, *3. Ulusal Membran Teknolojileri Sempozyumu*, Fırat Üniversitesi, Elazığ, 26-27 Eylül 2013.

ÖZGEÇMİŞ

1988 yılında Mersin İli Silifke İlçesi'nde doğdu. İlk, orta ve lise öğrenimini Silifke'de tamamladı. 2008 yılında başladığı Kocaeli Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümü'nden 2012 yılında mezun olarak aynı yıl Kocaeli Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı'nda Yüksek Lisans öğrenimine başladı. 2014 yılı Mart Ayı'ndan bu yana Kocaeli Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümü'nde Araştırma Görevlisi olarak çalışmaktadır.