T.C.
GEBZE TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

MEMBRAN DİSTİLASYONLA DENİZ SUYU ARITIMINDA FARKLI SİSTEM TASARIMLARININ KIYASLAMALI EKONOMİK ANALİZİ

YASEMİN MELEK TİLKİ
YÜKSEK LİSANS TEZİ
ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

GEBZE
2016

T.C.

GEBZE TEKNİK ÜNİVERSİTESİ

FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

MEMBRAN DİSTİLASYONLA DENİZ SUYU ARITIMINDA FARKLI SİSTEM TASARIMLARININ KIYASLAMALI EKONOMİK ANALİZİ

YASEMİN MELEK TİLKİ

YÜKSEK LİSANS TEZİ

ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

DANIŞMANI

DOÇ. DR. COŞKUN AYDINER

GEBZE

2016

T.R.

GEBZE TECHNICAL UNIVERSITY

GRADUATE SCHOOL OF NATURAL AND APPLIED SCIENCES

COMPARATIVE ECONOMIC ANALYSIS OF DIFFERENT SYSTEM DESIGNS IN SEAWATER DESALINATION BY MEMBRANE DISTILLATION

YASEMİN MELEK TİLKİ

A THESIS SUBMITTED FOR THE DEGREE OF MASTER OF SCIENCE

DEPARTMENT OF ENVIRONMENTAL ENGINEERING

THESIS SUPERVISOR

ASSOC. PROF. DR. COŞKUN AYDINER

GEBZE

2016

GEBZE TEKNİK ÜNİVERSİTESİ	**YÜKSEK LİSANS JÜRİ ONAY FORMU**

GTÜ Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu'nun 15/06/2016 tarih ve 2016/37 sayılı kararıyla oluşturulan jüri tarafından 29/06/2016 tarihinde tez savunma sınavı yapılan Yasemin Melek TİLKİ'nin tez çalışması Çevre Mühendisliği Anabilim Dalında YÜKSEK LİSANS tezi olarak kabul edilmiştir.

JÜRİ

ÜYE
(TEZ DANIŞMANI) : Doç. Dr. Coşkun AYDINER

ÜYE : Prof. Dr. Mehmet KOBYA

ÜYE : Prof. Dr. Mehmet ÇAKMAKÇI

ONAY

Gebze Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu'nun

...../...../.....tarih ve ...../..... sayılı kararı.

İMZA/MÜHÜR

ÖZET

Bu çalışmada, saha ölçekli TO ve MD deniz suyu arıtma tesislerinin sahada uygulanabilirliği hakkında net bir fikir vermesi açısından ekonomik analizleri yapılmıştır. Bunun için TO prosesi tek ve çift kademe olmak üzere iki farklı senaryo için simüle edilmiştir. MD prosesi ise üç farklı ısı geri kazanım uygulaması (ısı geri kazanımsız, harici ve dahili ısı geri kazanımlı), dört farklı ısıtma seçeneği (elektrik, doğalgaz, linyit kömürü ve atıl ısı) ve iki farklı MD kademesi (tek ve çift kademe) olmak üzere yirmi dört farklı senaryo için tasarlanmıştır. Farklı MD sistem tasarımlarında tesis kapasitesinin, yaz ve kış şartlarının ve elektrik fiyatının su arıtma maliyetine olan etkileri araştırılmıştır. Isı geri kazanımlı MD senaryoları için işletme maliyet bileşenlerinin su arıtma maliyetine katkıları ortaya çıkarılmıştır. MD ve TO saha ölçek tesislerinin ayrıntılı ekonomik performansları yıllık işletme maliyeti, yatırım maliyeti, toplam yatırım maliyeti, toplam kazanımlar, net bugünki değer, desalinasyon maliyeti, geri ödeme süresi ve F/M oranı üzerinden kıyaslanmıştır. Isı geri kazanımlı MD tesisi için membran fiyatı ve akısının su arıtma maliyetine olan etkisini araştırılmıştır. Eşdeğer CO_2 salınımına dayalı olarak değişen karbon vergisi değerlerinde MD ve TO tesisleri için karbon maliyetleri hesaplanmıştır. Atık ısı ile ısıtmalı dahili ısı geri kazanımlı MD senaryoları hem karbon maliyetsiz hem de karbon maliyetli durumlarda TO prosesinden daha ekonomik çözüm vermiştir. Doğalgaz ve linyit ile ısıtmalı dahili ısı geri kazanımlı çift kademe MD tesisinin sırasıyla karbon vergisinin 20,5 ve 18,2 \$/ton CO_2-e'nin üzerinde olduğu durumda TO tesisine tercih edilebileceği tespit edilmiştir.

Anahtar Kelimeler: Membran Distilasyon (MD), Deniz Suyu Desalinasyonu, İçme Suyu Üretimi, Ekonomik Analiz, Karbon Ayak İzi.

SUMMARY

In this study, economic analysis of field scale RO and MD seawater desalination plants were made in order to get a clear idea of field applicabilities of them. To do this, RO process was simulated for two scenarios as single and dual step. MD process was designed for twenty four different scenarios as three different heat recovery applications (without heat recovery, external and internal heat recovery), four different heat resources (electricity, natural gas, lignite coal and waste heat), single and dual step. Effects of plant capacity, summer and winter conditions and electricity cost on water treatment cost was investigated in different MD system designs. Operating cost breakdowns of water treatment cost was found out for heat recovery MD scenarios. MD and RO field scale plant overall ecnomic performances were compared for annual operating cost, capital investment cost, total capital cost, revenue, net present value, desalination cost and B/C ratio. For heat recovery MD plant effect of membrane cost and flux on water treatment cost was investigated. Under changing carbon tax values based on emissions as CO_2 equivalent, carbon costs for MD nad RO plants were calculated. Heating with waste heat and internal heat recovery dual step MD scenarios were provided more economic solutions than RO process under both with and without carbon cost. Heating with natural gas and lignite coal and internal heat recovery dual step MD plant was found preferable to RO plant in the case of 20,5 ve 18,2 $/ton CO_2-e carbon tax respectively.

Key Words: Membrane Distillation (MD), Seawater Desalination, Drinking Water Production, Economic Analysis, Carbon Footprint.

TEŞEKKÜR

Başta, yüksek lisans eğitimim süresince desteğini esirgemeyip bilgisi ile bu çalışmanın oluşmasının yolunu açan danışmanım Doç. Dr. Coşkun Aydıner'e,

Yine yüksek lisans eğitimim süresince benden desteklerini esirgemeyen hocalarım Doç. Dr. Hüseyin Cengiz Yatmaz, Yrd. Doç. Dr. Esra Can Doğan ve Yrd. Doç. Dr. Berna Kırıl Mert'e,

Gebze Teknik Üniversitesi Çevre Mühendisliği bölüm başkanı hocamız Sayın Prof. Dr. Bülent Keskinler'e,

Bu çalışmanın oluşmasının deneysel temellerini atan laboratuvar arkadaşlarım Araş. Gör. Ali Oğuzhan Narcı, Tuğba Nur Yılmaz ve Şerif Çakmak'a,

Maliyet hesaplamalarıyla ilgili tecrübelerini paylaşan arkadaşlarım Araş. Gör. Ünal Şen'e ve eşi Araş. Gör. Dr. Ülker Diler Keriş Şen'e,

Yüksek lisans boyunca beraber laboratuvar çalışmalarında bulunduğum çalışma arkadaşlarım Şeyda Aksu, Duygu Topaloğlu, Gizem Şahin, Esin Balcı ve desteklerini esirgemeyen arkadaşlarım Araş. Gör. Cevdet Doğan, Anıl Can Özdoğan, ve Serkan Akköse'ye,

Göstermiş olduğu desteklerinden dolayı aileme en içten teşekkürlerimi sunarım.

Bu çalışma "İleri Osmoz/Direkt Temas Membran Distilasyon Bütünleşik Membran Sistemi ile Deniz Suyundan İçme Suyu Eldesinin Tekno-Ekonomik Analizi" başlıklı 111Y279 no'lu TÜBİTAK projesinde edinilen bilgiler ışığında gerçekleştirilmiştir.

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
ÖZET	v
SUMMARY	vi
TEŞEKKÜR	vii
İÇİNDEKİLER	viii
SİMGELER ve KISALTMALAR DİZİNİ	x
ŞEKİLLER DİZİNİ	xii
TABLOLAR DİZİNİ	xiv
1. GİRİŞ	1
2. LİTERATÜR ÖZETİ	2
2.1. Membran Distilasyon Prosesi ve Ekonomisi	2
2.1.1. Membran Distilasyonun Prensibi	2
2.1.2. Membran Distilasyon Konfigürasyonları	3
2.1.3. Membran Distilasyonda Taşınım	5
2.1.4. Membran Distilasyon Ekonomisi	8
2.1.5. Membran Distilasyon Uygulamaları	10
2.2. Deniz Suyu Desalinasyonu	11
2.2.1. Deniz Suyu Desalinasyon Prosesleri	11
2.2.1.1. TO Prosesi	12
2.2.1.2. Termal Prosesler	16
2.2.2. Deniz Suyu Desalinasyon Ekonomisi	17
2.2.2.1. TO Ekonomisi	18
2.2.2.2. Termal Proseslerin Ekonomisi	18
2.3. Membran Sistemlerinin Tasarımı	18
3. MALZEME ve YÖNTEM	20
3.1. Simülasyon Programının Tanıtımı	20
3.1.1. Maliyet Bileşenleri	21
3.2. TO Ekonomisi Hesaplamaları	22
3.2.1. TO Simülasyon Akım Şemaları	22
3.2.2. TO Simülasyon Esasları	23

3.3. MD Ekonomisi Hesaplamaları 27
3.3.1. MD Simülasyon Akım Şemaları 28
3.3.2. MD Simülasyon Esasları 31
3.4. Karbon Ayak İzi Hesaplamaları 34
4. ARAŞTIRMA BULGULARI ve TARTIŞMA 35
4.1. MD Birim Desalinasyon Maliyetleri 35
4.1.1. Deniz Suyu Sıcaklığının Etkisi 35
4.1.2. Tesis Kapasitesinin Etkisi 39
4.1.3. Elektrik Fiyatının Etkisi 42
4.2. MD İşletme Maliyet Bileşenleri 45
4.3. MD ve TO için Ayrıntılı Ekonomik Performanslar 49
4.4. MD Hassasiyet Analizleri 55
4.4.1. Membran Fiyatının Etkisi 55
4.4.2. Akının Etkisi 57
4.5. Karbon Ayak İzi Maliyetleri 60
4.6. Toplam Desalinasyon Maliyetleri 62
5. SONUÇLAR ve ÖNERİLER 65

KAYNAKLAR 66
ÖZGEÇMİŞ 71
EKLER 72

SİMGELER ve KISALTMALAR DİZİNİ

Simgeler ve Kısaltmalar		**Açıklamalar**
C	:	Konsantrasyon
CO_2	:	Karbondioksit
CO_2-e	:	Karbondioksit Eşdeğeri
J	:	Akı
kW	:	Kilovat
MJ	:	Megajul
P	:	Basınç
pH	:	Hidrojen Potansiyeli
R	:	Gaz Sabiti
T	:	Sıcaklık
π	:	Ozmotik Basınç
BM	:	Başlangıç Maliyeti
DS	:	Döner Sermaye
DSS	:	Doğrudan Sabit Sermaye
DTM	:	Diğer Tesis Maliyetleri
DTMD	:	Direk Temas Membran Distilasyon
E	:	Elektrik
ESM	:	Ekipman Satın Alma Maliyeti
F/M	:	Fayda Maliyet Oranı
GOR	:	Kazanılmış Ürün Oranı
HBMD	:	Hava Boşluklu Membran Distilasyon
İM	:	İşçilik Maliyeti
MBM	:	Membranların Bertaraf Maliyeti
MD	:	Membran Distilasyon
MED	:	Çok Etkili Distilasyon
MF	:	Mikrofiltrasyon
MSF	:	Çok Kademeli Şok Distilasyon
MÜR	:	Müteahhit Ücreti ve Riskler
NBD	:	Net Bugünki Değer

PP	:	Polipropilen
PTFE	:	Politetrafloroetilen
PVDF	:	Poliviniliden Florür
SBMD	:	Süpürücü Gaz Membran Distilasyon
SET	:	Spesifik Enerji Tüketimi
SGB	:	Sıvı Geçiş Basıncı
SGMD	:	Süpürücü Gaz Membran Distilasyon
SM	:	Sarf Malzemeler
SYİ	:	Silt Yoğunluk İndeksi
TDM	:	Tesis Doğrudan Maliyeti
TİM	:	Toplam İşletme Maliyeti
TKM	:	Tesis Kurma Maliyeti
TSGMD	:	Termostatik Süpürücü Gaz Membran Distilasyon
TTM	:	Tesis Dolaylı Maliyeti
TYM	:	Toplam Yatırım Maliyeti
VMD	:	Vakum Membran Distilasyon
Y	:	Yakıt

ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil No:		Sayfa
2.1:	Hidrofobik membranda sıvı/buhar arayüzeyleri oluşumu.	2
2.2:	MD konfigürasyonları.	4
2.3:	DTMD'de polarizasyonlar.	7
2.4:	Ters ozmoz prensibi.	12
2.5:	Ters ozmoz tesisi.	13
2.6:	Ters ozmoz membranında konsantrasyon gradyanı.	14
2.7:	Çok etkili distilasyon prosesi.	16
2.8:	Çok kademeli şok distilasyon prosesi.	17
3.1:	SuperPro Designer kullanıcı arayüzü.	20
3.2:	TO proses akım şeması.	23
3.3:	Isı geri kazanımsız MD proses akım şeması.	28
3.4:	Harici ısı geri kazanımlı MD proses akım şeması.	29
3.5:	Dahili ısı geri kazanımlı MD proses akım şeması.	30
3.6:	Elektrikle ısıtma.	30
3.7:	Yakıt ile ısıtma.	31
3.8:	Atık ısı ile ısıtma.	31
4.1:	Isı geri kazanımsız MD tesisinde deniz suyu sıcaklığının su arıtma maliyetine etkisi.	36
4.2:	Harici ısı geri kazanımlı MD tesisinde deniz suyu sıcaklığının su arıtma maliyetine etkisi.	37
4.3:	Dahili ısı geri kazanımlı MD tesisinde deniz suyu sıcaklığının su arıtma maliyetine etkisi.	38
4.4:	Isı geri kazanımsız MD tesisinde tesis kapasitesinin su arıtma maliyetine etkisi.	39
4.5:	Harici ısı geri kazanımlı MD tesisinde tesis kapasitesinin su arıtma maliyetine etkisi.	40
4.6:	Dahili ısı geri kazanımlı MD tesisinde tesis kapasitesinin su arıtma maliyetine etkisi.	41
4.7:	Isı geri kazanımsız MD tesisinde elektrik fiyatının su arıtma	42

maliyetine etkisi.
4.8: Harici ısı geri kazanımlı MD tesisinde elektrik fiyatının su arıtma maliyetine etkisi. 43
4.9: Dahili ısı geri kazanımlı MD tesisinde elektrik fiyatının su arıtma maliyetine etkisi. 44
4.10: Harici ısı geri kazanımlı MD tesisinin maliyet bileşenleri 46
4.11: Dahili ısı geri kazanımlı MD tesisinin maliyet bileşenleri 48
4.12: Harici ve dahili ısı geri kazanımlı MD tesisinde membran fiyatının su arıtma maliyetine etkisi. 56
4.13: Harici ve dahili ısı geri kazanımlı MD tesisinde membran akısının su arıtma maliyetine etkisi. 58
4.14: MD ve TO tesislerinde karbon maliyetleri. 60
4.15: TO ve harici ısı geri kazanımlı MD toplam su arıtma maliyetleri oranı. 63
4.16: TO ve dahili ısı geri kazanımlı MD tesisi toplam su arıtma maliyetleri oranı. 64

TABLOLAR DİZİNİ

Tablo No:		Sayfa
2.1:	Yarıticari MD sistemleri.	9
3.1:	Maliyet bileşenlerinin hesaplama metodu.	21
3.2:	TO hesaplamalarında kullanılan modülün özellikleri.	23
3.3:	TO hesaplamalarında kullanılan tasarım kriterleri.	26
3.4:	TO hesaplamalarında kullanılan tesis bileşen değerleri.	27
3.5:	MD hesaplamalarında kullanılan tasarım kriterleri.	31
3.6:	MD hesaplamalarında kullanılan tesis bileşen değerleri.	33
3.7:	MD hesaplamalarında kullanılan ekipmanların fiyatları.	33
3.8:	Emisyon faktörleri.	34
4.1:	Isı geri kazanımsız MD tesisi ve TO tesisinin ayrıntılı ekonomik performans sonuçları.	50
4.2:	Harici ısı geri kazanımlı MD tesisi ve TO tesisinin ayrıntılı ekonomik performans sonuçları.	52
4.3:	Dahili ısı geri kazanımlı MD tesisi ve TO tesisinin ayrıntılı ekonomik performans sonuçları.	54

1. GİRİŞ

Dünya genelindeki nüfus artışı ve bu nedenle sanayi ve tarım faaliyetlerinin de artması, şehirleşme ve yaşam standartlarının yükselmesi su fakiri ülkelerin sayısının artmasına neden olmuştur [Curcio et al., 2015]. Geçtiğimiz yüzyıl boyunca dünya nüfusu üç katına çıkarken, su kullanımının veya su çekiminin ise altı katına çıkması bu durumu ispatlamaktadır [Gude, 2016]. Dünya su kullanımının %70'i tarımsal, %20'si endüstriyel ve %10'u evsel tüketim kaynaklı olup gelişmekte olan ülkelerde 1995 ve 2025 yılları arasındaki dönemde kentsel ve endüstriyel su tüketiminin iki katına çıkacağı, tarımsal kaynaklı su tüketiminde ise %4 oranında artış olacağı öngörülmektedir [Web 1, 2016], [Nastar, 2014].

Dünya nüfusunun %25'inin yeterli kalitede ve/veya miktarda su kaynaklarına erişimi olmayıp seksenden fazla ülkede çok ciddi su problemleri yaşanmaktadır [Karagiannis and Soldatos, 2008]. 2025 yılına kadar ise 1,8 milyar kişinin su fakirliği yaşayacağı ve Dünya nüfusunun üçte ikisinin su stresi altında olacağı tahmin edilmektedir [Web 2, 2016]. Türkiye, kişi başı 1735 m^3 kullanılabilir su ile su stresi altında olmakla birlikte bu değer 1000 m^3'ün altına düştüğünde su fakiri olan bir ülke olacağı bir gerçektir [Akgul et al., 2008].

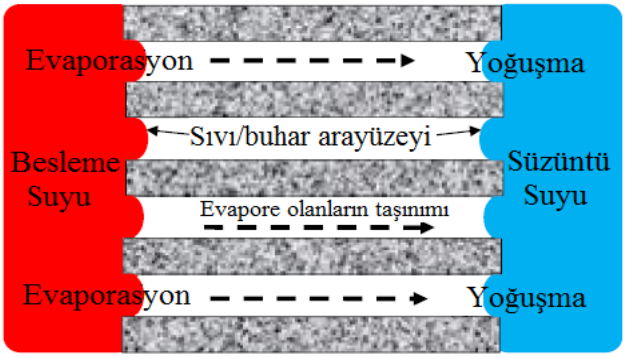
Tüm bu verilerden hareketle, artan su ihtiyacının karşılanması için yeni su kaynakları arayışına geçilmesinin ve verimli su arıtma teknolojileri geliştirilmesinin çok önemli araştırma konuları arasında yer aldığı anlaşılmaktadır. Bu çalışmanın konusu yenilikçi bir membran proses olan membran distilasyon (MD) prosesiyle deniz suyu arıtımının saha ölçek maliyetlerinin farklı sistem tasarımları için belirlenmesi ve ticari olarak kabul görmüş ters ozmoz (TO) prosesinin maliyeti ile kıyaslanmasıdır.

2. LİTERATÜR ÖZETİ

2.1. Membran Distilasyon Prosesi ve Ekonomisi

2.1.1. Membran Distilasyonun Prensibi

MD prosesi hidrofobik mikroporöz membran ve faz dönüşümü içeren, buhar basıncı farkı sürücülü bir ayırma işlemidir. Membrana beslenen su evapore olarak buhar fazında membran porlarından taşınır ve süzüntü kısmında ise kondanse olarak tekrar sıvı fazına geçer ve böylece taşınım yüksek buhar basınçlı taraftan düşük buhar basınçlı tarafa doğru gerçekleşmiş olur. Su buharının kondanse olması MD kofigürasyonuna göre modül içerisinde veya dışında gerçekleşebilir [Essalhi and Khayet, 2015a]. Buharın membrandan taşınırken sıvının membrandan geçmemesi membranın hidrofobik olmasından kaynaklanır. Bunun sonucu olarak Şekil 2.1'de gösterildiği gibi membran porlarının girişlerinde sıvı/buhar arayüzeyleri oluşur [Essalhi and Khayet, 2015b].



Şekil 2.1: Hidrofobik membranda sıvı/buhar arayüzeyleri oluşumu.

MD prosesinde besleme suyunun membrandan geçmemesi için uygulanan transmembran hidrostatik basınç değerinin membran sıvı giriş basıncı değerinden (SGB) düşük olması gerekmektedir. SGB, membran malzemesindeki hidrofobik yapıların üstesinden gelerek suyun membran poruna girmesi için gereken minimum transmembran basıncı olarak tanımlanmaktadır [Khayet and Matsuura, 2011]. SGB değeri geçilirse membran ıslanması meydana gelir ve üretilen suyun kalitesi bozulur.

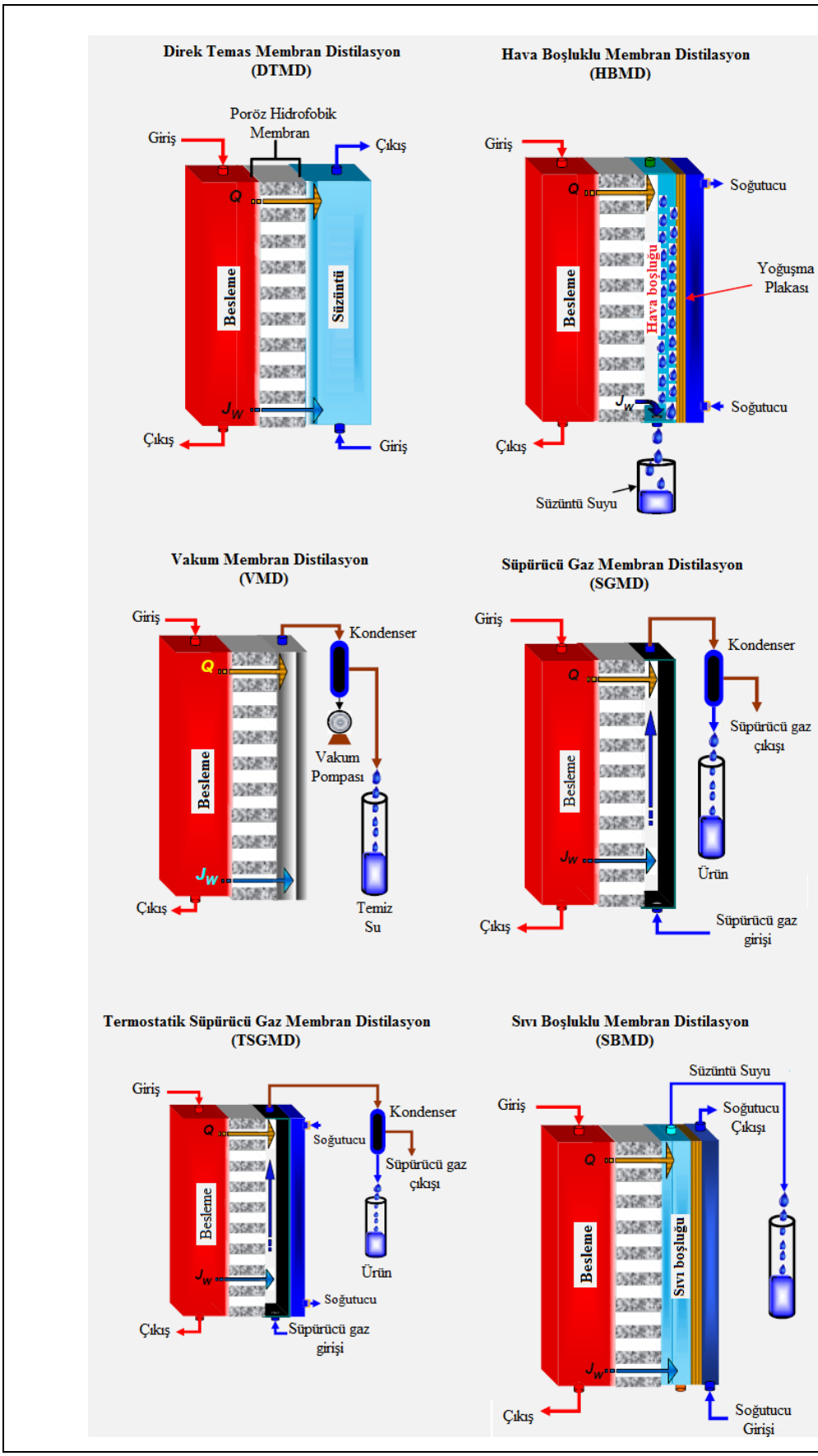
SGB değerinin yüksek olması için yüksek hidrofobisiteye sahip ve por çapı küçük membranların üretilmesi gereklidir [Essalhi and Khayet, 2015b]. Membran hidrofobisitesi su temas açısı ölçümü ile belirlenmekte ve membran su temas açısı 90°'den büyükse hidrofobik, düşükse hidrofilik özellik göstermektedir [Garcia-Fernandez et al., 2015].

MD membranında porözitenin yüksek olması evaporasyonun gerçekleşeceği alanı artırır ve bu da akıyı olumlu etkiler ancak yüksek porözite daha geniş por çapı ile ilişkilendirildiğinden dolayı membranın ıslanma riski vardır [Gullinkala et al., 2010]. Bu nedenle ideal bir MD membranı optimum por çapı ve poröziteye sahip, maksimum por çapı düşük, yüksek geçirgen özellikte, düşük termal iletkenliğe sahip, SGB, hidrofobisite ve temas açısı değerleri yüksek, mekanik ve termal dayanımı yüksek ve mükemmel kimyasal dirence sahip olmalıdır [Lee et al., 2015]. MD prosesinde ticari olarak mikrofiltrasyon (MF) prosesi için üretilen mikroporöz hidrofobik polipropilen (PP), poliviniliden florid (PVDF) ve politetrafloroetilen (PTFE) membranları kullanılmaktadır [Qtaishat and Matsuura, 2015].

MD prosesinin performansı membran özelliklerinin yanı sıra modül tasarımı, konfigürasyon ve işletme şartları ile de ilişkilidir. İyi bir MD modülünde paketleme alanı yüksek, süzüntü üretme hızı yüksek, konsantrasyon ve sıcaklık polarizasyonu etkileri düşük, akışkan basıncı azalması düşük, ısı kaybı düşük olmalıdır [Garcia Fernandez et al., 2015].

2.1.2. Membran Distilasyon Konfigürasyonları

Şekil 2.2'de görüldüğü gibi MD prosesinde besleme tarafı her zaman membranla temas halinde olmasına rağmen süzüntü tarafının farklılığına göre konfigürasyonlar geliştirilmiştir [Essalhi and Khayet, 2015b]. Örneğin süzüntü tarafının membran ile temas ettiği konfigürasyon Direk Temas Membran Distilasyon (DTMD) olarak adlandırılmıştır. Bu konfigürasyonda besleme suyu buhar fazında membrandan geçtikten sonra, soğuk olan süzüntü tarafında modül içerisinde kondanse olur. İlk işletimde süzüntü tarafında bir miktar soğuk suyun bulunması gerekmektedir.



Şekil 2.2: MD konfigürasyonları.

Hava Boşluklu Membran Distilasyon (HBMD) konfigürasyonunda ise buhar membrandan geçtikten sonra durgun hava tabakası ile karşılaşır ve bu tabakayı geçtikten sonra yoğuşma plakası üzerinde kondanse olur ve yer çekiminin etkisiyle modül dışarısında süzüntü suyu olarak toplanır. Süzüntü suyu membranın süzüntü tarafıyla DTMD'de olduğu gibi temas etmemektedir.

Vakum Membran Distilasyon'da (VMD) süzüntü tarafına vakum uygulanmaktadır. Membrandan geçen buhar vakumla modül dışına alınır ve harici kondanserde yoğunlaştırılarak süzüntü suyu elde edilir.

Süpürücü Gaz Membran Distilasyon'da (SGMD) membrandan geçen buhar, süpürücü gaz ile modül dışına alınır ve harici kondanserde yoğunlaştırılarak süzüntü suyu elde edilir. Süpürücü gazın modül içerisinde membran boyunca sıcaklığı artmaktadır.

Termostatik Süpürücü Gaz Membran Distilasyon'da (TSGMD) ise SGMD'de olduğu gibi süpürücü gaz ile membrandan geçen buhar toplanmakta ancak bu konfigürasyonda süzüntü tarafındaki soğutucu devir daimi ile süpürücü gazın sıcaklığının artması önlenmektedir. Bunun amacı ise sıcak ve soğuk taraflardaki sıcaklık farkının korunmasıdır.

Sıvı Boşluklu Membran Distilasyon'da (SBMD) membrandan geçen buhar, membranın süzüntü tarafıyla temas halinde olan durgun sıvı tabakası ile karşılaşır ve burada kondanse olduktan sonra modülün üst tarafından süzüntü olarak toplanır.

Tüm konfigürasyonlar düşünüldüğünde kurulum kolaylığından dolayı akademik çalışmalarda en çok DTMD'nin tercih edildiği görülmektedir. HBMD ve VMD konfigürasyonları membranın süzüntü tarafında doğru gerçekleşen ısı transferinin daha az olması nedeniyle ticari ölçekte tercih edilmektedir.

2.1.3. Membran Distilasyonda Taşınım

Tüm MD konfigürasyonlarında ısı ve kütle transferi beslemeden süzüntüye yani sıcak taraftan soğuk tarafa doğru eşzamanlı olarak gerçekleşir [Manawi et al., 2014]. Kütle transferi porlar boyunca meydana gelirken, ısı transferi membran matriksi ve porları boyunca meydana gelmektedir [Khayet and Matsuura, 2011].

MD prosesinde kütle transferi 3 aşamada gerçekleşir;

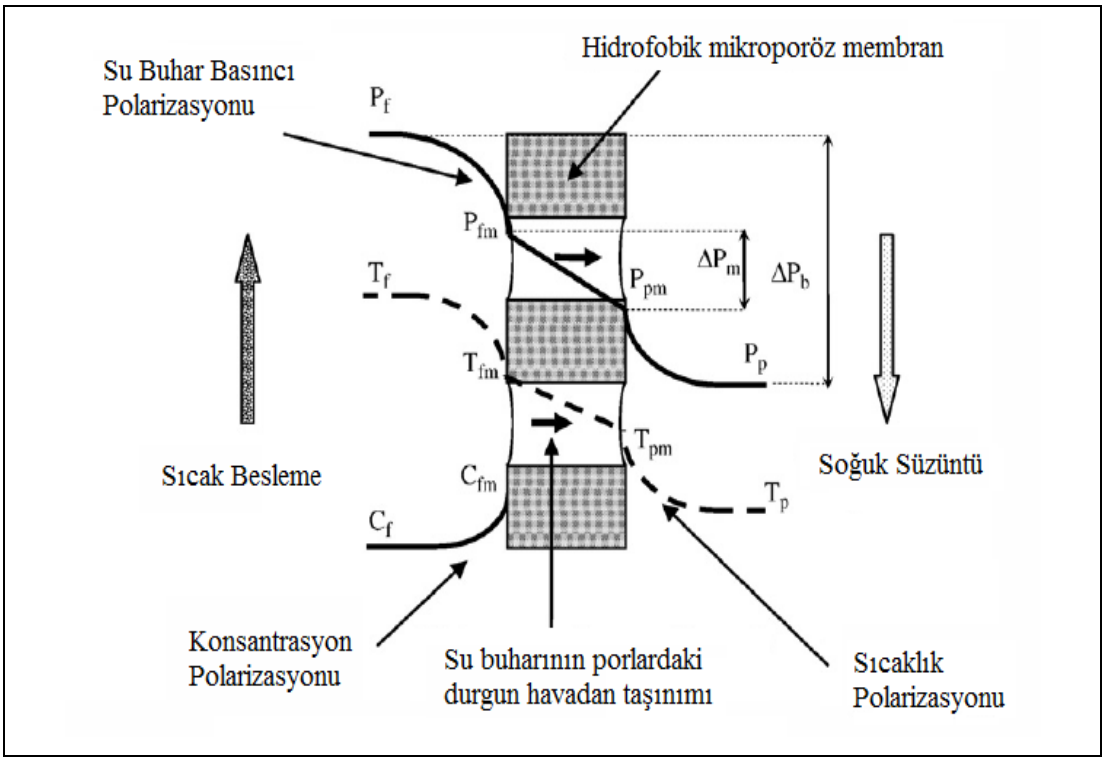
- Sıcak besleme akımındaki su, hidrofobik membranın yüzeyine transfer olur.
- Su membran yüzeyinde evapore olur ve buhar fazında membran matriksi boyunca soğuk tarafa taşınır.
- Son olarak MD konfigürasyonuna bağlı olarak DTMD'de soğuk su ile karışıp kondanse olur, HBMD'de buhar hava boşluğunu geçer ve soğuk tabaka kondanse olur, SGMD'de süpürücü gaz ile kondansere çekilir, VMD'de buhar kondansere çekilir [Zang et al., 2015].

Porların içerisindeki kütle transferi; 1) membrandaki daha geniş porlarda hapsolan hava boyunca su buharlarının moleküler difüzyonu, 2) o sıcaklık ve basınç altında molekülün serbest yolundan daha küçük porlarda Knudsen difüzyonu, 3) daha geniş porlarda por boyunca toplam basınç farkı olduğu durumda vizkoz difüzyon (poiseuille) katkılarıyla gerçekleşmektedir. Membran polimeri yüzeyinde molekül transferi MD modellemede yüzey yapısının hidrofobik olup molekül-yüzey etkileşiminin düşük olacağından dolayı ihmal edilmektedir [Hitsov et al., 2015].

MD prosesinde ısı transferi 3 aşamada gerçekleşir;

- Sıcak besleme tarafından sınır tabakası boyunca membran yüzeyine doğru taşınımla ısı transferi gerçekleşir.
- Membran boyunca iletimle ısı transferi ve buhar hareketiyle ısı transferi (buharlaşma gizli ısısı) gerçekleşir.
- DTMD'de sınır tabakası boyunca soğuk membran yüzeyinden bulk çözeltiye doğru taşınımla ısı transferi, AGMD'de durgun hava, kondensat filmi ve soğuk tabakada iletim, hava boşluğu boyunca taşınımla ısı transferi, VMD'de vakum tarafında taşınımla ısı transferi, SGMD'de süpürücü gazdan dolayı taşınım ve iletimle ısı transferi gerçekleşir. Vakum altında veya atmosferik basınçta durgun haldeki veya akış halindeki gazın ısı transfer katsayısı düşük olduğu için buradan gelen taşınımla ısı transferi HBMD, SGMD ve VMD'de çoğunlukla ihmal edilmektedir [Bouchrit et al., 2015], [Zang et al., 2015].

Besleme tarafındaki su evapore olduğunda beslemedeki enerjinin bir kısmını almakta ve bu enerji buhar akısıyla taşınmaktadır. Bu enerji kondanse olurken süzüntü tarafına taşınmaktadır. Ayrıca enerjinin bir kısmı da ölçülür ısı formunda membranda matriksinin kendisinde iletimle taşınmaktadır. Ölçülür ısı ve evaporasyon için gereken ısının etkisiyle membran arayüzeyine yakın olan sınır tabakaları oluşur ve membran akısı azalır [Hitsov et al., 2015]. MD prosesinde ısı taşınımından dolayı membran ve arayüzeylerin sıcaklıkları bulk çözelti sıcaklıklarından farklıdır ve bu farklılık sıcaklık polarizasyonuna neden olmaktadır [Qtaishat and Banat, 2013]. MD membranının hem besleme hem süzüntü tarafındaki sıvı sınır tabakaları sıcaklık, konsantrasyon ve buhar basıncı polarizasyonlarına neden olmaktadır [Essalhi and Khayet, 2015b]. Şekil 2.3'te DTMD için polarizasyonlar görülmektedir [Bui et al., 2010].



Şekil 2.3: DTMD'de polarizasyonlar.

Sıcaklık polarizasyonu kütle transferi için gerekli olan sürücü gücü azaltır. MD prosesinde termal sürücü gücün etkisi sıcaklık polarizasyonu katsayısı θ hesaplanarak belirlenir [Kurdian et al., 2013]. T_{fm} ve T_{pm} sırasıyla membranın besleme ve süzüntü tarafına bakan yüzeyinin sıcaklığı, T_f besleme sıcaklığı ve T_p süzüntü sıcaklığı olacak şekilde sıcaklık polarizasyonu katsayısı aşağıdaki denklem

ile ifade edilmektedir. Bu değer gerçek sürücü gücün toplam sürücü güce oranını verir [Zhang et al., 2015]. Θ, her zaman bir'den küçüktür.

$$\Theta = \frac{T_{fm} - T_{pm}}{T_f - T_p} \tag{2.1}$$

Prosesin verimli olması için sınır tabaka dirençlerinin minimize edilmesi gerekmektedir. DTMD konfigürasyonunu düşünecek olursak, ısı transferi nedeniyle sıcak besleme soğumakta ve soğuk süzüntü ısınmaktadır. Bu nedenle sürücü gücün sabit kalabilmesi için sıcak akıma ısı verilmesi ve soğuk akımın soğutulması gerekmektedir. Isıtma ve soğutma işlemleri ise enerji ihtiyacını oluşturmaktadır. VMD prosesinde ise soğutma enerjisi vakum pompasının enerji tüketimi olarak karşımıza çıkmaktadır [Criscuoli et al., 2008].

2.1.4. Membran Distilasyon Ekonomisi

MD prosesinde beslemeye verilen enerji hem evaporasyon işlemi için kullanılır hem de ısı transferi ile sıcaklığı daha düşük olan süzüntü tarafına iletilir. Bu nedenle sistemin enerji verimliliği GOR (Kazanılmış Ürün Oranı) parametresi ile ölçülür. GOR, m_d süzüntü debisi, ΔH_v buharlaşma gizli ısısı, m_h besleme debisi, C_P besleme ısı kapasitesi, T_{hi} ve T_{h0} besleme akımının modül giriş ve çıkışlarındaki sıcaklıklar olmak üzere evaporasyon için gereken buharlaşma gizli ısısının süzüntü suyu üretimi için gerekli olan termal enerjiye bölünmesi ile elde edilir [Qtaishat and Banat, 2013]. GOR parametresi konvansiyonel evaporasyona göre sistemin ne kadar verimli olduğunu ifade eder ve değerinin yüksek olması proses performansının yüksek olduğu anlamına gelmektedir. [Dow et al., 2016].

$$GOR = \frac{m_d \times \Delta H_v}{m_h \times C_P \times (T_{hi} - T_{h0})} \tag{2.2}$$

Yarıticari MD deniz suyu desalinasyon sistemleri Tablo 2.1'de görülmektedir [Van der Bruggen et al., 2015].

Tablo 2.1: Yarıticari MD sistemleri.

Özellikler	Fraunhofer/ SolarSpring	Scarab	Memsys	Memstill
Konfigürasyon	HBMD/ SBMD	HBMD	V-MEMD	HBMD/SBMD
Membran malzemesi	PTFE	PTFE	PTFE	Çoğunlukla PTFE ve PP
Kapasite	10 m^3/gün'e kadar	1-2 m^3/gün	1-100 m^3/gün	
Akı		12-27 kg/(m^2h)	Kademe sayısına bağlı	
Termal enerji tüketimi	130-207 kWh/m^3	810 kWh/m^3 5-12 kWh/m^3	175-350 kWh/m^3	139-231 MJ/m^3
Elektrik tüketimi		0,6-1,5 kWh/m^3	0,75-1,75 kWh/m^3	0,75 kWh/m^3
GOR	4,5'a kadar		2,5-6,0	10-17

Fraunhover Enstitüsü tarafından geliştirilen HBMD konfigürasyonunda spiral sargılı modülde dahili ısı geri kazanımı yapılmakta ve hava boşluğunun ısı transferini azaltmasından dolayı proseste GOR 4,5'a kadar yükseltilmiştir [Dumee et al., 2015]. Scarab'ın HBMD konfigürasyonunda ise uzun süreli denemeler 810 kWh/m^3 enerji tüketiminde GOR değerinin 0,78 olduğunu göstermiş, kojenerasyon tesisiyle entegre çok kademeli MD proseste ise enerji tüketimi 5-12 kWh/m^3'e kadar düşürülebilmiştir [Van der Bruggen et al., 2015]. Hollanda'da geliştirilen Memstill konseptinde besleme suyu süzüntü buharının kondanse olmasıyla ısıtılmakta ve bu teknolojiyle atık ısı kullanılarak su arıtma maliyeti 0,26 \$/m^3'e düşürülmüştür [Meindersma et al., 2016].

Memsys teknolojisi çok etkili vakum membran distilasyonu olarak ortaya çıkmıştır. Bu proseste süzüntü membrandan geçtikten sonra yoğuşma tabakasında yoğuşurken tabaka yoğuşma ile ortaya çıkan ısıyı diğer tarafındaki besleme suyuna (kademeye) aktarır. Bu şekilde yan yana birçok etki bulunur ve böylece kademe sayısına bağlı olarak enerji verimliliği sağlanmış olur. Bu konfigürasyonda 4

kademeli modülde GOR değeri 2,79'a kadar artırılabilmiştir [Zhao et al., 2013]. 2014 yılında Maldivler'de Gulhi adasında kurulmuş olan Memsys modülünün kullanıldığı ticari ölçekli 10 m^3/gün kapasiteli MD tesisinde ısıtma atık ısı kullanılarak yapılmakta ve günlük 65-80 kW'lık enerjiyle desalinasyon gerçekleştirilmektedir [Web 3, 2016].

DTMD konfigürasyonunda süzüntü tarafına geçen ısının ısı değiştiricilerle geri kazanılıp besleme akımının ısıtılmasında kullanıldığı bir çalışmada deniz suyu desalinasyonunda minimum enerji ihtiyacı 27,6 kJ/kg olarak hesaplanmış ve bu değerin enerji ihtiyacı 3,18 kJ/kg olan %50 geri kazanımlı TO prosesiyle kıyası yapıldığında daha yüksek olduğu tespit edilmiştir [Lin et al., 2014]. DTMD kullanılan diğer bir çalışmada ise 1,23 \$/m^3 olan su arıtma maliyeti ısı geri kazanımıyla 1,17 \$/m^3'e düşürülmüştür [Al-Obadiani et al., 2008]. Güneş enerjisi ısıtmalı, 0,1 ve 0,5 m^3/gün debili membran distilasyon tesisi için desalinasyon maliyetleri sırasıyla 29,9 ve 36 \$/m^3 olarak hesaplanmış ve membran ömrünün artırılmasıyla bu değerler 15 ve 18 \$/m^3'e kadar düşürülebilmiştir [Banat and Jwaied, 2008]. Güneş enerjisi ısıtmalı, ısı geri kazanımlı DTMD, HBMD ve VMD konfigürasyonları için yapılmış bir çalışmada su arıtma maliyetleri sırasıyla 12,7-18,26-16,02 \$/m^3 olarak hesaplanmıştır [Saffarini et al., 2012].

2.1.5. Membran Distilasyon Uygulamaları

İlk MD patenti 1963'te Bodell tarafından alınmıştır ve dört sene sonra Findley MD prosesiyle ilgili ilk yayını çıkarmıştır. MD prosesinin deniz suyu desalinasyonunda kullanım potansiyelinin olduğu 1983'te fark edilmesine rağmen prosesin uygulanması prosesin tam olarak anlaşılmamış olması, işletimindeki zorluklar ve süzüntü akısının düşük olması nedeniyle yavaş seyretmiştir [Van der Bruggen et al., 2015]. Ancak son on yılda MD prosesiyle ilgili yayınlanan makale sayısına bakıldığında prosese artan bir ilginin olduğu görülmektedir. MD prosesinin üzerinde çalışmaya yönlendirecek önemli avantajları uçucu olmayan bileşenleri teorik olarak %100 rejekte etmesi, konvansiyonel distilasyona göre daha düşük sıcaklıklarda işletilebilmesi, basınç sürücülü proseslere göre daha düşük işletme basıncı gerektirmesi, membranın mekanik özelliklerine daha az bağımlı olması, konvansiyonel distilasyona göre daha az alan gerektirmesi ve böylece daha kompakt

olmasıdır [Qtaishat and Banat, 2013], [Duong et al., 2015]. Tüm bu avantajlarına rağmen ticari MD membranı üretimi olmaması, konfigürasyon ve modül tasarımından dolayı arıtma maliyetinin belirsizliği, membranın ıslanması durumunda süzüntü tarafına kirlilik geçmesi gibi olumsuzluklar nedeniyle proses hala laboratuvar ve pilot ölçekli olarak araştırılmaktadır. Pilot ölçekli MD tesisleri deniz suyu desalinasyonu üzerinedir. Laboratuvar ölçekte ise, ilaç ve tekstil endüstrisi atıksularının arıtımında, ağır metallerle kirlenmiş suların arıtımında, radyoaktif atıksuların arıtımında, yağ-su emülsiyonlarının ayrılmasında, azeotrop karışımların ayrılması, uçucu organik bileşiklerin seyreltik çözeltilerden ayrılmasında, sütün konsantre edilmesinde ve meyve sularından aroma bileşenlerinin geri kazanımında MD prosesinin etkinliği araştırılmaktadır [Khayet and Matsuura, 2011].

2.2. Deniz Suyu Desalinasyonu

Her ne kadar Dünya yüzeyinin dörtte üçü sularla kaplı olsa da 1,4 milyar km^3'lük Dünya su rezervinin %97,5'i okyanuslarda tuzlu su olarak bulunmakta, kalan %2,5'i ise tatlı su olarak atmosferde, buz dağlarında, göllerde, nehirlerde ve yeraltı sularında bulunmaktadır [Shatat et al., 2013]. Okyanuslarda bulunan tuzlu su direk kullanılamamakta olup tüketilebilmesi için önce tuzlarından arındırılması gerekmektedir. Tuzlu suyun iyonlarından arındırılması kısaca desalinasyon olarak adlandırılmaktadır. Deniz suyu tuzluluğu ortalama 35 g/L civarında olup genellikle 10-45 g/L aralığında değişmekte, körfez bölgelerinde 45-52 g/L'ye kadar yükselmektedir [Namboodiri and Rajagopalan, 2014], [Curcio et al., 2015].

2.2.1. Deniz Suyu Desalinasyon Prosesleri

Deniz suyu desalinasyonu için kullanılan teknolojiler basınç sürücülü ve sıcaklık sürücülü prosesler olmak üzere ikiye ayrılmaktadır. Basınç sürücülü proses olarak Ters Ozmoz (TO) prosesi, sıcaklık sürücülü (termal) proses olarak ise Çok Etkili Distilasyon (MED) ve Çok Kademeli Şok Distilasyon (MSF) prosesleri kullanılmaktadır. Membran Distilasyon (MD) prosesi gelişmekte olan yenilikçi bir proses olup membran kullanılan termal bir prosestir.

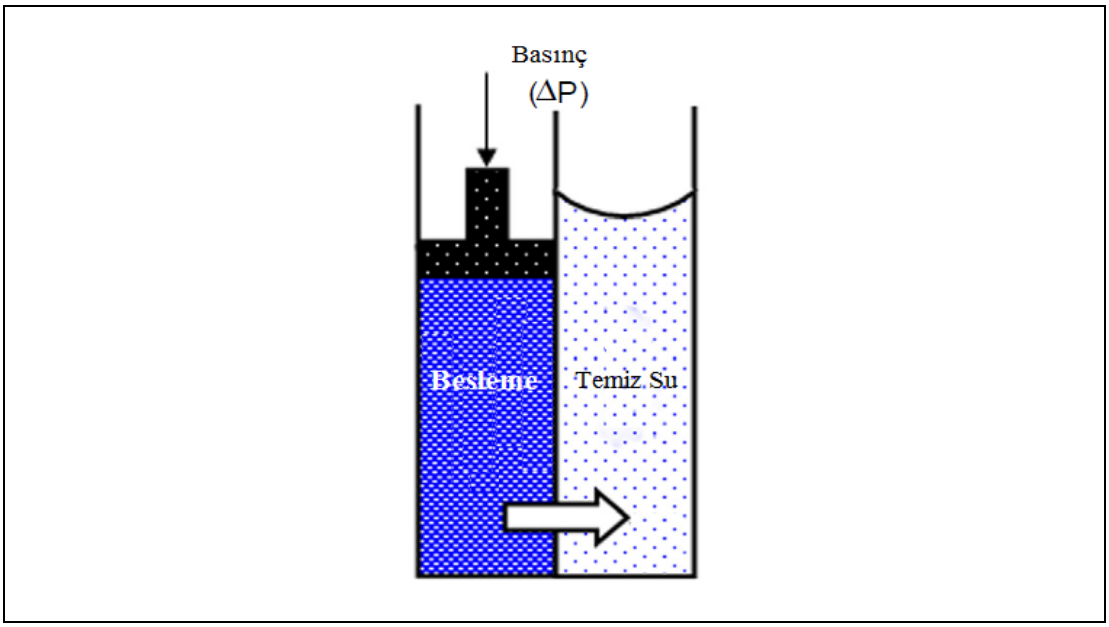
2005 yılında desalinasyon tesislerinde %60 oranında termal prosesler kullanılırken şuanda mevcut desalinasyon tesislerinin %63'ü TO, %23'ü MSF ve %8'i MED ve geri kalanı ise elektrodiyaliz ve hibrit prosesler ile işletilmektedir [Bennett, 2013], [Gude, 2016].

2.2.1.1. TO Prosesi

TO prosesi suda çözünmüş halde bulunan kirleticilerin sudan ayrılması için kullanılan basınç sürücülü bir membran prosestir. Proseste uygulanması gereken basınç arıtıma tabi tutulacak suyun ozmotik basıncından büyük olmalıdır. Ozmotik basınç Van't Hoff denklemi ile elde edilir. Denklem 2.3'te ozmotik basınç (π), çözünmüş madde konsantrasyonu (C), gaz sabiti (R), sıcaklık (T) ve çözünmüş maddenin molekül ağırlığı (M) ile gösterilmiştir [Lazarides and Katsanidis, 2003].

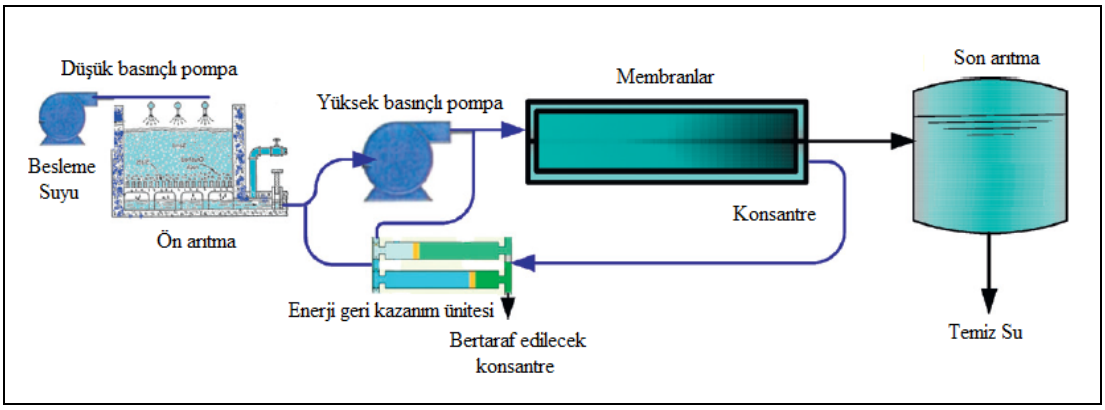
$$\pi = \frac{C \times R \times T}{M} \tag{2.3}$$

Şekil 2.4'te görüldüğü gibi besleme çözeltisinin ozmotik basıncının üzerinde basınç uygulandığında suyun membrandan geçişi sağlanmaktadır [Rastogi et al., 2015].



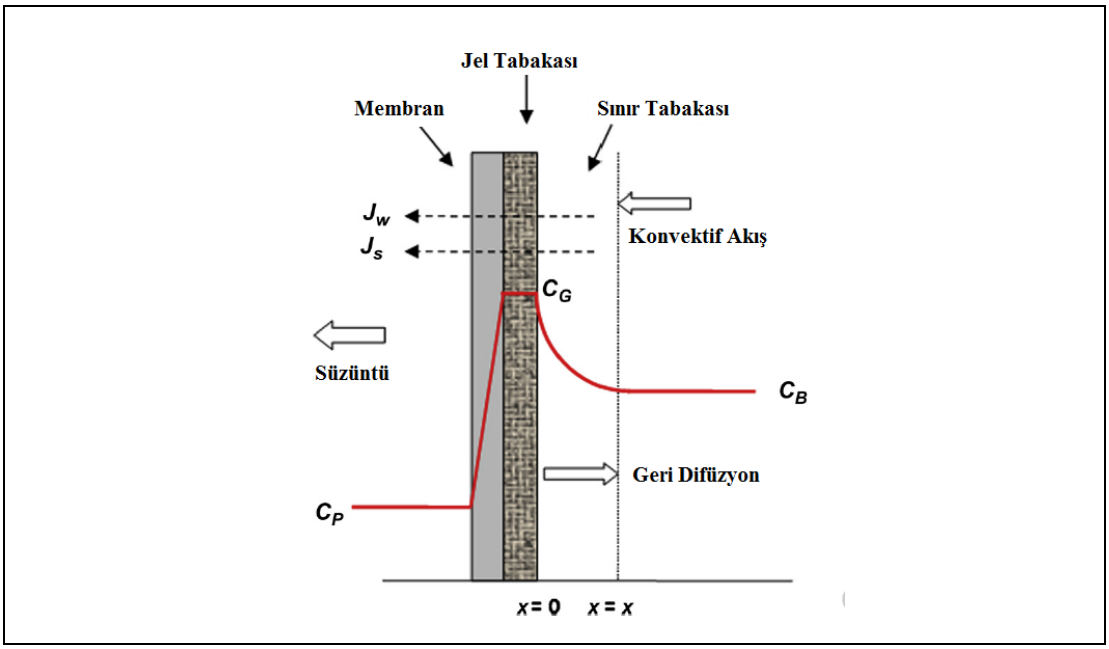
Şekil 2.4: Ters ozmoz prensibi.

Birim zamanda birim membran alanından süzülen temiz su (süzüntü) miktarı akı olarak ifade edilmektedir. Şekil 2.5'te sunulduğu gibi ters ozmoz prosesiyle su arıtımında süzüntü akım elde edilirken bir yandan da membrandan süzülemeyen konsantre akım elde edilmektedir [Gray et al., 2011]. Prosese beslenecek olan su membranın çabuk tıkanmaması için ön arıtmadan geçtikten sonra basınçlandırılmaktadır. Membrandan süzülen temiz su korozif etki göstermemesi için pH ve mineral ayarlama gibi son arıtma işlemlerinden geçmektedir. Bunun için arıtılmış su ham besleme su ile karıştırılabilir veya suya kalsit, karbonik asit çözeltisi, kireç, sodyum hidroksit ilavesi yapılabilir [Singh, 2015]. Proseste süzülemeyen konsantre akımın basıncı enerji geri kazanım ünitesi ile prosese beslenecek olan suyu basınçlandırmada kullanılmaktadır. Enerji geri kazanım ünitesinden çıkan konsantre akım ise bertaraf edilmektedir.



Şekil 2.5: Ters ozmoz tesisi.

TO prosesinde suyun membrandan geçişi çözünme-difüzyon prensibine göre gerçekleşmektedir. Su membran yüzeyine absorblanır, membran boyunca difüzyon ile aktarılır ve süzüntü tarafında membrandan desorblanır. Su molekülü membran yüzeyine absorblanıp çözünmüş maddeler rejekte edildiğinde Şekil 2.6'da görüldüğü üzere konsantrasyon gradyanı oluşmaktadır [Rastogi et al., 2015]. Membran yüzeyindeki çözünmüş maddenin konsantrasyonu jel konsantrasyonu (C_G) değerine ulaşana kadar basınç artırılmasıyla su akısı artmakta, iki değer birbirine eşit olduğunda ise akı artış göstermemektedir. Bu akı değeri *kritik akı* olarak adlandırılmaktadır [Rastogi et al., 2015].



Şekil 2.6: Ters ozmoz membranında konsantrasyon gradyanı.

TO prosesine beslenecek olan su kalitesi silt yoğunluğu indeksi (SYİ) testi ile belirlenmektedir. Bu testte 500 mL su 0,45 µm por çapına sahip membrandan 207 kPa basınç altında geçme süresi ve 15 dakika sonra ikinci 500 mL suyun geçme süresi ölçülerek belirlenir. TO prosesine beslenecek olan suyun SYİ değerinin 3 ve altında olması tercih edilmektedir. Eğer SYİ değeri 4-5 arasında ise su akısının yavaş azalış göstereceği anlaşılmaktadır. 5 ve üzerinde ise su kalitesinin uygun olmadığı ve ön arıtma işlemlerine tabi tutulması gerektiği anlaşılmaktadır [Gray et al., 2011].

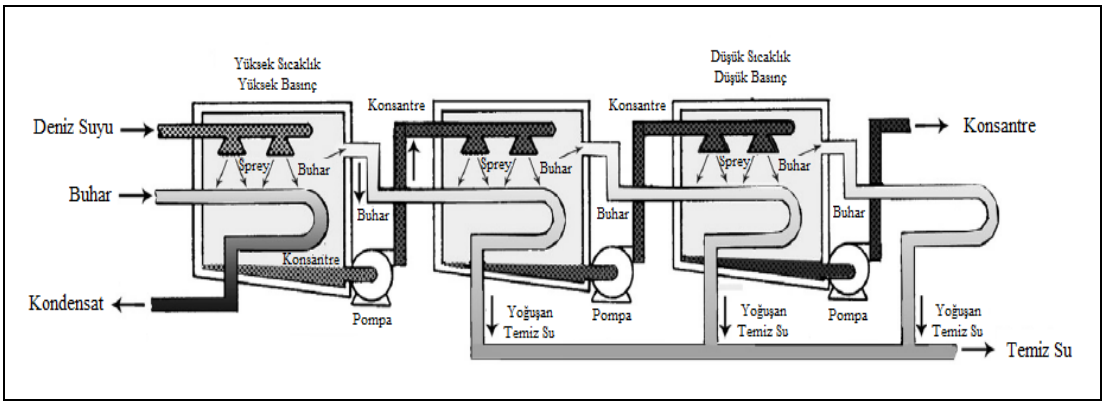
TO'da geri kazanılan süzüntü hacmi (m^3) başına birim saatte harcanan güç, spesifik enerji tüketimi (SET) olarak tanımlanmaktadır [Qureshi and Zubair, 2016]. Proseste kullanılan tuzlu suyun tuzluluk değeri arttıkça ozmotik basıncı artmakta ve bu nedenle temiz su üretmek için uygulanması gereken basınç da artmaktadır. Basınç uygulamak için elektrikle çalışan pompalar kullanıldığı için elektrik tüketiminin artması birim su arıtma maliyetini artıracaktır. Membrandan süzülemeyen konsantre akımdaki basınç enerji geri kazanım aygıtı ile geri kazanılmakta ve bu sayede prosesin enerji tüketimi azalmaktadır [Du et al., 2015]. Deniz suyu desalinasyonu için TO'da SET değeri 20 kWh/m^3'ten %50 su geri kazanımında 1,56 kWh/m^3'e kadar indirilmiştir [Mazlan et al., 2016]. TO prosesiyle deniz suyu desalinasyonunda %50 geri kazanımda termodinamik açıdan minimum 1,09 kWh/m^3 enerji ihtiyacı olduğu hesaplanmıştır [Gray et al., 2011].

TO prosesinde elde edilecek olan süzüntü suyunun kalitesi membranın kirleticileri rejekte etme oranına bağlıdır. Genellikle polyamid veya polielektrolit bazlı ince film kompozit membranlar veya selüloz asetat membranlar kullanılmaktadır. Bu membranlar yüksek mekanik özelliklere sahip, giderim verimleri yüksek ve geniş pH aralığındaki sular için uygundur [Goh et al., 2015]. Örneğin, Hydranautics 8-in SWSC4 ince film kompozit membran kullanılan spiral sargılı membran modülünde tuz rejeksiyonu %99,70-99,80 aralığında ve su akısı 24,6 m^3/gün, Toyobo 16-in HB10255 selüloz triasetat membran kullanılan boşluklu elyaf modülde tuz rejeksiyonu %99,40-99,60 ve su akısı 60,0-67,0 m^3/gün'dür [Lee et al., 2011]. TO membranlarında giderim verimi %100 olmadığı için besleme çözeltisinden süzüntüye bir miktar tuz ve organik geçmektedir. Beslemedeki tuz konsantrasyonu arttıkça süzüntüye tuz geçişi daha fazla olmaktadır [Gray et al., 2011]. Bu nedenle çift veya daha çok kademeli TO prosesleri pratikte uygulanmaktadır.

TO membranlarının endüstride su arıtmada kullanılması için gereken membran alanı yüksek olduğundan membranlar modül içerisine paketlenmektedir. Bu amaçla spiral sargılı, kapiler, düz levha veya tübüler modüller kullanılmaktadır. Spiral sargılı modüllerde düz levha membranlar, destekleyici tabaka ve spacerlar kullanılır ve hepsi süzüntü toplayan borunun etrafına sarılır. Spacer türbülanslı akışı sağlarken tıkanmayı azaltmaktadır. Besleme suyu membrandan geçip süzüntü toplayan borulardan temiz su elde edilmektedir. Yüksek paketleme yoğunluğundan dolayı az yer tutar ve kapiler modüle göre daha dayanıklıdır. Kapiler modülde (boşluklu elyaf) besleme suyu boşluklu elyaf demetini içeren modüle beslenir ve süzüntü elyaflardan süzülerek konsantreden ayrılır. Bu modülün avantajı yüksek paketleme yoğunluğu, dezavantajı ise akının düşük olmasıdır. Düz levha membran modülünde ise membran tabakaları destek tabakaların aralarına yerleştirilip yığın halinde modül içerisinde bir araya getirilir. Bu modülün paketleme yoğunluğu düşük olmasına rağmen membran temizliği yapılabilir ve böylece membranların temizlenerek yeniden kullanımı mümkündür. Tübüler modülde besleme akımı tüpten geçerken membrandan süzülen su tüpün etrafında toplanır. Bu modülde membran alanı düşüktür ve besleme debisinin yüksek olması gerekmektedir. TO prosesi için kullanımı yaygın değildir [Lazarides and Katsanidis, 2003].

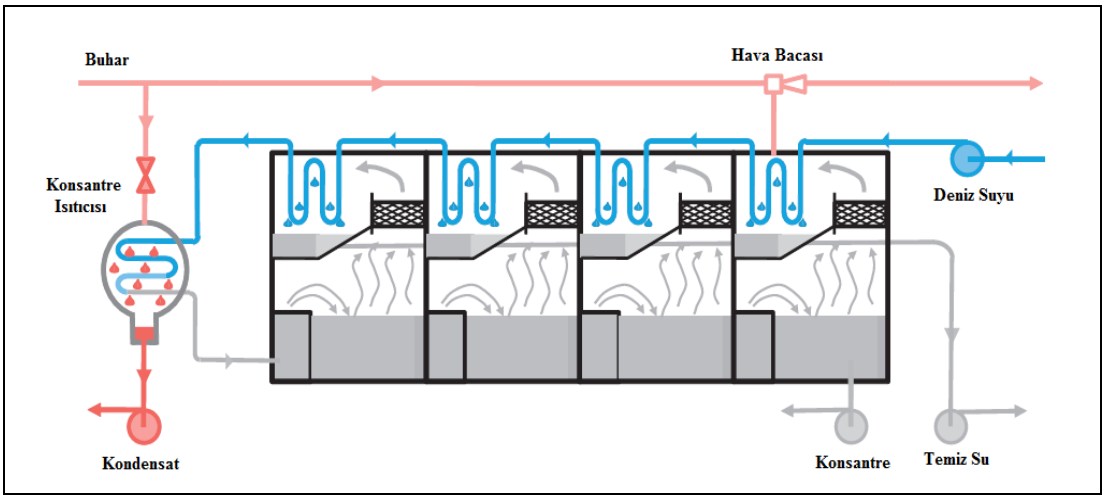
2.2.1.2. Termal Prosesler

MED prosesinde deniz suyu sprey olarak ince film oluşturacak şekilde şeklinde içinden su buharı geçen yatay tüplerin üstüne püskürtülmektedir. Tüpün dışındaki ince film tabakası halindeki suyun buharlaşırken tüpün içindeki buhardan kondanse olur. İlk işlemdeki deniz suyunun buharlaşmayan kısmı ikinci işleme tekrar ince film tabakası oluşacak şekilde beslenir işlemler ardışık olarak devam eder. Proseste genellikle 8-16 işlemci bulunur [Aydın ve Ardalı, 2012]. Proses 65-70 °C arasında işletilmektedir. Şekil 2.7'de MED tesisi sunulmuştur [Fellows and Al-Hamzah, 2015]. Prosesin veriminin artırılması için ısıtmada kullanılan düşük basınçlı buharın sıkıştırılması için termal veya mekanik buhar sıkıştırmalı MED prosesleri geliştirilmiştir [Namboodiri and Rajagopalan, 2014].



Şekil 2.7: Çok etkili distilasyon prosesi.

MSF prosesinde düşük basınçlı buharın enerjisi ile deniz suyunun evapore edilmesi prensibiyle temiz su elde edilmektedir. Deniz suyu ilk olarak ısı transfer tüplerinde ısıtılır ve daha sonra kendi basıncı ve sıcaklığından daha düşük bir odaya transfer edilir. Böylece kütlesinin bir kısmı buhar fazına geçer ve temas ettiği yüzeyde kondanse olur ve aynı zamanda deniz suyu ısıtılır. Buharın kondanse olmasıyla da buharlaşma gizli ısının çoğu geri kazanılmış olur [Fellows and Al-Hamzah, 2015]. Şekil 2.8'de görüldüğü gibi proseste her kademede ısı değiştirici ve kondanser bulunur bu olay tekrarlanır [Gray et al., 2011]. Har kademede gittikçe basınç düşer. Genellikle proses 4-40 kademede ve 90-120 °C besleme sıcaklıklarıyla işletilmekte daha yüksek sıcaklıklara çıkıldığında ise korozyon meydana gelmektedir [Aydın ve Ardalı, 2012].



Şekil 2.8: Çok kademeli şok distilasyon prosesi.

MSF ve MED prosesinde deniz suyu desalinasyonunda temiz suda 50 mg/L toplam çözünmüş katı elde edilebilmesi prosesin giderim veriminin oldukça yüksek olduğunu göstermektedir. MSF prosesi elektrik üretiminden kaynaklanan atık ısının değerlendirildiği kojenerasyon için idealdir [Fellows and Al-Hamzah, 2015]. Körfez Arap ülkeleri İşbirliği Konseyi'ne üye ülkelerde deniz suyu desalinasyonu %70 termal prosesler, %30 ters ozmoz prosesi ile gerçekleştirilmektedir [Al-Hamahmy et al., 2016].

MED tesisinde GOR değeri 10-16 aralığında değişirken termal enerji tüketimi ise 60-110 kWh/m^3 aralığındadır ve elektrik enerjisi tüketimi 2,3 kWh/m^3'tür [Namboodiri and Rajagopalan, 2014], [Bataineh, 2016]. MSF prosesinde ise maksimum GOR oranı 10'dur ve bu nedenle termal verimliliğin MED prosesinde daha yüksek olduğu anlaşılmaktadır [Gray, 2011]. MSF tesisinde termal enerji tüketimi 55,5-105,5 aralığında ve elektrik enerjisi tüketimi 3,6-4,4 kWh/m^3'tür [Namboodiri and Rajagopalan, 2014].

2.2.2. Deniz Suyu Desalinasyon Ekonomisi

Desalinasyon tesisinde önemli maliyet giderlerini enerji, membran, yıpranma payı, kimyasallar ve bakım oluşturmaktadır. TO ve termal desalinasyon tesislerinde arıtma maliyetinin %70-80'ini toplam tesis enerji girdisi oluşturmaktadır [Smet et al., 2002], [Singh, 2015]. Tesis kapasitesi, tesisin konumu, konsantre bertaraf metodu da maliyeti etkileyen etkenler arasındadır.

2.2.2.1. TO Ekonomisi

TO prosesinde su arıtma maliyeti enerji geri kazanım aygıtları, yenilikçi proses tasarımları ve yeni membran malzemeleri gibi teknolojik gelişmelerin sayesinde 1,00-2,00 $/m^3 değerlerinden 0,50-0,70 $/m^3 değerlerine kadar indirilebilmiştir [Misdan et al., 2012]. Deniz suyu desalinasyon maliyetleri Cezayir'deki Hamma ve Skikda desalinasyon tesislerinde sırasıyla 0,82-0,73 $/m^3, Kaliforniya'daki Carlsbad tesisinde 0,76 $/m^3, Avustralya'daki Perth tesisinde 0,75 $/m^3 ve İsrail'deki Palmachim, Hadera ve Ashkelon tesislerinde sırasıyla 0,78-0,63 ve 0,53 $/m^3'tür [Sauvet-Goichon, 2007], [Curcio et al., 2015].

2.2.2.2. Termal Proseslerin Ekonomisi

Desalinasyon maliyetleri MSF prosesi için 1,20 $/m^3 ve MED prosesi için 1,14 $/m^3'tür [Kennedy et al., 2002].

2.3. Membran Sistemlerinin Tasarımı

Membran proseslerin gerçek ölçek tasarımı için giriş su kalite değerleri, hedef çıkış suyu kalite değerleri, kirleticilerin membranda tutunma yüzdesi (rejeksiyon), su geri kazanım oranı, su akısı, uygulanması gereken sürücü güç (basınç farkı) değerleri bilinmelidir. TO prosesinde hedeflenen su geri kazanım oranı ve çıkış suyu değerlerindeki su akısı ve basınç değerleri sistemin uzun süreli işletilmesi ile deneysel olarak tespit edilebileceği gibi teorik olarak literatürdeki formüller ile de bulunabilir.

Basınç sürücülü membran sistemler sabit akıda veya sabit basınçta işletilebilmektedir. Sabit basınçlı sistemde su akısı sistem çalışmaya başladığında en yüksek seviyede olup zamanla membran yüzeyinde organik, inorganik veya biyolojik maddelerin birikmesi sonucu azalmaktadır. Sistem kararlı hale ulaştığında ise membran akısı zamanla değişmemektedir. Yine de, kararlı hale ulaştıktan sonra da membran yüzeylerinin kirlenmesi sonucunda akı zamanla azalabilir. Bunun önüne geçmek için geri yıkamalar yapılarak membran yüzeyleri belli zaman aralıklarında çeşitli kimyasallarla (asit veya baz çözeltisi, deterjan) temizlenmektedir. Membran

sistemlerin tasarımında ise kararlı hal akısı kullanılmaktadır. Sabit akılı membran sistemde ise basınç zamanla değiştirilerek akının zamanla sabit kalması sağlanmaktadır. Membran akısı birim membran alanından birim zamanda geçen su olduğu için tesis debisi ve akı değerleri de tesis için gerekli olan membran alanını belirlemektedir.

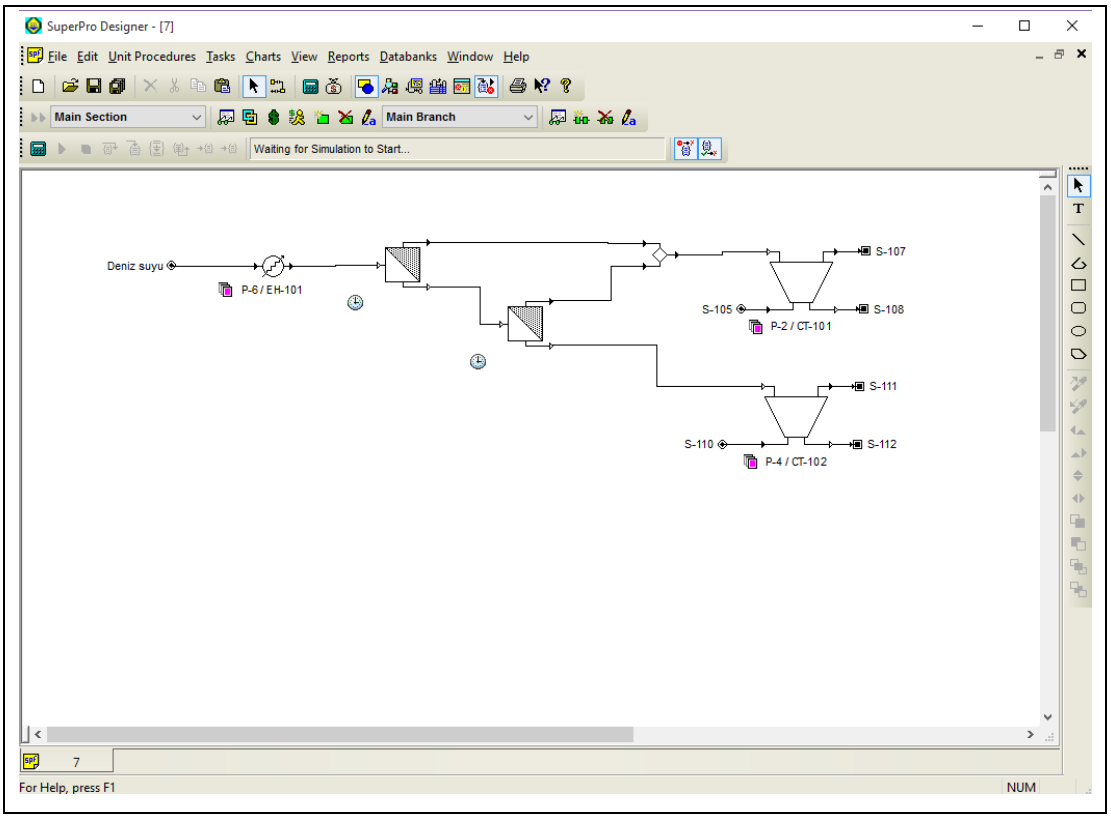
Membran proseslerde maliyetin önemli kısmını oluşturan enerji girdisi basınç sürücülü proseslerde elektrik enerjisi, sıcaklık farkı sürücülü proseslerde ise ısı enerjisi olarak uygulanmaktadır. İyi bir membran sistemi tasarımında su geri kazanım oranı yüksek ve enerji tüketimi düşük olmalıdır [Frenkel, 2015].

Desalinasyon tesisinde proses seçimi için yatırım, işletme maliyetleri ve tesis kapasitesi önem taşımaktadır. Bu açıdan bakıldığında desalinasyon prosesleri arasında TO prosesi enerji ihtiyacının düşük olmasından dolayı işletme maliyeti düşüktür ve en çok tercih edilen prosestir [Fellows and Al-Hamzah, 2015].

3. MALZEME ve YÖNTEM

3.1. Simülasyon Programının Tanıtımı

Bu tez çalışması kapsamında yapılan saha ölçekli TO ve MD deniz suyu arıtma proseslerinin tasarımları ve ekonomik analizleri SuperPro Designer v.9 proses modelleme ve maliyet analiz yazılımı kullanılarak gerçekleştirilmiştir. Yazılımın kullanıcı arayüzü Şekil 3.1'de görülmektedir.



Şekil 3.1: SuperPro Designer kullanıcı arayüzü.

Öncelikle yazılıma piyasa araştırmaları sonucu belirlenen işletme ve yatırım maliyet bileşenleri girilmiştir. TO ve MD üniteleri, ısıtıcı ve soğutucu ekipmanlar ve karıştırıcılar *birim prosedür* bölümünden seçilen ünitelerle simüle edilmiştir. Yazılımda TO prosesi mevcutken, MD prosesi olmadığından dolayı MF prosesi kullanılarak MD prosesi tasarlanmıştır [Vergili et al., 2012]. Üniteler girilip akım şeması oluşturulduktan sonra deniz suyu giriş akımının bileşimi çalışılan tuzlulukta olacak şekilde programa girilmiştir. Daha sonra tesis bileşen değerleri, ekipmanların

çalışma kriterleri ve fiyatları ünitelere tanımlanmıştır. Bu aşamadan sonra yazılımda *çalıştır* tuşuna basılıp programın kütle ve enerji dengelerini kurması sağlanmıştır. Simüle edilen proseslerin maliyet çıktılarına *rapor* bölümünden Microsoft Excel formatında ulaşılabilmektedir. Rapordaki değerler üzerinden yatırım maliyeti, işletme maliyeti, toplam maliyet (yatırım maliyeti ile yıllık %7 enflasyondaki işletme maliyetleri toplamlarının bugünki değeri), yatırımın geri dönüşü, yatırımın geri dönüş süresi, birim su arıtma maliyeti, su satışından elde edilecek kazanımlar, elde edilecek faydanın net bugünki değeri (NBD) ve fayda/maliyet oranı (F/M=NBD/toplam maliyet) elde edilmiştir. Tüm bu değerler ile TO ve MD desalinasyon proseslerinin ekonomik kıyaslamaları gerçekleştirilmiştir. Farklı MD sistem tasarımlarının kıyaslamaları ise birim desalinasyon maliyeti üzerinden yapılmıştır.

3.1.1. Maliyet Bileşenleri

Saha ölçek tasarımları yapılan TO ve MD tesislerinde yatırım ve işletme maliyetlerinin hesaplanması için gereken maliyet çarpanlarının değerleri ve hesaplama metodolojisi Tablo 3.1'de sunulmuştur [Vergili et al., 2012]. Buna göre toplam yatırım maliyeti (TYM); doğrudan sabit sermaye (DSS), döner sermaye (DS) ve başlangıç maliyeti (BM)'nin toplamından oluşmaktadır. Toplam işletme maliyeti (TİM) ise işçilik maliyeti (İM), tesis kurma maliyeti (TKM), sarf malzemeler (SM), membranların bertaraf maliyetleri (MBM), elektrik (E) ve yakıttan (Y) oluşmaktadır.

Tablo 3.1: Maliyet bileşenlerinin hesaplama metodu.

Maliyet Bileşenleri	Hesaplama Metodu
Toplam yatırım maliyeti (TYM)	TYM = DSS + DS + BM
- Doğrudan sabit sermaye (DSS)	DSS = TDM + TDM + MÜR
- Tesis doğrudan maliyeti (TDM)	TDM = ESM + DTM
- Ekipman satın alma maliyeti (ESM)	ESM = listelenmiş ESM + (0,2 × ESM)
- Diğer tesis maliyetleri (DTM) [1]	DTM = A+ B + C + D + E + F + G + H
- Tesis dolaylı maliyeti (TTM) [2]	TTM = I + J
- Müteahhit ücreti ve riskler (MÜR) [3]	MÜR = K + L
- Döner sermaye (DS)	

Tablo 3.1: Devam.

- Başlangıç maliyeti (BM)	BM = 0,03 × DSS
Toplam işletme maliyeti (TİM)	TİM = İM+TKM+SM+MBM+E+Y
- İşçilik maliyeti (İM) [4]	
- Tesis kurma maliyeti (TKM) [5]	TKM = M + N + O
- Sarf malzemeler (SM) [6]	SM = P + R
- Membranların bertaraf maliyetleri (MBM)	
- Elektrik (E)	
- Yakıt (Y)	

[1] A) Kurma (her TO ünitesi için 0,25×ESM ve MD ünitesi için 0,50×ESM), B) boru tesisatı (0,35×ESM), C) cihazlandırma (0,40×ESM), D) yalıtım (0,03×ESM), E) elektrik (0,10×ESM), F) inşaat (0,10×ESM), G) şantiye ıslahı (0,05×ESM) ve H) yardımcı tesisler (0,20×ESM) için maliyetleri içerir.

[2] I) Mühendislik (0,10×TDM) ve J) inşaat (0,15×TDM) maliyetlerini içerir.

[3] K) Müteahhit ücreti (0,01×(TDM+TTM)) ve L) ve risk giderlerini (0,01×(TDM+TTM)) içerir.

[4] Bir tam zamanlı teknisyen, mühendis ve yöneticiyi kapsar.

[5] M) Yıpranma payı, N) bakım (0,10×ESM) ve O) çeşitli giderler (sigorta (0,01×DSS), yerel vergiler (0×DSS), ve tesis harcamaları (0,02×DSS)) toplamıdır.

[6] P) Membran ve R) kimyasal malzemeleri kapsar.

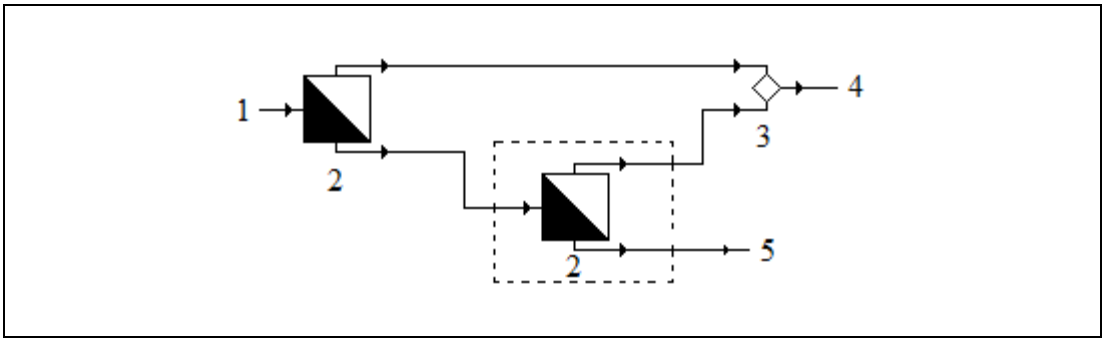
3.2. TO Ekonomisi Hesaplamaları

TO prosesi için ekonomik hesaplamalar tek ve çift kademe uygulamalar için yapılmıştır. Eşdeğer CO_2 salınımına dayalı olarak değişen birim karbon vergisi değerlerinde birim arıtma maliyetine olan ilave maliyet katkıları belirlenmiştir.

3.2.1. TO Simülasyon Akım Şemaları

Tek ve çift kademe TO prosesinin şematik gösterimi Şekil 3.2'de görülmektedir. Şekilden görüldüğü üzere sisteme beslenen deniz suyu (1) TO prosesinde (2) süzülerek süzüntü ve konsantre olmak üzere iki farklı akıma ayrılmaktadır. Şekilde kesikli çizgi ile opsiyonel olarak uygulandığı belirtilmiş ikinci kademe TO prosesine birinci kademe TO prosesinin konsantresi beslenmektedir. Birinci ve ikinci kademe TO proseslerinden süzülen süzüntü akımları karıştırıcı (3)

ile birleştirilip içme suyu (4) elde edilmiştir. Konsantre akım (5) ise denize deşarj edilmektedir.



Şekil 3.2: TO proses akım şeması.

3.2.2. TO Simülasyon Esasları

TO hesaplamalarında akı, rejeksiyon ve spesifik enerji tüketimi değerleri kullanılan deniz suyunun tuzluluğu için denklemler kullanılarak hesaplanmıştır. DuPont boşluklu elyaf membran modülü için yapılan hesaplamalarda kullanılan modülün özellikleri Tablo 3.2'de verilmiştir [Sassi and Mujtaba, 2012].

Tablo 3.2: TO hesaplamalarında kullanılan modülün özellikleri.

Özellik	Birim	Değer
Lif uzunluğu (L)	m	0,75
Lifin dış yarıçapı (r_{ot})	m	50×10^{-6}
Lifin iç yarıçapı (r_i)	m	21×10^{-6}
Lif demetinin iç yarıçapı (R_i)	m	$1{,}27\times10^{-2}$
Lif demetinin dış yarıçapı (R_{ot})	m	$5{,}334\times10^{-2}$
Tuz geçirgenliği (A_s^T)	m/s	4×10^{-9}
Su geçirgenliği (A_w^T)	m/bar.s	3×10^{-8}
Modüle besleme akış hızı	m^3/sa	1-2
Membran modül alanı	m^2	152
Modül başına basınç düşüşü (ΔP)	bar	0,2
Modül çalışma basınç aralığı	bar	50-92

Deniz suyunun yoğunluğu (ρ), deniz suyunun tuzluluğu (c) ve M katsayısına bağlı olarak aşağıdaki denkleme göre hesap edilmektedir. M katsayısı sıcaklığa (T) bağlıdır [Sassi and Mujtaba, 2012].

$$M = 1{,}0069 - 2{,}757 \times 10^{-4}T \tag{3.1}$$

$$\rho = 498{,}4M + \sqrt{248400M^2 + 752{,}4cM} \tag{3.2}$$

Konsantre akımın vizkozitesi (μ), difüzivite katsayısı (D) ve ozmotik basınç (π) aşağıdaki denklemlerden elde edilmiştir [Sassi and Mujtaba, 2012].

$$\mu = 1{,}234 \times 10^{-6}\exp\left(0{,}00212c + \frac{1965}{273{,}15 + T}\right) \tag{3.3}$$

$$D = 6{,}725 \times 10^{-6}\exp\left(0{,}154 \times 10^{-3}c + \frac{2513}{273{,}15 + T}\right) \tag{3.4}$$

$$\pi = \left(\frac{0{,}0117c10^3 - 34}{14{,}23}\right)\frac{(T + 320)}{345} \tag{3.5}$$

TO prosesi kütle denklikleri aşağıdaki denklemlerde verilmiştir. Giriş debisi (Q_f), konsantre akımın debisi (Q_r) ve süzüntü akımın debisinin (Q_p) toplamıdır. Debiler çalışılan geri kazanım oranına göre hesaplanmıştır. Giriş debisi (Q_f) ve tuz konsantrasyonu (C_f) çarpılarak kütlesel debi hesap edilmiş ve böylece konsantredeki (C_r) ve süzüntüdeki (C_p) tuz konsantrasyonları elde edilmiştir [Sassi and Mujtaba, 2012].

$$Q_f = Q_r + Q_p \tag{3.6}$$

$$Geri\ kazanım = \frac{Q_p}{Q_f} \tag{3.7}$$

$$Q_f C_f = Q_r C_r + Q_p C_p \tag{3.8}$$

Besleme akımındaki kütle transfer katsayısı (k), Sherwood sayısı (Sh) ile bağlantılıdır. Aşağıdaki denklemden görüldüğü üzere k, lifin dış yarıçapı (r_{ot}) ile ters orantılı, D ile doğru orantılıdır [Sassi and Mujtaba, 2012].

$$sh = \frac{k2r_{ot}}{D} = 2{,}725Re^{0{,}33}Sc^{0{,}33} \tag{3.9}$$

Reynolds (Re) sayısını hesaplamak için öncelikle ortalama yüzeysel hız (U) değerinin bilinmesi gerekmektedir. Bunun için iç (U_i) ve dış (U_{ot}) yüzeysel hızlardan yararlanılmıştır. U_i, U_{ot}, Re ve Schmidt (Sc) sayıları aşağıdaki denklemlere göre hesaplanmıştır [Sassi and Mujtaba, 2012].

$$U_i = \frac{Q_f}{2\pi R_i L} \tag{3.10}$$

$$U_{ot} = \frac{Q_f - Q_p}{2\pi R_{ot} L} \tag{3.11}$$

$$U = \frac{U_i - U_{ot}}{log\frac{U_i}{U_{ot}}} \tag{3.12}$$

$$Re = \frac{\rho 2r_{ot} U}{\mu^T} \tag{3.13}$$

$$Sc = \frac{\mu^T}{\rho D^T} \tag{3.14}$$

TO prosesi için su akısı (j_w^T) aşağıdaki denklem setinin çözümüyle bulunmuştur. Denklem setinde bilinenler: A_w^T, konsantre ve süzüntüdeki ozmotik basınç farkı ($\Delta\pi$), A_s^T, C_p, Q_p, C_b ve k'dır. Bilinmeyenler: su akısı (j_w^T), basınç düşüşü (ΔP), çözünmüş madde akısı (j_s^T), membran yüzeyindeki tuz konsantrasyonu (C_m), alan (A), konsantrasyon polarizasyonu (CP)'dir [Sassi and Mujtaba, 2012].

$$j_w^T = A_w^T(\Delta P - \Delta\pi) \tag{3.15}$$

$$j_s^T = A_s^T(C_m - C_p) \tag{3.16}$$

$$C_p = \frac{j_s^T}{j_w^T} \tag{3.17}$$

$$Q_p = Aj_w^T \tag{3.18}$$

$$CP = \frac{C_m - C_p}{C_b - C_p} = \exp\left(\frac{j_w^T}{k}\right) \tag{3.19}$$

TO prosesi için spesifik enerji tüketimi (SET) ise aşağıdaki denklem ile hesaplanmıştır.

$$SET = \frac{\Delta P + 0{,}2}{Geri\ kazanım \times\ 0{,}9} \tag{3.20}$$

Çalışılan deniz suyu tuzluluğu için gerçekleştirilmiş olan hesaplamaların sonucunda yazılıma girilen değerler Tablo 3.3'te görülmektedir. Tesis bileşen değerleri ise Tablo 3.4'te verilmiştir.

Tablo 3.3: TO tesisi hesaplamalarında kullanılan tasarım kriterleri.

Kriter	Değişken	Değer
Tuzluluk (g/L)	Deniz suyu	26,4
Sıcaklık (°C)	Deniz suyu	25
Akı (L/m^{2}sa)	Birinci TO	4,22
	İkinci TO	1,82
Geri Kazanım Oranı (%)	Birinci TO	50
	İkinci TO	60
	Toplam	80

Tablo 3.3: Devam.

Rejeksiyon (%)	Birinci TO	99,7
	İkinci TO	99,2

Tablo 3.4: TO tesisi hesaplamalarında kullanılan tesis bileşen değerleri.

Bileşen	Değişken	Değer
Su satışı ($/ton)	İçme suyu	1,8
Membran satın alma ($/m^2)	TO	26,25
	Kartuş	10,00
Membran bertarafı ($/m^2)	TO	5
	Kartuş	5
Membran ömrü (yıl)	TO	3
	Kartuş	3
Membran alanı (m^2)	TO	152
Membran modülü ($/adet)	TO	800
Enerji tüketimi (kWh/m^3)	Birinci TO	2,77
	İkinci TO	5,45
Çalışanlar ($/sa-kişi)	Yönetici	15,6
	Mühendis	9,1
	Operatör	6,5

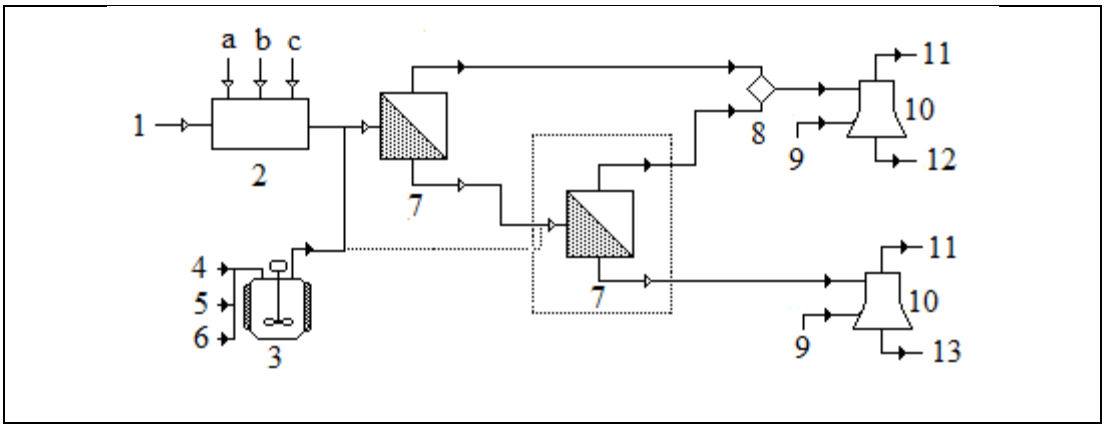
3.3. MD Ekonomisi Hesaplamaları

MD prosesinin ekonomik hesaplamaları farklı sistem tasarımları için ayrı ayrı hesaplanmış ve kıyaslanmıştır. Bu tasarımlar üç farklı ısı geri kazanım uygulaması (ısı geri kazanımsız, harici ve dahili ısı geri kazanımlı), dört farklı ısıtma seçeneği (elektrik, doğalgaz, linyit kömürü ve atıl ısı) ve iki farklı MD kademesi (tek ve çift kademe) olmak üzere yirmi dört farklı senaryo için yapılmıştır. Her bir senaryo için tesis kapasitesi (20.000-500.000 m^3/gün), yaz ve kış şartları (yaz ayları ortalamasını temsilen 30 °C, kış ayları ortalamasını temsilen 15 °C) ve farklı birim elektrik enerjisi tüketim maliyetlerinin (0,04-0,1 $/kWh) birim su arıtma maliyetine olan etkisi araştırılmıştır. Isıtmada farklı enerji kullanım alternatifleri için açığa çıkacak

eşdeğer CO_2 salınımına dayalı olarak değişen birim karbon vergisi değerlerinde MD ile deniz suyu desalinasyonunun birim arıtma maliyetine olan ilave maliyet katkıları da belirlenmiştir.

3.3.1. MD Simülasyon Akım Şemaları

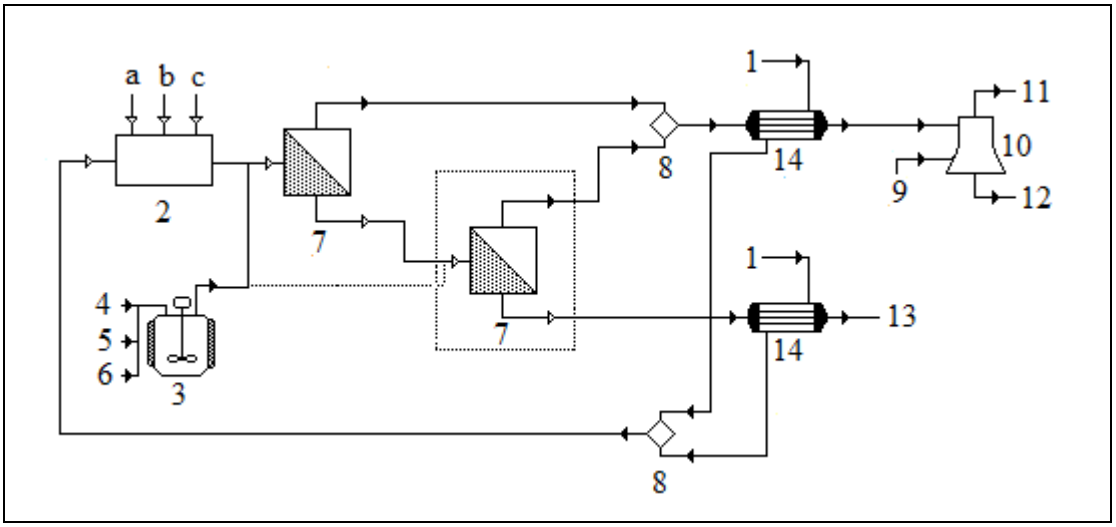
Isı geri kazanımsız tek ve çift kademe MD prosesinin şematik gösterimi Şekil 3.3'te görülmektedir. Buna göre sisteme beslenen deniz suyu (1) MD prosesine (7) verilmeden önce farklı ısı kaynakları (a:elektrikle ısıtma, b:yakıt ile ısıtma, c:atık ısı ile ısıtma) kullanılarak ısıtma ünitesinde (2) 60 °C'ye ısıtılmaktadır. Isıtılmış deniz suyu MD prosesinde (7) süzülerek süzüntü ve konsantre olmak üzere iki farklı akıma ayrılmıştır. Kesikli çizgi ile opsiyonel olarak uygulandığı belirtilmiş ikinci kademe MD prosesine birinci kademe MD prosesinin konsantresi beslenmektedir. Her iki MD prosesine de geri yıkama tankı (3) ile sırasıyla HCl çözeltisi (4), NaOH çözeltisi (5) ve distile su (6) beslenerek membran temizliği gerçekleştirilmiştir. Birinci ve ikinci kademe MD proseslerinden süzülen süzüntü akımları karıştırıcı (8) ile birleştirilip soğutma kulesi (10) ile soğutulduktan sonra içme suyu (12) elde edilmiştir. Soğutma kulesine hava (9) beslenerek 60 °C'deki içme suyu 30 °C'ye soğutulmuştur. Soğutma kulesinden çıkan gaz çıkışını (11) kuleye beslenen hava ve içme suyunun %5'lik buharlaşan kısmı oluşturmaktadır. Konsantre akım (13) ise soğutma kulesi (10) ile 35 °C'ye soğutulduktan sonra denize deşarj edilmektedir.



Şekil 3.3: Isı geri kazanımsız MD proses akım şeması.

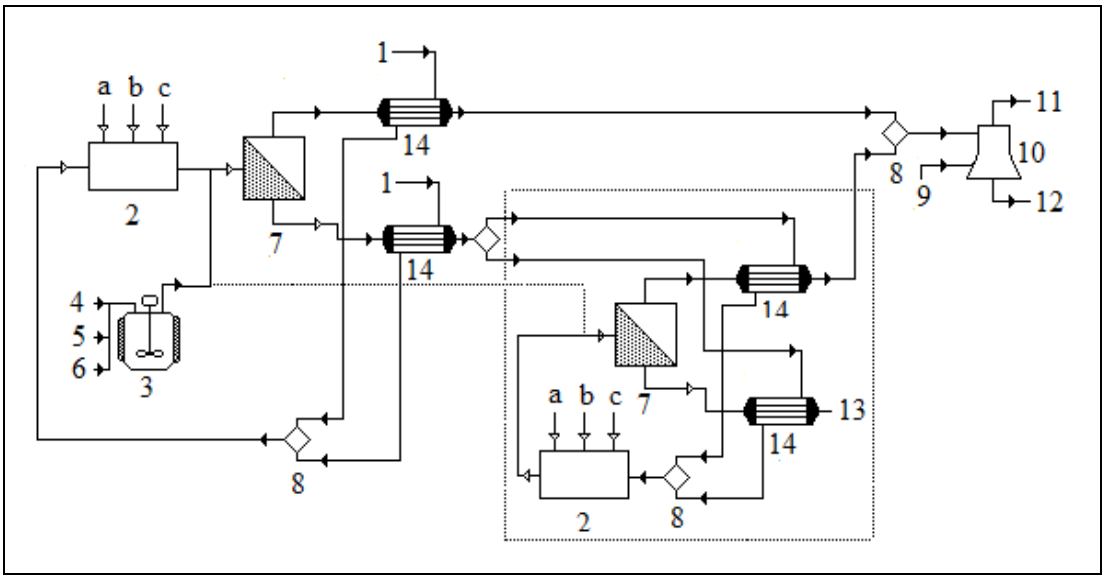
Harici ısı geri kazanımlı tek ve çift kademe MD prosesi Şekil 3.4'te gösterilmiştir. Harici ısı geri kazanım uygulamasında süzüntü ve konsantre

akımlarının sıcaklıklarından faydalanılarak deniz suyu ısıtılmaktadır. Sıcak akımlardan ısı geri kazanımı modül dışındaki ısı değiştiricilerle yapılmaktadır. Deniz suyu (1) ısı değiştiricilerin (14) kabuk tarafına, 60 °C'deki süzüntü veya konsantre akım ise tüp tarafına zıt akışlı beslenerek deniz suyu 55 °C'ye ısıtılmıştır. Süzüntü ve konsantre akımlar ise 35 °C'ye soğutulmuştur. Süzüntü ve konsantre akımların sıcaklıkları ile ısıtılan deniz suyu karıştırıcı (8) ile karıştırılıp ısıtma ünitesi (2) ile 60 °C'ye ısıtıldıktan sonra MD prosesine (7) beslenmiştir. Konsantre akım denize deşarj edilirken, süzüntü akım ısı geri kazanımsız MD uygulamasında olduğu gibi 30 °C'ye soğutulup geri kazanılmıştır. Membran temizliği ısı geri kazanımsız MD uygulamasında yapıldığı gibidir.



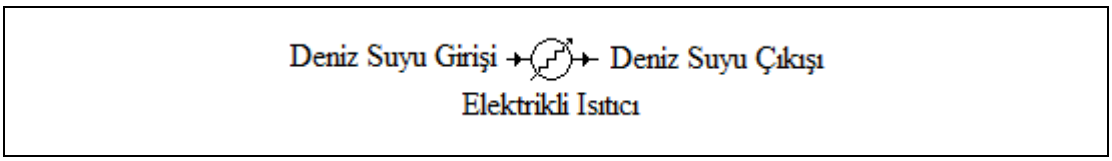
Şekil 3.4: Harici ısı geri kazanımlı MD proses akım şeması.

Dahili ısı geri kazanımlı tek ve çift kademe MD prosesi Şekil 3.5'te gösterilmiştir. Dahili ısı geri kazanım uygulamasında süzüntü ve konsantre akımlardan ısı geri kazanımı modül içerisinde gerçekleşmedir. Deniz suyu (1), süzüntü ve konsantre akımlarla 55 °C'ye modül içerisinde ısıtılırken, süzüntü ve konsantre akımlar ise 35 °C'ye soğutulmaktadır. Birinci MD prosesinin konsantresi ikinci MD prosesine beslenmeden önce ikinci MD prosesinin süzüntü ve konsantre akımları ile 55 °C'ye ısıtılmakta ve daha sonra farklı ısı kaynakları ile 60 °C'ye ısıtılmaktadır. İkinci MD prosesi konsantresi denize deşarj edilirken, süzüntü akımlar ısı geri kazanımsız MD uygulamasında olduğu gibi 30 °C'ye soğutulup geri kazanılmıştır. Membran temizliği ısı geri kazanımsız MD uygulamasında yapıldığı gibidir.



Şekil 3.5: Dahili ısı geri kazanımlı MD proses akım şeması.

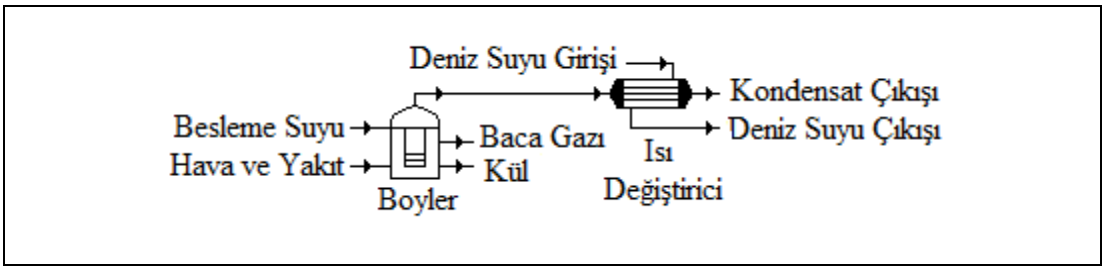
MD prosesinde deniz suyunu 60 °C'ye ısıtmada kullanılan farklı ısı kaynakları aşağıdaki şekillerde detaylı olarak gösterilmiştir. Şekil 3.6'da görüldüğü üzere elektrikle ısıtma seçeneğinde deniz suyu %85 verimle çalışan 200 kW'lık elektrikli ısıtıcılara beslenmekte ve istenen sıcaklığa ısıtılmaktadır.



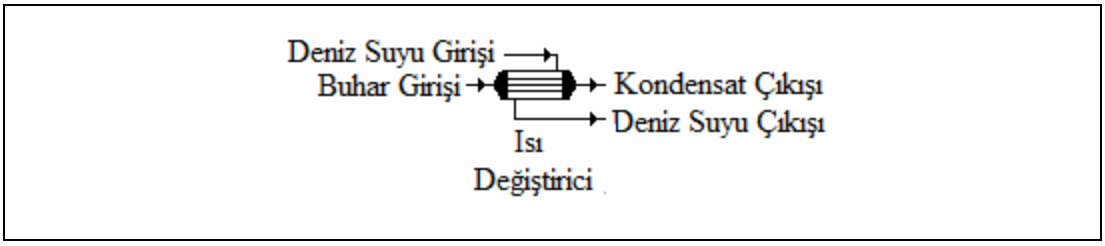
Şekil 3.6: Elektrikle ısıtma.

Şekil 3.7'de yakıtla ısıtma seçeneği gösterilmiştir. Boylere yakıt olarak doğalgaz veya linyit kömürü beslenmiş, hava ile yakıtın yakılmasından açığa çıkan ısı ile besleme suyu 110 °C'de buhara dönüştürülmüştür. Oluşan buhar ısı değiştiricinin tüp tarafına beslenirken deniz suyu kabuk tarafına beslenmiştir. Zıt akış prensibine göre çalışan ısı değiştiriciden deniz suyu 60 °C'de çıkarken buhar ise yoğuşarak kondensat olarak çıkmıştır.

Şekil 3.8'de ise atık ısı ile ısıtma seçeneği gösterilmiştir. 110 °C'deki buhar atık ısı olarak kabul edilmiştir. Zıt akış prensibine göre çalışan ısı değiştiricinin tüp tarafına beslenen buhar kondensat olarak çıkarken, kabuk tarafına beslenen deniz suyu 60 °C'de çıkmıştır.



Şekil 3.7: Yakıt ile ısıtma.



Şekil 3.8: Atık ısı ile ısıtma.

3.3.2. MD Simülasyon Esasları

MD tesisi hesaplamaları TO tesisinde olduğu gibi 26,4 g/L tuzluluğa sahip deniz suyu için yapılmıştır. MD akısı ve rejeksiyonu beş günlük deneysel performans sonucuna göre belirlenmiştir [Narcı, 2015]. Hesaplamalarda kullanılan tasarım kriterleri Tablo 3.5'te verilmiştir.

Tablo 3.5: MD tesisi hesaplamalarında kullanılan tasarım kriterleri.

Kriter	Değişken	Değer
Tuzluluk (g/L)	Deniz suyu	26,4
Akı (L/m^2h)	MD	17,21
Geri Kazanım Oranı (%)	Birinci MD	50
	İkinci MD	60
	Toplam	80
Rejeksiyon (%)	MD	99,6
MD Akım Sıcaklıkları (°C)	Deniz suyu girişi	60
	Denize deşarj edilen konsantre	35
	Temiz su	30

Tablo 3.5: Devam.

Atık Isının Sıcaklığı (°C)		110
Yakıtların kalorifik değerleri (kcal/kg)	Doğalgaz	12.137
	Linyit kömürü	5.080
Elektrikli ısıtıcının kapasitesi (kW)		200
Isı değiştiricinin alanı (m^2)		100
Soğutma kulesi zemin alanı (m^2)		30

Her bir senaryo için gereken yakıt debisini ($Q_{yakıt}$) bulmak için öncelikle gerekli termal enerji hesap edilmiştir. Bunun için giriş deniz suyunun kütlesi (m), deniz suyunun ısı kapasitesi (c) ve ısıtılmak istenen sıcaklık ile kendi sıcaklığı farkı (ΔT) çarpılıp verime (u) bölünmüştür. Isıtıcıların %85 verimle çalıştığı kabul edilmiştir.

$$Q_{termal} = \frac{m \times c \times \Delta T}{u} \tag{3.21}$$

Daha sonra gereken termal enerji (Q_{termal}), yakıtın kalorifik değerine (v) bölünerek $Q_{yakıt}$ hesaplanmıştır.

$$Q_{yakıt} = \frac{Q_{termal}}{v} \tag{3.22}$$

MD enerji hesaplamalarında termal enerjinin yanında pompaj için harcanan enerji de (0,75 kWh/m^3) dikkate alınmıştır [Meindersma et al., 2006].

MD tesis bileşenlerinin değerleri Tablo 3.6'da verilmiştir. Tesiste membran kirlenmesinden kaynaklı akı azalmasını engellemek için asidik ve bazik çözeltilerle geri yıkamalar yapılması planlanmıştır. Bu nedenle yardımcı malzeme olarak asit, baz ve distile su fiyatları da maliyet analizlerine dahil edilmiştir.

Tablo 3.6: MD tesisi hesaplamalarında kullanılan tesis bileşen değerleri.

Bileşen	Değişken	Değer
Su satışı ($/ton)	İçme suyu	1,8
Membran satın alma ($/m^2)	MD	90
	Kartuş	10
Membran bertarafı ($/m^2)	MD	5
	Kartuş	5
Membran ömrü (yıl)	MD	3
	Kartuş	3
Membran alanı (m^2)	MD	40
Membran modülü ($/adet)	MD	1.000
Enerji tüketimi (kWh/m^3)	MD	0,75
Yakıt fiyatı ($/kg)	Doğalgaz	0,457
	Linyit Kömürü	0,170
Çalışanlar ($/sa-kişi)	Yönetici	15,6
	Mühendis	9,1
	Operatör	6,5
Yardımcı Malzemeler ($/ton)	Distile su	3,0
	HCl	350
	NaOH	940

MD tesisinde ısıtma ve soğutmayı sağlayacak ekipmanların fiyatları Tablo 3.7'de verilmiştir. Endüstriyel boylerin fiyatlı tesis kapasitesine, soğutma kulesinin fiyatı ise hem tesis kapasitesi hem de soğutulmak istenen sıcaklığa bağlı olarak Superpro Designer yazılımı tarafından belirlenmiştir.

Tablo 3.7: MD tesisi hesaplamalarında kullanılan ekipmanların fiyatları.

Ekipman	Satın Alma Fiyatı ($)
Endüstriyel boyler	265.000-895.000
Soğutma kulesi	33.000-67.000
Isı değiştirici	35.000
Elektrikli ısıtıcı	35.000

3.4. Karbon Ayak İzi Hesaplamaları

TO ve MD birim su arıtma maliyetlerine ilave olarak tesislerden kaynaklanan karbon vergisi de göz önünde bulundurularak tesislerin ekonomik kıyaslamaları yapılmıştır. Öncelikle karbondan kaynaklanan maliyetler farklı karbon vergisi (10-150 $/ton CO_2-e) değerleri için aşağıdaki formüle göre hesap edilmiştir [Kesieme et al., 2013].

$$Karbon\ maliyeti = Enerji\ gereksinimi \times Emisyon\ faktörü \times Karbon\ vergisi \tag{3.23}$$

Tesisin elektrik enerji gereksinimi (kWh/m^3) SuperPro Designer yazılımında hesaplanmaktadır. Bu değer elektriğin emisyon faktörü ve karbon vergisi ile çarpılıp birim dönüşümü yapılarak karbon maliyeti hesaplanmaktadır. Yakıt ile ısıtma senaryolarında bu değere ilave olarak ısı enerji gereksinimi yakıtın emisyon faktörü ve karbon vergisi ile çarpılıp birim dönüşümü yapılarak yakıttan gelen karbon maliyeti de hesaplanmakta ve elektrikten gelen karbon maliyeti ile toplanmaktadır. Yakıt türlerine göre emisyon faktörleri Tablo 3.8'de verilmiştir [Aslanoğlu ve Köksal, 2012], [Kesieme et al., 2013]. Karbon maliyetleri hesaplandıktan sonra su arıtma maliyeti ile toplanarak toplam su arıtma maliyeti elde edilmiştir. TO ve MD tesisleri için hem karbondan gelen maliyetler hem de toplam su arıtma maliyetleri kıyaslanmıştır.

Tablo 3.8: Emisyon faktörleri.

Yakıt Türü	Emisyon Faktörü (kg CO_2-e/kWh)
Elektrik	1,220
Doğalgaz	0,202
Linyit kömürü	0,414

4. ARAŞTIRMA BULGULARI ve TARTIŞMA

4.1. MD Birim Desalinasyon Maliyetleri

MD birim su arıtma maliyetleri değişen deniz suyu giriş sıcaklıkları, tesis kapasitesi ve elektrik fiyatlarına göre tüm senaryolar için hesap edilmiştir. Deniz suyu sıcaklığının birim su maliyetine etkisi incelenirken giriş debisi 100.000 m^3/gün ve elektik fiyatı 0,07 $/kWh olacak şekilde sabit tutulmuştur. Tesis kapasitesinin etkisinde deniz suyu giriş sıcaklığı 25 °C ve elektik fiyatı 0,07 $/kWh'tir. Elektrik fiyatının etkisinde ise tesis kapasitesi 100.000 m^3/gün ve deniz suyu giriş sıcaklığı 25 °C olarak seçilmiştir.

4.1.1. Deniz Suyu Sıcaklığının Etkisi

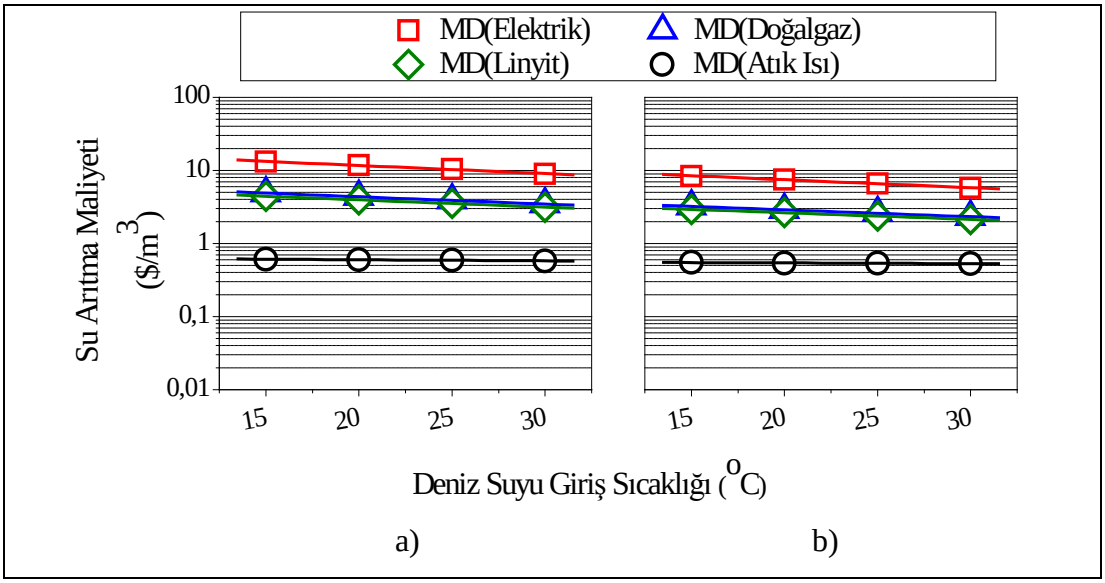
Tasarımı yapılan saha ölçek MD tesisinde birim su arıtma maliyeti üzerine deniz suyu sıcaklığının etkisi ısı geri kazanımsız ve ısı geri kazanımlı senaryolarda tüm ısıtma seçenekleri için araştırılmıştır. Birim su arıtma maliyetleri 15-30 °C deniz suyu giriş sıcaklıklarında tek tek tüm senaryolar için hesap edilmiş ve kıyaslanmıştır.

Isı geri kazanımsız MD tesisinde deniz suyu sıcaklığının birim su arıtma maliyetine etkisi tek kademe ve çift kademe MD için sırası ile Şekil 4.1.a) ve Şekil 4.1.b)'de gösterilmiştir.

Buna göre ısı geri kazanımsız tüm senaryolarda deniz suyu giriş sıcaklığı arttıkça birim su arıtma maliyetinde azalma görülmüştür. Bunun temel sebebi giriş deniz suyu MD prosesine beslenmeden önce prosesin işletme sıcaklığına (60 °C) ısıtılmakta ve bu nedenle deniz suyu sıcaklığı arttıkça işletme sıcaklığı ile deniz suyu sıcaklık farkının azalıp ısıtma için daha az ısı enerjisi gerekmesidir.

Isı geri kazanımsız MD tesisinde en yüksek birim su arıtma maliyeti 15 °C (kış ayları ortalamasını temsilen) deniz suyu giriş sıcaklığında elektrikle ısıtma seçeneği için tek kademede 13,20 $/$m^3$ ve çift kademede 8,41 $/$m^3$ olarak tespit edilmiştir. Bu değerler deniz suyu giriş sıcaklığı 30 °C (yaz ayları ortalamasını temsilen) olduğunda %30 oranında azalarak tek kademe için 8,97 $/$m^3$ ve çift kademede 5,77 $/$m^3$ olarak hesaplanmıştır. Doğalgaz ve linyit ile ısıtma seçeneklerinde birim su arıtma maliyetleri kış ve yaz ayları deniz suyu sıcaklığına göre yaklaşık %28 oranında

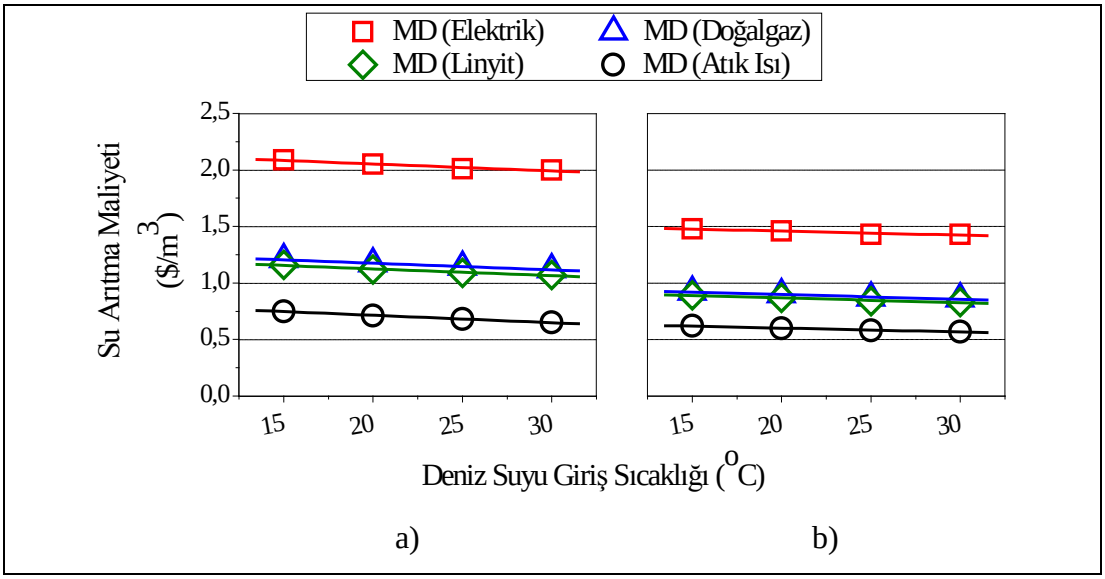
azalmıştır. Doğalgaz ile ısıtmada 15 °C deniz suyu giriş sıcaklığında tek ve çift kademede su arıtma maliyetleri sırasıyla 4,87-3,21 $/m^3 iken 30 °C deniz suyu giriş sıcaklığında ise su arıtma maliyetleri sırasıyla 3,44-2,32 $/m^3 değerlerine düşmüştür. Linyit ile ısıtmada ise 15 °C deniz suyu giriş sıcaklığında tek ve çift kademede su arıtma maliyetleri sırasıyla 4,41-2,92 $/m^3 iken 30 °C deniz suyu giriş sıcaklığında ise su arıtma maliyetleri sırasıyla 3,13-2,13 $/m^3 değerlerine düşmüştür. Isı geri kazanımsız MD tesisinde en düşük su arıtma maliyetleri ise atık ısı ile ısıtma seçeneğinde giriş suyu sıcaklığı 30 °C iken tek ve çift kademe için sırasıyla 0,58-0,53 $/m^3 olarak hesaplanmıştır. Bu değerler kış ayları için sırasıyla 0,61-0,55 $/m^3'e yükselmektedir. Buna göre yaz aylarında su arıtma maliyeti kış aylarına göre %4 daha düşüktür. Buradan hareketle, ısı geri kazanımsız MD tesisinde atık ısı ile ısıtma seçeneğinde deniz suyu giriş sıcaklığının su arıtma maliyeti üzerine etkisi elektrik ve yakıt ile ısıtma seçeneklerine göre çok daha az olmaktadır.



Şekil 4.1: Isı geri kazanımsız MD tesisinde deniz suyu sıcaklığının su arıtma maliyetine etkisi a) Tek kademe, b) Çift kademe.

Harici ısı geri kazanımlı MD tesisinde deniz suyu sıcaklığının birim su arıtma maliyetine etkisi tek kademe ve çift kademe MD için sırası ile Şekil 4.2.a) ve Şekil 4.2.b)'de sunulmuştur. Tüm senaryolarda ısı kazanımsız seçeneklerde olduğu gibi deniz suyu giriş sıcaklığı arttıkça birim su arıtma maliyetinde azalma görülmüştür. Harici ısı geri kazanımlı MD tesisinde en yüksek birim su arıtma maliyeti kış aylarında elektrikle ısıtma seçeneği için tek ve çift kademede sırasıyla 2,09-1,48 $/m^3

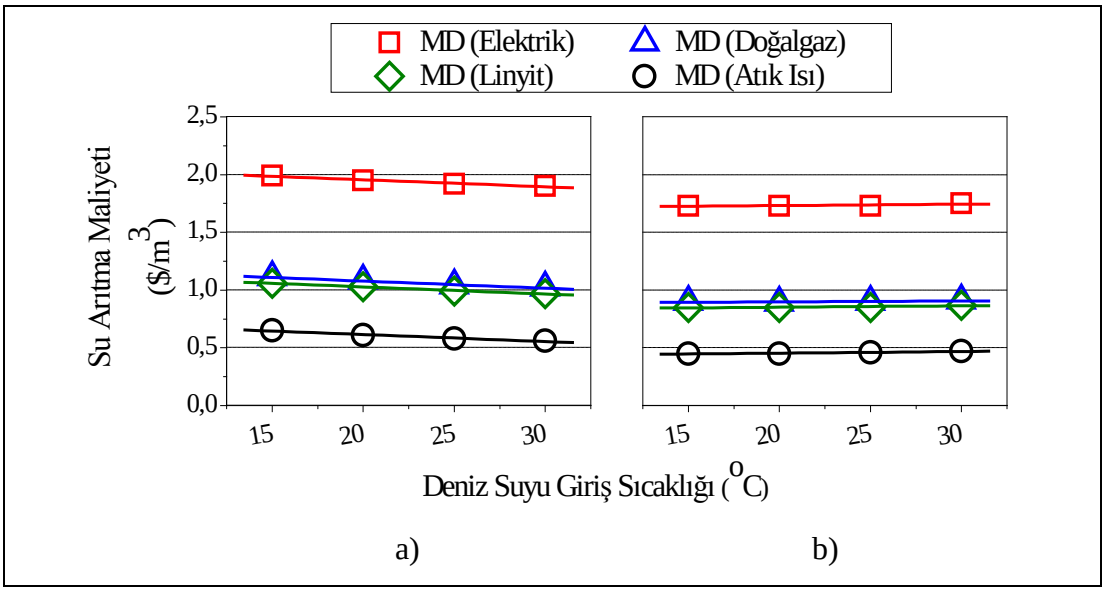
olarak tespit edilmiştir. Bu değerler yaz ayları için yaklaşık %4 oranında azalarak sırasıyla 2,00-1,43$/m^3'e düşmüştür. Doğalgaz ile ısıtma seçeneği için kış aylarında MD ile su arıtma maliyeti tek ve çift kademede sırasıyla 1,12-0,92 $/m^3 iken yaz aylarında için yaklaşık %7 oranında azalarak sırasıyla 1,12-0,86 $/m^3'e düşmüştür. Linyit ile ısıtma seçeneği için kış aylarında MD ile su arıtma maliyeti tek ve çift kademede sırasıyla 1,16-0,89 $/m^3 iken yaz aylarında için yaklaşık %7 oranında azalarak sırasıyla 1,07-0,83 $/m^3'e düşmüştür. Isı geri kazanımsız MD tesisinde en düşük su arıtma maliyetleri ise atık ısı ile ısıtma seçeneğinde giriş suyu sıcaklığı 30 °C iken tek ve çift kademe için sırasıyla 0,65-0,57 $/m^3 olarak hesaplanmıştır. Bu değerler kış ayları için sırasıyla 0,75-0,62 $/m^3'e yükselmektedir. Buna göre yaz aylarında atık ısı ile ısıtma seçeneğinde su arıtma maliyeti kış aylarına göre tek kademe için %13 çift kademe için %8 daha düşüktür. Harici ısı geri kazanımlı MD tesisinde giriş deniz suyu sıcaklığı atık ısı ile ısıtma seçeneğinde birim su arıtma maliyetini diğer ısıtma seçeneklerinde hesaplanan maliyetlere göre daha çok etkilemektedir.



Şekil 4.2: Harici ısı geri kazanımlı MD tesisinde deniz suyu sıcaklığının su arıtma maliyetine etkisi a) Tek kademe, b) Çift kademe.

Dahili ısı geri kazanımlı MD tesisinde deniz suyu sıcaklığının birim su arıtma maliyetine etkisi tek kademe ve çift kademe MD için sırası ile Şekil 4.3.a) ve Şekil 4.3.b)'de gösterilmiştir. Dahili ısı geri kazanımlı tüm senaryolarda artan deniz suyu giriş sıcaklığı ile birim su arıtma maliyetlerinin azaldığı tespit edilmiştir. En yüksek

birim su arıtma maliyeti kış aylarında elektrikle ısıtma seçeneği için tek ve çift kademede sırasıyla 1,99-1,73 $/m^3 olarak hesaplanmıştır. Bu değerler yaz aylarında tek kademe için %4,5 azalarak 1,90 $/m^3'e düşerken, çift kademe için ise %1 artarak 1,75 $/m^3'e yükselmiştir. Doğalgaz ile ısıtma seçeneğinde su arıtma maliyeti kış aylarında tek ve çift kademede sırasıyla 1,11-0,90 $/m^3 iken yaz aylarında tek kademe için %8 azalarak 1,02 $/m^3'e düşmüş ve çift kademe için %1 artarak 0,91 $/m^3'e yükselmiştir. Linyit ile ısıtma seçeneğinde su arıtma maliyeti kış aylarında tek ve çift kademede sırasıyla 1,06-0,85 $/m^3 iken yaz aylarında tek kademe için %8,5 azalarak 0,97 $/m^3'e düşmüş ve çift kademe için %2 artarak 0,87 $/m^3'e yükselmiştir. Atık ısı ile ısıtma seçeneğinde su arıtma maliyeti kış aylarında tek ve çift kademede sırasıyla 0,65-0,45 $/m^3 iken yaz aylarında tek kademe için %13,8 azalarak 0,56 $/m^3'e düşmüş ve çift kademe için %4,2 artarak 0,47 $/m^3'e yükselmiştir. Dahili ısı geri kazanımlı MD tesisinde tek kademe senaryolarda giriş deniz suyu sıcaklığı arttıkça birim su arıtma maliyeti azalmakta ve atık ısı ile ısıtma seçeneğinde maliyeti diğer ısıtma seçeneklerinde hesaplanan maliyetlere göre daha çok etkilemektedir. Çift kademe senaryolarda ise giriş deniz suyu sıcaklığı arttıkça birim su arıtma maliyeti artmakta ve en yüksek artış oranı atık ısı ile ısıtma seçeneğinde olmaktadır.

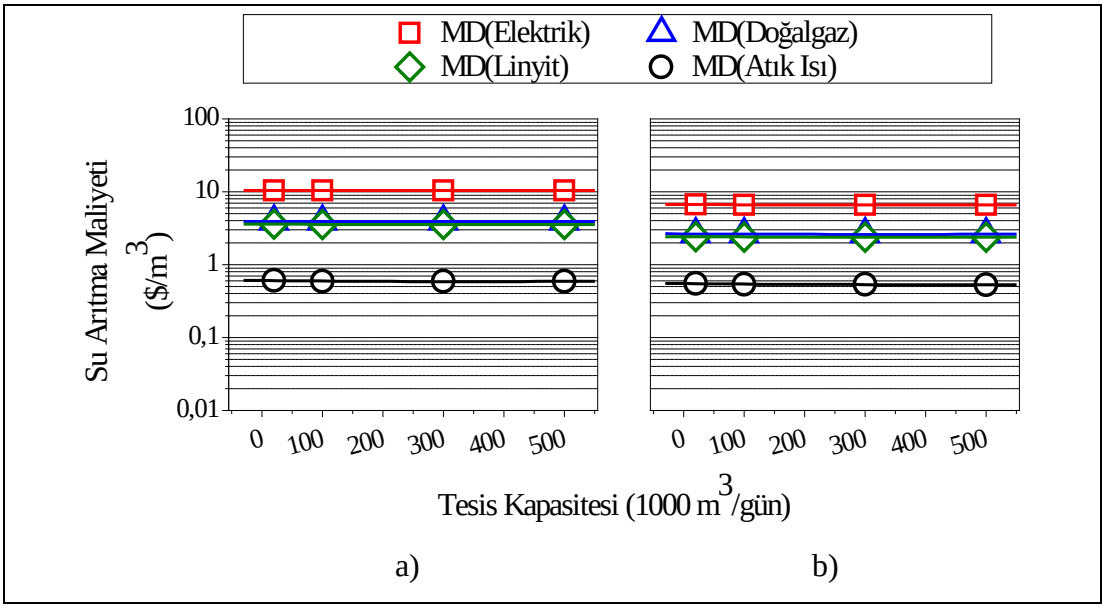


Şekil 4.3: Dahili ısı geri kazanımlı MD tesisinde deniz suyu sıcaklığının su arıtma maliyetine etkisi a) Tek kademe, b) Çift kademe.

4.1.2. Tesis Kapasitesinin Etkisi

Tesis kapasitesinin birim su arıtma maliyeti üzerine etkisi ısı geri kazanımsız ve ısı geri kazanımlı senaryolarda tüm ısıtma seçenekleri için 20.000-500.000 m^3/gün deniz suyu giriş debileri için hesaplanıp kıyaslanmıştır

Isı geri kazanımsız MD tesisinde tesis kapasitesinin birim su arıtma maliyetine etkisi tek kademe ve çift kademe MD için sırası ile Şekil 4.4.a) ve Şekil 4.4.b)'de gösterilmiştir. Şekilden görüldüğü üzere tek ve çift kademe MD senaryolarında tesis kapasitesinin su arıtma maliyeti üzerine etkisinin ihmal edilebilecek düzeyde olduğu tespit edilmiştir.

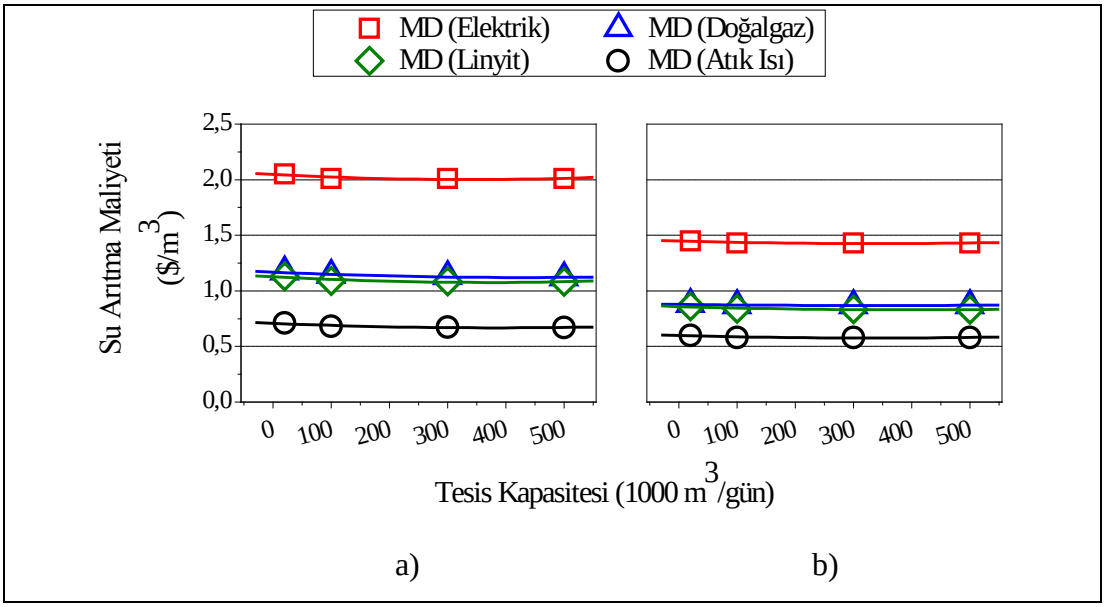


Şekil 4.4: Isı geri kazanımsız MD tesisinde tesis kapasitesinin su arıtma maliyetine etkisi a) Tek kademe, b) Çift kademe.

Isı geri kazanımsız, elektrikle ısıtmalı tek kademeli küçük ölçekli MD tesisinde (20.000 m^3/gün) su arıtma maliyeti 10,40 \$/m^3 iken büyük ölçekli MD tesisinde (500.000 m^3/gün) bu değer 10,37 \$/m^3'e düşmektedir. Elektrikle ısıtmada çift kademede ise küçük ve büyük ölçekli tesisler için su arıtma maliyetleri sırasıyla 6,67-6,65 \$/m^3'tür. Doğalgaz ile ısıtmada tek kademede küçük ve büyük ölçekli tesisler için su arıtma maliyeti sırasıyla 3,94-3,92 \$/m^3 iken çift kademede 2,64-2,61 \$/m^3 olarak hesaplanmıştır. Linyit ile ısıtmada tek kademede küçük ve büyük ölçekli tesisler için su arıtma maliyeti sırasıyla 3,60-3,55 \$/m^3 iken çift kademede 2,42-2,39 \$/m^3 olarak hesaplanmıştır. Atık ısı ile ısıtmada tek kademede küçük ve büyük

ölçekli tesisler için su arıtma maliyeti sırasıyla 0,61-0,59 $/m^3 iken çift kademede 0,55-0,53 $/m^3 olarak hesaplanmıştır. Sonuçta ısı geri kazanımsız tek ve çift kademe MD tesisinde tesis kapasitesinin artması durumunda tüm ısı kaynakları göz önünde bulundurulduğunda birim su arıtma maliyetinde yaklaşık %0,3-3,5 oranında bir azalış olduğu bulunmuştur.

Harici ısı geri kazanımlı MD tesisinde tesis kapasitesinin birim su arıtma maliyetine etkisi tek kademe ve çift kademe MD için sırası ile Şekil 4.5.a) ve Şekil 4.5.b)'de gösterilmiştir.

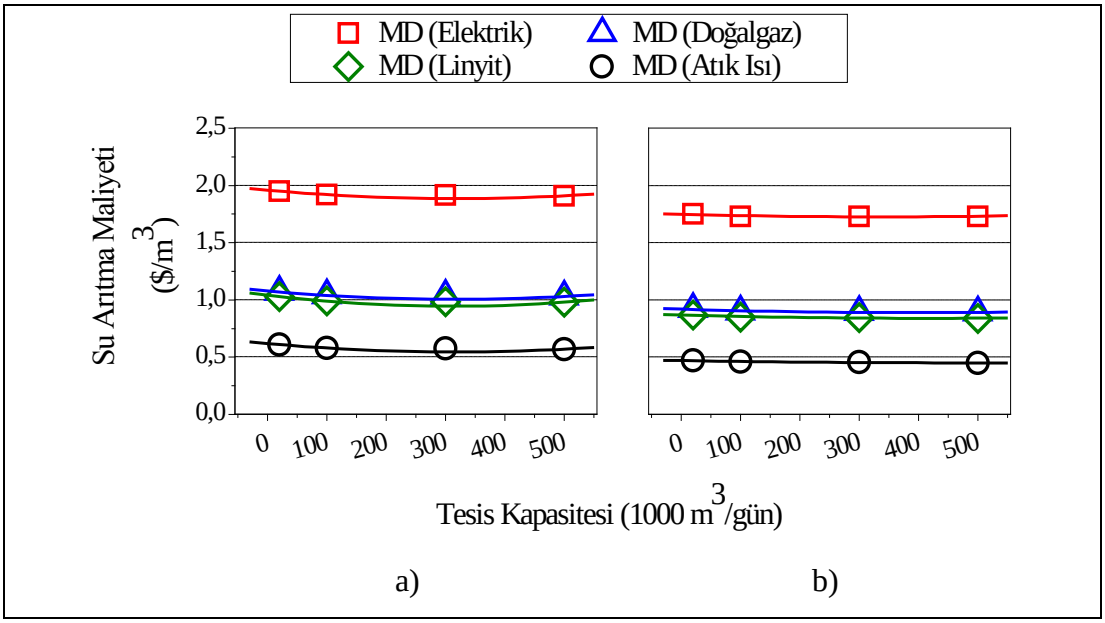


Şekil 4.5: Harici ısı geri kazanımlı MD tesisinde tesis kapasitesinin su arıtma maliyetine etkisi a) Tek kademe, b) Çift kademe.

Harici ısı geri kazanımlı tek kademe MD saha ölçek tesisinde elektrikle ısıtmalı senaryoda küçük ve büyük ölçekli tesisler için su arıtma maliyeti sırasıyla 2,05-2,01 $/m^3 iken çift kademede bu değerler sırasıyla 1,45-1,43 $/m^3 olarak tespit edilmiştir. Doğalgaz ile ısıtmada tek kademede küçük ve büyük ölçekli tesisler için su arıtma maliyeti sırasıyla 1,17-1,12 $/m^3 iken çift kademede 0,88-0,87 $/m^3 olarak hesaplanmıştır. Linyit ile ısıtmada tek kademede küçük ve büyük ölçekli tesisler için su arıtma maliyeti sırasıyla 1,13-1,08 $/m^3 iken çift kademede 0,86-0,83 $/m^3 olarak hesaplanmıştır. Atık ısı ile ısıtmada tek kademede küçük ve büyük ölçekli tesisler için su arıtma maliyeti sırasıyla 0,71-0,67 $/m^3 iken çift kademede 0,60-0,58 $/m^3 olarak hesaplanmıştır. Harici ısı geri kazanımlı saha ölçek MD tesisinde tek ve çift

kademede tesis kapasitesinin artması durumunda farklı ısı kaynakları kullanıldığında birim su arıtma maliyetinde yaklaşık %1,1-5,6 oranında bir azalış tespit edilmiştir.

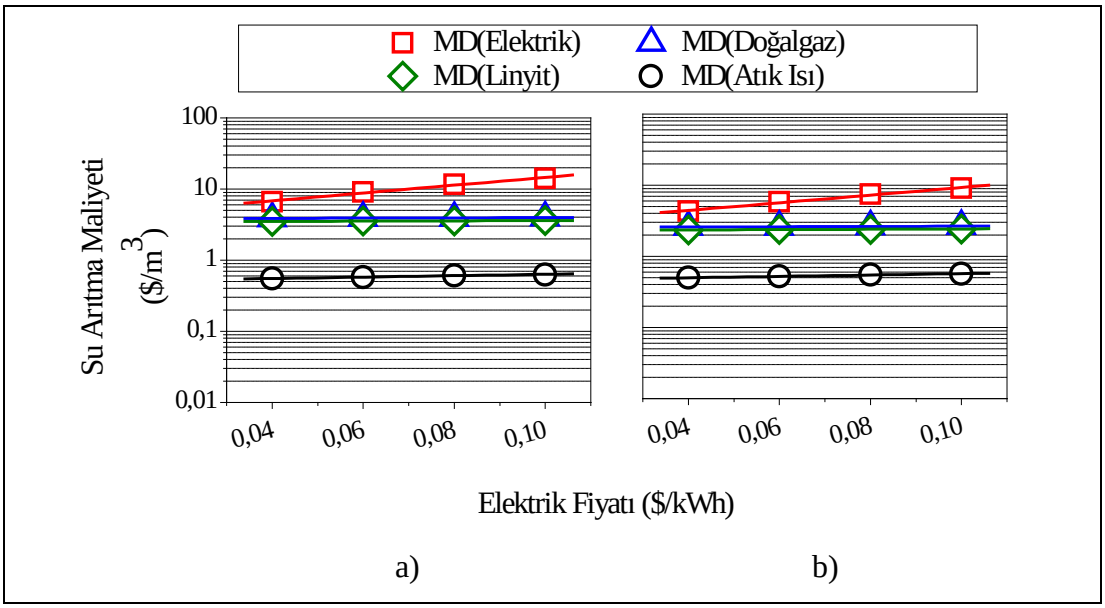
Dahili ısı geri kazanımlı MD tesisinde tesis kapasitesinin birim su arıtma maliyetine etkisi tek kademe ve çift kademe MD için sırası ile Şekil 4.6.a) ve Şekil 4.6.b)'de gösterilmiştir. Harici ısı geri kazanımlı tek kademe MD saha ölçek tesisinde elektrikle ısıtmalı senaryoda küçük ve büyük ölçekli tesisler için su arıtma maliyeti sırasıyla 1,95-1,91 $\$/m^3$ iken çift kademede bu değerler sırasıyla 1,75-1,73 $\$/m^3$ olarak tespit edilmiştir. Doğalgaz ile ısıtmada tek kademede küçük ve büyük ölçekli tesisler için su arıtma maliyeti sırasıyla 1,07-1,03 $\$/m^3$ iken çift kademede 0,92-0,89 $\$/m^3$ olarak hesaplanmıştır. Linyit ile ısıtmada tek kademede küçük ve büyük ölçekli tesisler için su arıtma maliyeti sırasıyla 1,03-0,98 $\$/m^3$ iken çift kademede 0,87-0,84 $\$/m^3$ olarak hesaplanmıştır. Atık ısı ile ısıtmada tek kademede küçük ve büyük ölçekli tesisler için su arıtma maliyeti sırasıyla 0,61-0,57 $\$/m^3$ iken çift kademede 0,47-0,45 $\$/m^3$ olarak hesaplanmıştır. Dahili ısı geri kazanımlı saha ölçek MD tesisinde tek ve çift kademede tesis kapasitesinin artması durumunda değişen ısı kaynağı senaryolarında birim su arıtma maliyetinde yaklaşık %1,1-6,5 oranında azalış tespit edilmiştir.



Şekil 4.6: Dahili ısı geri kazanımlı MD tesisinde tesis kapasitesinin su arıtma maliyetine etkisi a) Tek kademe, b) Çift kademe.

4.1.3. Elektrik Fiyatının Etkisi

Değişen elektrik fiyatının (0,04-0,10 $/kWh) birim su arıtma maliyeti üzerine etkisi ısı geri kazanımsız ve ısı geri kazanımlı senaryolarda tüm ısıtma seçenekleri için hesaplanıp kıyaslanmıştır. Isı geri kazanımsız MD tesisinde elektrik fiyatının birim su arıtma maliyetine etkisi tek kademe ve çift kademe MD için sırası ile Şekil 4.7.a) ve Şekil 4.7.b)'de gösterilmiştir.

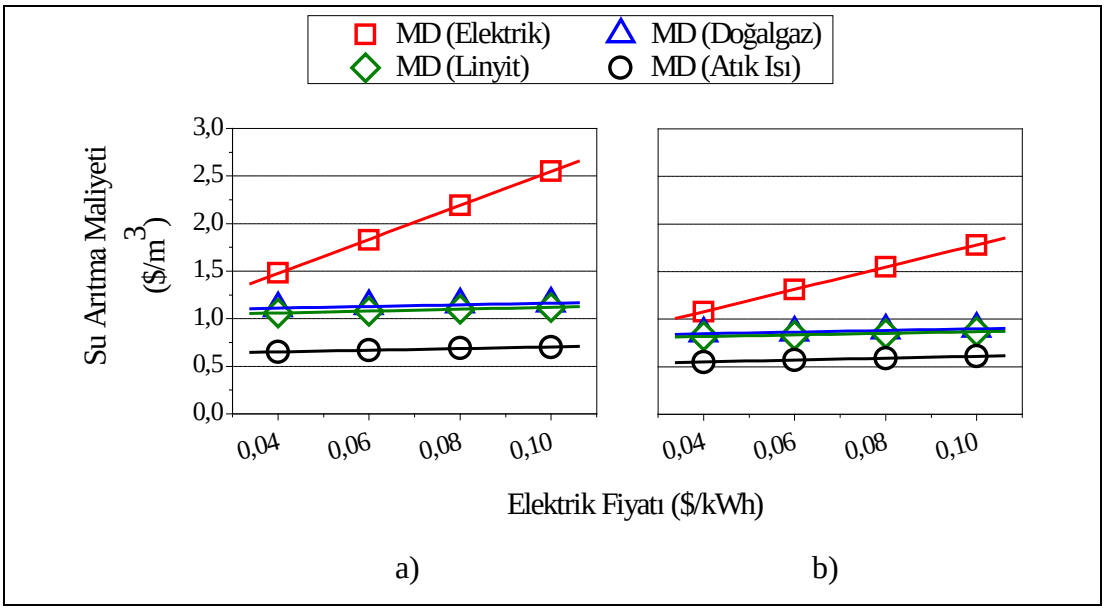


Şekil 4.7: Isı geri kazanımsız MD tesisinde elektrik fiyatının su arıtma maliyetine etkisi a) Tek kademe, b) Çift kademe.

Isı geri kazanımsız, elektrikle ısıtmalı MD tesisinde elektrik fiyatı 0,04 ve 0.10 $/kWh için su arıtma maliyeti tek kademede sırasıyla 6,61 ve 14,15 $/m^3 iken çift kademede 4,29 ve 9,02 $/m^3'tür. Doğalgaz ile ısıtmalı MD tesisinde elektrik fiyatı 0,04 ve 0,10 $/kWh için su arıtma maliyeti tek kademede sırasıyla 3,87 ve 3,96 $/m^3 iken çift kademede 2,58 ve 2,65 $/m^3'tür. Linyit ile ısıtmalı MD tesisinde elektrik fiyatı 0,04 ve 0,10 $/kWh için su arıtma maliyeti tek kademede sırasıyla 3,51 ve 3,60 $/m^3 iken çift kademede 2,35 ve 2,43 $/m^3'tür. Atık ısı ile ısıtmalı MD tesisinde elektrik fiyatı 0,04 ve 0,10 $/kWh için su arıtma maliyeti tek kademede sırasıyla 0,55 ve 0,63 $/m^3 iken çift kademede 0,50 ve 0,57 $/m^3'tür. Sonuçta ısı geri kazanımsız tek ve çift kademe MD tesisinde elektrik fiyatının artması durumunda birim su arıtma maliyeti %52'lik artışla en çok elektrikle ısıtma seçeneğinde gerçekleşmiştir.

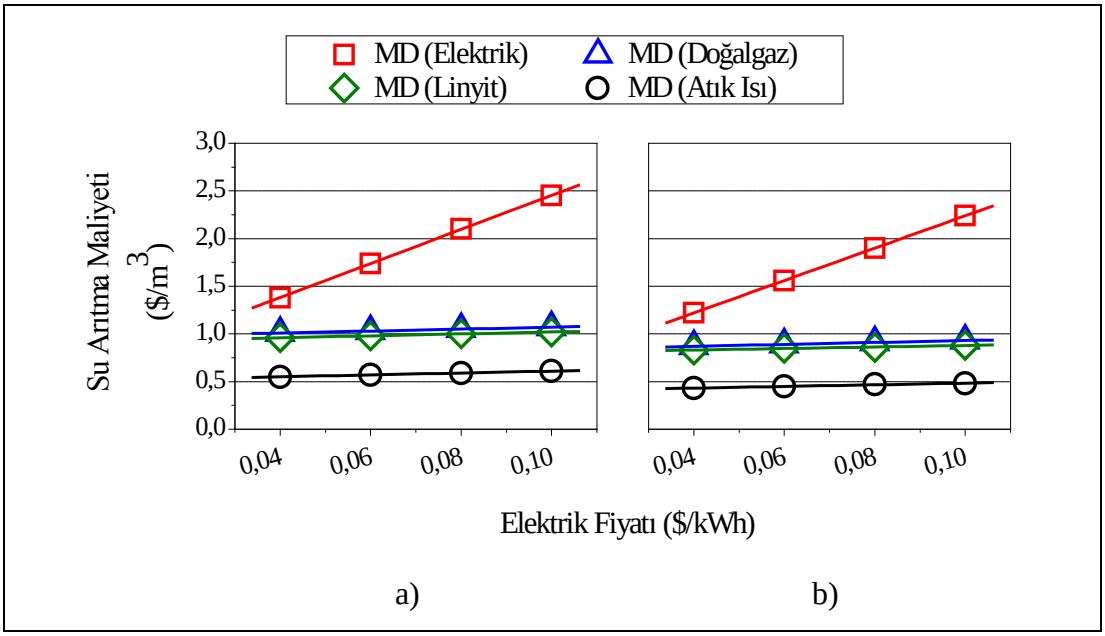
Tüm ısı kaynakları göz önünde bulundurulduğunda ise birim su arıtma maliyetinde yaklaşık %2,5-52,0 oranında bir artış olduğu bulunmuştur.

Harici ısı geri kazanımlı MD tesisinde elektrik fiyatının birim su arıtma maliyetine etkisi tek kademe ve çift kademe MD için sırası ile Şekil 4.8.a) ve Şekil 4.8.b)'de gösterilmiştir. Harici ısı geri kazanımlı, elektrikle ısıtmalı MD tesisinde elektrik fiyatı 0,04 ve 0.10 $/kWh için su arıtma maliyeti tek kademede sırasıyla 1,48 ve 2,55 $/m^3 iken çift kademede 1,08 ve 1,78 $/m^3'tür. Doğalgaz ile ısıtmalı MD tesisinde elektrik fiyatı 0,04 ve 0,10 $/kWh için su arıtma maliyeti tek kademede sırasıyla 1,11 ve 1,16 $/m^3 iken çift kademede 0,85 ve 0,90 $/m^3'tür. Linyit ile ısıtmalı MD tesisinde elektrik fiyatı 0,04 ve 0,10 $/kWh için su arıtma maliyeti tek kademede sırasıyla 1,06 ve 1,12 $/m^3 iken çift kademede 0,82 ve 0,87 $/m^3'tür. Atık ısı ile ısıtmalı MD tesisinde elektrik fiyatı 0,04 ve 0,10 $/kWh için su arıtma maliyeti tek kademede sırasıyla 0,65 ve 0,70 $/m^3 iken çift kademede 0,55 ve 0,61 $/m^3'tür. Sonuçta ısı geri kazanımsız tek ve çift kademe MD tesisinde elektrik fiyatının artması durumunda birim su arıtma maliyeti %40'lık artışla en çok elektrikle ısıtma seçeneğinde gerçekleşmiştir. Tüm ısı kaynakları göz önünde bulundurulduğunda ise birim su arıtma maliyetinde yaklaşık %4,3-40,0 oranında bir artış olduğu bulunmuştur.



Şekil 4.8: Harici ısı geri kazanımlı MD tesisinde elektrik fiyatının su arıtma maliyetine etkisi a) Tek kademe, b) Çift kademe.

Dahili ısı geri kazanımlı MD tesisinde elektrik fiyatının birim su arıtma maliyetine etkisi tek kademe ve çift kademe MD için sırası ile Şekil 4.9.a) ve Şekil 4.9.b)'de gösterilmiştir. Dahili ısı geri kazanımlı, elektrikle ısıtmalı MD tesisinde elektrik fiyatı 0,04 ve 0,10 $/kWh için su arıtma maliyeti tek kademede sırasıyla 1,38 ve 2,45 $/m^3 iken çift kademede 1,22 ve 2,24 $/m^3'tür. Doğalgaz ile ısıtmalı MD tesisinde elektrik fiyatı 0,04 ve 0,10 $/kWh için su arıtma maliyeti tek kademede sırasıyla 1,01 ve 1,07 $/m^3 iken çift kademede 0,87 ve 0,93 $/m^3'tür. Linyit ile ısıtmalı MD tesisinde elektrik fiyatı 0,04 ve 0,10 $/kWh için su arıtma maliyeti tek kademede sırasıyla 0,96 ve 1,02 $/m^3 iken çift kademede 0,83 ve 0,88 $/m^3'tür. Atık ısı ile ısıtmalı MD tesisinde elektrik fiyatı 0,04 ve 0,10 $/kWh için su arıtma maliyeti tek kademede sırasıyla 0,55 ve 0,61 $/m^3 iken çift kademede 0,43 ve 0,48 $/m^3'tür. Sonuçta ısı geri kazanımsız tek ve çift kademe MD tesisinde elektrik fiyatının artması durumunda birim su arıtma maliyeti %45'lik artışla en çok elektrikle ısıtma seçeneğinde gerçekleşmiştir. Tüm ısı kaynakları göz önünde bulundurulduğunda ise birim su arıtma maliyetinde yaklaşık %5,6-45,0 oranında bir artış olduğu bulunmuştur.

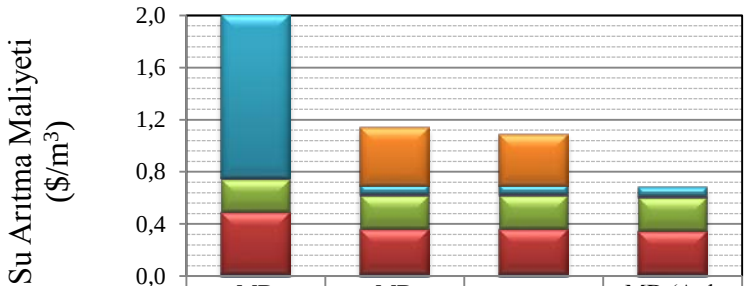


Şekil 4.9: Dahili ısı geri kazanımlı MD tesisinde elektrik fiyatının su arıtma maliyetine etkisi a) Tek kademe, b) Çift kademe.

4.2. MD İşletme Maliyet Bileşenleri

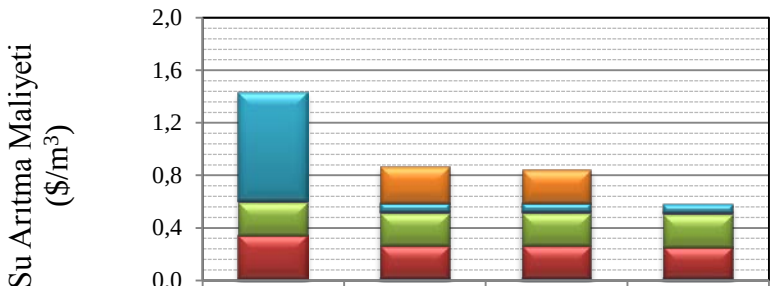
Tesisin maliyet bileşenlerini yakıt, elektrik, membran bertarafı, membran ve kimyasallar, tesis kurma ve işçilik oluşturmaktadır. Tüm bileşenlerin toplamı birim su arıtma maliyetini vermektedir. Isı geri kazanımlı MD tesislerinde tüm ısıtma senaryolarında tek ve çift kademe için işletme maliyeti bileşenlerinin birim su arıtma maliyetine olan etkileri $/m^3 olarak belirlenmiştir. Hesaplamalarda deniz suyu sıcaklığı 25 °C, giriş debisi 100.000 m^3/gün ve elektik fiyatı 0,07 $/kWh olarak alınmıştır.

Harici ısı geri kazanımlı MD tesisinde maliyet bileşenleri tek kademe ve çift kademe MD için sırası ile Şekil 4.10.a) ve Şekil 4.10.b)'de gösterilmiştir. Elektrikle ısıtma seçeneğinde tek ve çift kademede elektriğin maliyete katkısının en fazla olduğu ve bunu sırasıyla tesis kurma, membran ve kimyasallar, işçilik ve membran bertarafının takip ettiği tespit edilmiştir. Tek kademede 2,01 $/m^3 olarak hesap edilen su arıtma maliyetinin 1,25 $/m^3'ü yani yaklaşık %37,8'i elektrik maliyeti oluşturmaktadır. Çift kademede ise 1,43 $/m^3 olarak hesap edilen su arıtma maliyetinin 0,82 $/m^3'ü yani yaklaşık %42,7'sini elektrik maliyeti oluşturmaktadır. Doğalgazla ısıtma seçeneğinde tek kademede yakıtın maliyete katkısı en fazla olmakla birlikte ve bunu sırasıyla tesis kurma, membran ve kimyasallar, elektrik, işçilik ve membran bertarafı takip etmektedir. Çift kademede ise yakıtın maliyete katkısı en fazla ve tesis kurma ve membran ve kimyasallar eşit oranda olacak şekilde sırasıyla elektrik, işçilik ve membran bertarafı takip etmektedir. Tek kademede 1,14 $/m^3 olan su arıtma maliyetinin 0,44 $/m^3'ü yaklaşık %61,4'üne denk gelmekte ve yakıttan kaynaklanmaktadır. Çift kademede ise 0,87 $/m^3 olarak hesap edilen su arıtma maliyetinin 0,28 $/m^3'ü yakıttan gelmekte ve yaklaşık %67,8'ini oluşturmaktadır. Doğalgaz ile ısıtma uygulamasına benzer şekilde linyit ile ısıtmada da tek kademede yakıtın maliyete katkısı en fazla olmakta ve bunu sırasıyla tesis kurma, membran ve kimyasallar, elektrik, işçilik ve membran bertarafı takip etmektedir. Çift kademede ise yakıt, membran ve kimyasallar ve tesis kurma eşit olup en fazla katkıyı oluşturmakta ve bunları sırasıyla elektrik, işçilik ve membran bertarafı takip etmektedir.



	MD (Elektrik)	MD (Doğalgaz)	MD (Linyit)	MD (Atık Isı)
Yakıt	0,00	0,44	0,39	0,00
Elektrik	1,25	0,07	0,07	0,07
Membran Bertarafı	0,01	0,01	0,01	0,01
Membran ve Kimyasallar	0,25	0,26	0,26	0,26
Tesis Kurma	0,47	0,34	0,34	0,32
İşçilik	0,02	0,02	0,02	0,02

a)



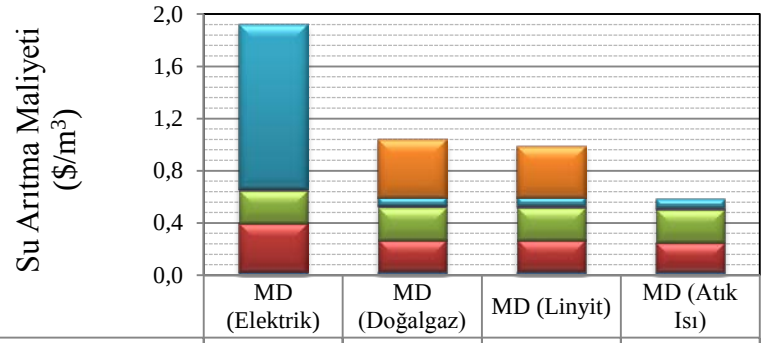
	MD (Elektrik)	MD (Doğalgaz)	MD (Linyit)	MD (Atık Isı)
Yakıt	0,00	0,28	0,25	0,00
Elektrik	0,82	0,06	0,06	0,06
Membran Bertarafı	0,01	0,01	0,01	0,01
Membran ve Kimyasallar	0,25	0,25	0,25	0,26
Tesis Kurma	0,33	0,25	0,25	0,24
İşçilik	0,01	0,01	0,01	0,01

b)

Şekil 4.10: Harici ısı geri kazanımlı MD tesisinin maliyet bileşenleri a) Tek kademe, b) Çift kademe.

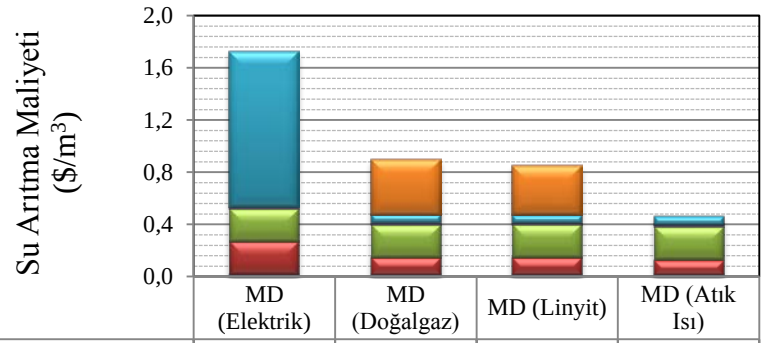
Harici ısı geri kazanımlı MD tesisinde doğalgazla ısıtma seçeneğinde tek kademede 1,09 $/m^3 olan su arıtma maliyetinin 0,39 $/m^3'ü yaklaşık %64,2'sine denk gelmekte ve yakıttan kaynaklanmaktadır. Çift kademede ise 0,84 $/m^3 olarak hesap edilen su arıtma maliyetinin 0,25 $/m^3'ü yakıttan gelmekte ve yaklaşık %70,2'sini oluşturmaktadır. Atık ısı ile ısıtma seçeneğinde tek kademede maliyete olan katkılar çoktan aza sırasıyla tesis kurma, membran ve kimyasallar, elektrik, işçilik ve membran bertarafı tarafından meydana gelmektedir. Çift kademede ise maliyete olan katkılar çoktan aza sırasıyla membran ve kimyasallar, tesis kurma, elektrik, işçilik ve membran bertarafı tarafından meydana gelmektedir. Tek kademede 0,68 $/m^3 olarak hesap edilen su arıtma maliyetinin 0,32 $/m^3'ü yani yaklaşık %52,9'unu tesis kurma oluşturmaktadır. Çift kademede ise 0,58 $/m^3 olarak hesap edilen su arıtma maliyetinin 0,26 $/m^3'ü yani yaklaşık %55,2'sini membran ve kimyasallar oluşturmaktadır. Çift kademede daha çok membran kullanılıp, temizleme için de daha çok kimyasal harcanağı için membran ve kimyasalların maliyete olan katkısının tek kademe MD uygulamasına göre daha yüksek olduğu anlaşılmıştır. Sonuçta, ısıtma için kullanılan kaynağın türü ne olursa olsun ısıtmanın paralı gerçekleştiği durumda maliyetin büyük kısmını ısıtma için kullanılan kaynak oluşturmaktadır. Atık ısı durumunda ısıtma için para harcanmamakta ve maliyetin büyük kısmını tesis kurma oluşturmaktadır.

Dahili ısı geri kazanımlı MD tesisinde maliyet bileşenleri tek kademe ve çift kademe MD için sırası ile Şekil 4.11.a) ve Şekil 4.11.b)'de gösterilmiştir. Elektrikle ısıtma seçeneğinde tek ve çift kademede elektriğin maliyete katkısının en fazla olduğu ve bunu sırasıyla tesis kurma, membran ve kimyasallar, işçilik ve membran bertarafının takip ettiği tespit edilmiştir. Tek kademede 1,92 $/m^3 olarak hesap edilen su arıtma maliyetinin 1,26 $/m^3'ü yani yaklaşık %34,4'ünü elektrik maliyeti oluşturmaktadır. Çift kademede ise 1,73 $/m^3 olarak hesap edilen su arıtma maliyetinin 1,20 $/m^3'ü yani yaklaşık %30,6'sını elektrik maliyeti oluşturmaktadır. Doğalgazla ısıtma seçeneğinde tek ve çift kademede yakıtın maliyete katkısı en fazla olmakla birlikte ve bunu sırasıyla membran ve kimyasallar, tesis kurma, elektrik, işçilik ve membran bertarafı takip etmektedir. Tek kademede 1,04 $/m^3 olan su arıtma maliyetinin 0,44 $/m^3'ü yaklaşık %57,7'sine denk gelmekte ve yakıttan kaynaklanmaktadır. Çift kademede ise 0,90 $/m^3 olarak hesap edilen su arıtma maliyetinin 0,43 $/m^3'ü yakıttan gelmekte ve yaklaşık %52,2'sini oluşturmaktadır.



	MD (Elektrik)	MD (Doğalgaz)	MD (Linyit)	MD (Atık Isı)
Yakıt	0,00	0,44	0,39	0,00
Elektrik	1,26	0,07	0,07	0,07
Membran Bertarafı	0,01	0,01	0,01	0,01
Membran ve Kimyasallar	0,26	0,26	0,26	0,26
Tesis Kurma	0,37	0,24	0,24	0,22
İşçilik	0,02	0,02	0,02	0,02

a)



	MD (Elektrik)	MD (Doğalgaz)	MD (Linyit)	MD (Atık Isı)
Yakıt	0,00	0,43	0,38	0,00
Elektrik	1,20	0,06	0,06	0,06
Membran Bertarafı	0,01	0,01	0,01	0,01
Membran ve Kimyasallar	0,26	0,26	0,25	0,26
Tesis Kurma	0,25	0,13	0,13	0,11
İşçilik	0,01	0,01	0,01	0,01

b)

Şekil 4.11: Dahili ısı geri kazanımlı MD tesisinin maliyet bileşenleri a) Tek kademe, b) Çift kademe.

Dahili ısı geri kazanımlı MD tesisinde linyit ile ısıtmada da tek ve çift kademede yakıtın maliyete katkısı en fazla olmakta ve bunu sırasıyla membran ve kimyasallar, tesis kurma, elektrik, işçilik ve membran bertarafı takip etmektedir. Tek kademede 0,99 $/m^3 olan su arıtma maliyetinin 0,39 $/m^3'ü yaklaşık %60,6'sına denk gelmekte ve yakıttan kaynaklanmaktadır. Çift kademede ise 0,85 $/m^3 olarak hesap edilen su arıtma maliyetinin 0,38 $/m^3'ü yakıttan gelmekte ve yaklaşık %55,3'ünü oluşturmaktadır. Atık ısı ile ısıtma seçeneğinde tek ve çift kademede maliyete olan katkılar çoktan aza sırasıyla membran ve kimyasallar, tesis kurma, elektrik, işçilik ve membran bertarafı tarafından meydana gelmektedir. Tek kademede 0,58 $/m^3 olarak hesap edilen su arıtma maliyetinin 0,26 $/m^3'ü yani yaklaşık %55,2'sini membran ve kimyasallar oluşturmaktadır. Çift kademede ise 0,46 $/m^3 olarak hesap edilen su arıtma maliyetinin 0,26 $/m^3'ü yani yaklaşık %43,5'ini membran ve kimyasallar oluşturmaktadır.

4.3. MD ve TO İçin Ayrıntılı Ekonomik Performanslar

Tek ve çift kademe MD ve TO saha ölçek tesislerinin ayrıntılı ekonomik performansları yıllık işletme maliyeti, yatırım maliyeti, toplam yatırım maliyeti, toplam kazanımlar, net bugünki değer, birim desalinasyon maliyeti, geri ödeme süresi ve F/M oranı üzerinden kıyaslanmıştır. Hesaplamalarda MD ve TO tesisinde deniz suyu sıcaklığı 25 °C, deniz suyu giriş debisi 100.000 m^3/gün ve elektik fiyatı 0,07 $/kWh olarak alınmıştır.

Isı geri kazanımsız MD tesisi ve TO tesisinin ayrıntılı ekonomik performans sonuçları Tablo 4.1'de verilmiştir. En düşük yıllık işletme maliyeti atık ısı kullanılan tek kademe MD tesisinde olmasına rağmen birim su arıtma maliyeti atık ısı kullanılan çift kademe MD tesisinde en düşüktür. Bunun sebebi çift kademe tesiste elde edilen temiz suyun tek kademe tesise göre daha çok olup birim su başına maliyetin daha düşük olmasını sağlamasındandır.

Tablo 4.1:Isı geri kazanımsız MD tesisi ve TO tesisinin ayrıntılı ekonomik performans sonuçları.

Maliyet belirteci	Birim	Isı Geri Kazanımsız MD Sistemi								Tek Kademe TO	Çift Kademe TO
		Tek Kademe MD				Çift Kademe MD					
		A(I) [1]	A(II)	A(III)	A(IV)	A(I)	A(II)	A(III)	A(IV)		
Yıllık işletme maliyeti	milyon $/yıl	181,2	68,5	62,2	10,3	185,9	73,2	66,9	15,0	12,2	24,2
Yatırım maliyeti	milyon $	167,5	41,0	40,5	23,2	175,0	48,6	48,1	30,8	10,1	21,5
Toplam yatırım maliyeti	milyon $	11628	4373	3975	677,0	11932	4677	4279	980,4	790,2	1549,2
Toplam kazanımlar	milyon $/yıl	31,2	31,2	31,2	31,2	50,0	50,0	50,0	50,0	32,8	49,0
Net bugünki değer (%7 faizde)	milyon $	–1485	–369,9	–307,9	140,8	–1348	–232	–170,1	236,6	137,5	167,1
Birim desalinasyon maliyeti	$/m^3	10,38	3,92	3,56	0,59	6,65	2,61	2,39	0,54	0,68	0,83
Geri ödeme süresi	yıl	N/A[2]	N/A	N/A	1.39	N/A	N/A	N/A	1,13	0,67	1,12
F/M oranı	-	–0,13	–0,08	–0,08	0,21	–0,11	–0,05	–0,04	0,24	0,17	0,11

[1] A: Isı geri kazanımsız tesisi, I: elektrik, II: doğalgaz, III: linyit ve IV: atık ısı ile ısıtma seçeneklerini temsil etmektedir.

[2] Geri ödeme süresi pozitif elde edilemediği için program tarafından hesap edilemediğini ifade etmektedir.

Tablo 4.1'e göre yatırım maliyetinin tek kademe TO tesisinde en düşük olduğu, toplam yatırım maliyetinin ise ısı geri kazanımsız atık ısı kullanılan tek kademe MD tesisinde en düşük olduğu tespit edilmiştir. Toplam yatırım maliyeti hesabında yatırım maliyeti ile yıllık %7 enflasyondaki işletme maliyetleri toplamları alındığı için atık ısı kullanılan tek kademe MD tesisinde işletme maliyeti tek kademe TO tesisine göre düşük olduğundan dolayı daha düşük toplam yatırım maliyeti hesaplanmıştır. Toplam kazanımlar temiz suyun satışından elde edilen kazançtır. Çift kademe tesislerde tek kademeye göre geri kazanım oranı daha yüksek olup daha çok temiz su elde edildiği için toplam kazanımlar daha yüksek bulunmuştur. Net bugünki değer sadece tek ve çift kademe atık ısı ile ısıtılan MD tesislerinde ve TO tesislerinde pozitiftir. En yüksek net bugünki değer atık ısı ile ısıtılan çift kademe MD tesisinde elde edilmiştir. Tek kademe TO tesisinde geri ödeme süresi en kısadır. Faydanın maliyete oranı ise en yüksek atık ısı ile ısıtılan çift kademe MD tesisinde görülmektedir. Sonuç olarak geri kazanımsız, atık ısı ile ısıtılan çift kademe MD tesisinde hem su arıtma maliyeti en düşük, hem de faydanın maliyete oranı daha yüksek olduğu için, geri ödeme süresi tek kademe TO tesisine göre beş buçuk ay daha sonra olmasına rağmen tercih edilebilir.

Harici ısı geri kazanımlı MD tesisi ve TO tesisinin ayrıntılı ekonomik performans sonuçları Tablo 4.2'de verilmiştir. En düşük yıllık işletme maliyeti tek kademe TO tesisinde olmasına rağmen birim su arıtma maliyeti atık ısı kullanılan çift kademe MD tesisinde en düşüktür. İşletme maliyeti daha yüksek olsa da, işletme maliyetine bölünen debi çift kademe MD'de daha fazla olduğu için daha düşük maliyet bulunmuştur. Yatırım maliyeti ve toplam yatırım maliyetinin tek kademe TO tesisinde en düşük olduğu tespit edilmiştir. Toplam kazanımlar ısı geri kazanımından bağımsız olduğu için aynı değerler bulunmuştur. En yüksek net bugünki değer atık ısı ile ısıtılan çift kademe MD tesisinde elde edilmiştir. Tek kademe TO tesisinde geri ödeme süresi en kısadır. Faydanın maliyete oranı ise en yüksek atık ısı ile ısıtılan çift kademe MD tesisinde görülmektedir. Sonuç olarak harici ısı geri kazanımlı, atık ısı ile ısıtılan çift kademe MD tesisinde hem su arıtma maliyeti en düşük, hem de faydanın maliyete oranı daha yüksek olduğu için, geri ödeme süresi tek kademe TO tesisine göre bir sene daha sonra olmasına rağmen tercih edilebilir.

Tablo 4.2:Harici ısı geri kazanımlı MD tesisi ve TO tesisinin ayrıntılı ekonomik performans sonuçları.

Maliyet belirteci	Birim	Harici Isı Geri Kazanımlı MD Sistemi								Tek Kademe TO	Çift Kademe TO
		Tek Kademe MD				Çift Kademe MD					
		B(I)	B(II)	B(III)	B(IV)	B(I)	B(II)	B(III)	B(IV)		
Yıllık işletme maliyeti	milyon $/yıl	36,8	20,7	19,9	12,4	41,8	25,5	24,6	16,9	12,2	24,2
Yatırım maliyeti	milyon $	61,4	43,9	43,8	40,9	69,2	51,3	51,2	48,2	10,1	21,5
Toplam yatırım maliyeti	milyon $	2386	1356	1300	822,6	2713	1661	1606	1117	790,2	1549,2
Toplam kazanımlar	milyon $/yıl	32,6	32,6	32,6	32,6	52,2	52,2	52,2	52,2	32,8	49,0
Net bugünki değer (%7 faizde)	milyon $	–45,6	75,1	81,3	134,2	60,6	176,6	182,7	236,5	137,5	167,1
Birim desalinasyon maliyeti	$/m^3	2,01	1,14	1,09	0,68	1,43	0,87	0,84	0,58	0,68	0,83
Geri ödeme süresi	yıl	49,23	3,60	3,42	2,28	5,18	2,20	2,14	1,66	0,67	1,12
F/M oranı	-	–0,02	0,06	0,06	0,16	0,02	0,11	0,11	0,21	0,17	0,11

[1] B: Harici ısı geri kazanımlı tesisi, I: elektrik, II: doğalgaz, III: linyit ve IV: atık ısı ile ısıtma seçeneklerini temsil etmektedir.

[2] Geri ödeme süresi pozitif elde edilemediği için program tarafından hesap edilemediğini ifade etmektedir.

Dahili ısı geri kazanımlı MD tesisi ve TO tesisinin ayrıntılı ekonomik performans sonuçları Tablo 4.3'te verilmiştir. En düşük yıllık işletme maliyeti atık ısı kullanılan tek kademe MD tesisinde, en düşük birim su arıtma maliyeti ise atık ısı kullanılan çift kademe MD tesisinde hesaplanmıştır. Hatta birim dahili ısı geri kazanımlı senaryoda diğerlerine göre daha düşük su arıtma maliyeti bulunmuştur. Yatırım maliyetinin tek kademe TO tesisinde en düşük olduğu, toplam yatırım maliyetinin ise atık ısı kullanılan tek kademe MD tesisinde en düşük olduğu tespit edilmiştir. En yüksek net bugünki değer atık ısı ile ısıtılan çift kademe MD tesisinde elde edilmiştir. Tek kademe TO tesisinde geri ödeme süresi en kısadır. Faydanın maliyete oranı ise en yüksek atık ısı ile ısıtılan çift kademe MD tesisinde görülmektedir. Sonuç olarak dahili ısı geri kazanımlı, atık ısı ile ısıtılan çift kademe MD tesisinde hem su arıtma maliyeti en düşük, hem de faydanın maliyete oranı daha yüksek, geri ödeme süresi tek kademe TO tesisine göre sadece bir buçuk ay daha sonradır ve bu nedenlerle TO tesisine tercih edilebilir. Ayrıca, diğer ısı geri kazanım senaryoları ile kıyaslandığında, hairici ısı geri kazanımlı çift kademeli MD tesisinde daha düşük yıllık işletme, yatırım, toplam yatırım ve birim su arıtma maliyeti ve geri ödeme süresi, daha yüksek net bugünki değer ve fayda maliyet oranı olduğu için en çok tercih edilebilecek sistemdir.

Tablo 4.3:Dahili ısı geri kazanımlı MD tesisi ve TO tesisinin ayrıntılı ekonomik performans sonuçları.

Maliyet belirteci	Birim	Dahili Isı Geri Kazanımlı MD Sistemi								Tek Kademe TO	Çift Kademe TO
		Tek Kademe MD				Çift Kademe MD					
		C(I)	C(II)	C(III)	C(IV)	C(I)	C(II)	C(III)	C(IV)		
Yıllık işletme maliyeti	milyon $/yıl	35,0	19,0	18,1	10,6	50,4	26,2	24,9	13,3	12,2	24,2
Yatırım maliyeti	milyon $	49,1	31,5	31,5	28,5	54,2	27,9	27,7	23,0	10,1	21,5
Toplam yatırım maliyeti	milyon $	2261	1231	1175	697,8	3240	1687	1601	864	790,2	1549,2
Toplam kazanımlar	milyon $/yıl	32,6	32,6	32,6	32,6	52,0	52,0	52,0	51,7	32,8	49,0
Net bugünki değer (%7 faizde)	milyon $	-28,6	89,1	95,3	148,2	2,0	173,3	182,6	263,1	137,5	167,1
Birim desalinasyon maliyeti	$/m^3	1,92	1,04	0,99	0,58	1,73	0,90	0,85	0,49	0,68	0,83
Geri ödeme süresi	yıl	25,74	2,56	2,43	1,58	9,34	1,36	1,29	0,79	0,67	1,12
F/M oranı	-	-0,01	0,07	0,08	0,21	0,00	0,10	0,11	0.30	0,17	0,11

[1] C: Dahili ısı geri kazanımlı tesisi, I: elektrik, II: doğalgaz, III: linyit ve IV: atık ısı ile ısıtma seçeneklerini temsil etmektedir

[2] Geri ödeme süresi pozitif elde edilemediği için program tarafından hesap edilemediğini ifade etmektedir.

4.4. MD Hassasiyet Analizleri

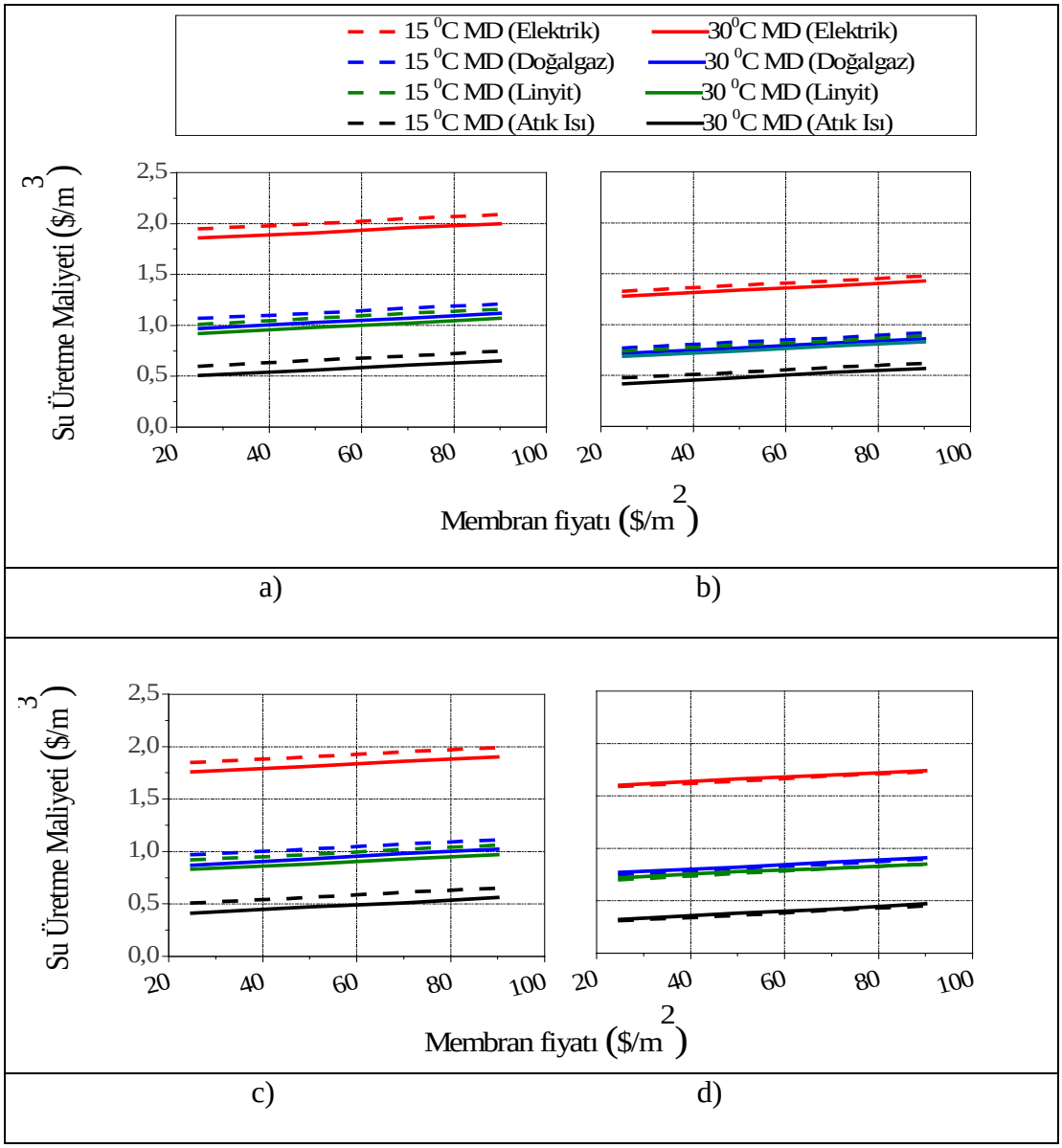
Isı geri kazanımlı tek ve çift kademe MD tesisleri için membran fiyatı ve akısının su arıtma maliyetine olan etkisini görmek için hassasiyet analizleri yapılmıştır. Güncel MD membran fiyatı 90 $/m^2 olmakla beraber yeni gelişmelerle membran fiyatı ucuzlasaydı su arıtma maliyetini ne kadar azaltabileceği tespit edilmiştir. Ayrıca akı değeri 17,21 l/m^{2}sa olan akı değeri de 25,00 l/m^{2}sa'ye artırılabilseydi maliyet ne olurdu sorusunun cevabı araştırılmıştır. Hassasiyet analizlerinde MD tesisinde deniz suyu sıcaklığı 15 ve 30 °C, deniz suyu giriş debisi 100.000 m^3/gün ve elektik fiyatı 0,07 $/kWh olarak alınmıştır.

4.4.1. Membran Fiyatının Etkisi

MD tesisinde membran fiyatının su arıtma maliyetine olan etkisi harici ısı geri kazanımlı tesis için tek kademe ve çift kademe için sırası ile Şekil 4.12.a) ve Şekil 4.12.b)'de, dahili ısı geri kazanımlı tesis için tek kademe ve çift kademe için sırası ile Şekil 4.12.c) ve Şekil 4.12.d)'de gösterilmiştir. Şekillerin üzerindeki kesikli çizgiler deniz suyu giriş sıcaklığının 15 °C olduğu kış ayları ortalamasını, sürekli çizgiler ise yaz ayları ortalamasını (30 °C) temsil etmektedir. Tüm senaryolarda azalan membran fiyatı ile birim su arıtma maliyetlerinde düşüş olduğu görülmektedir.

Harici ısı geri kazanımlı MD tesisinde en yüksek birim su arıtma maliyeti elektrikle ısıtmalı tesiste kış aylarında membran fiyatının 90 $/m^2 olması durumunda tek kademede 2,09 $/m^3 olarak hesaplanmıştır. Bu değer membran fiyatının 25 $/m^2'ye düşmesi durumunda %6,7 azalarak 1,95 $/m^3'e inmiştir. Yaz aylarında ise elektrikle ısıtmalı tek kademeli tesiste membran fiyatı 25 ve 90 $/m^2 iken su arıtma maliyetleri sırasıyla 1,86 ve 2,00 $/m^3'tür ve membran fiyatının azalması arıtma maliyetini %7 oranında azaltmaktadır. Elektikle ısıtmalı tesiste çift kademede ise kış ve yaz aylarında membran fiyatının azalması maliyeti %10 düşürmekte ve en çok yaz aylarında 1,28 $/m^2'e indirmektedir. Doğalgazla ısıtmalı tesiste membran fiyatının azalması tek kademede maliyeti %12 oranında düşürürken çift kademede %16 düşürmekte ve su arıtma maliyeti en düşük olarak membran fiyatının 25 $/m^2 olması durumunda çift kademede yaz aylarında 0,72 $/m^2 olarak tespit edilmiştir. Benzer şekilde linyitle ısıtmalı tesiste membran fiyatının azalması tek kademede maliyeti

%13 oranında düşürürken çift kademede %16 düşürmekte ve su arıtma maliyeti en düşük olarak membran fiyatının 25 $/m^2 olması durumunda çift kademede yaz aylarında 0,69 $/m^2 olarak tespit edilmiştir. Atık ısı ile ısıtmalı tesiste membran fiyatının azalması tek kademede maliyeti %20 oranında düşürürken çift kademede %24 düşürmektedir. En düşük su arıtma maliyeti yaz aylarında atık ısı ile ısıtma durumunda çift kademeli MD tesisinde membran fiyatı 25 $/m^2 iken 0,42 $/m^3 olarak hesaplanmıştır. Genel olarak harici ısı geri kazanımlı tesiste membran fiyatının azaltılması su arıtma maliyetini yaklaşık %6,7-24,0 oranında azaltmaktadır.

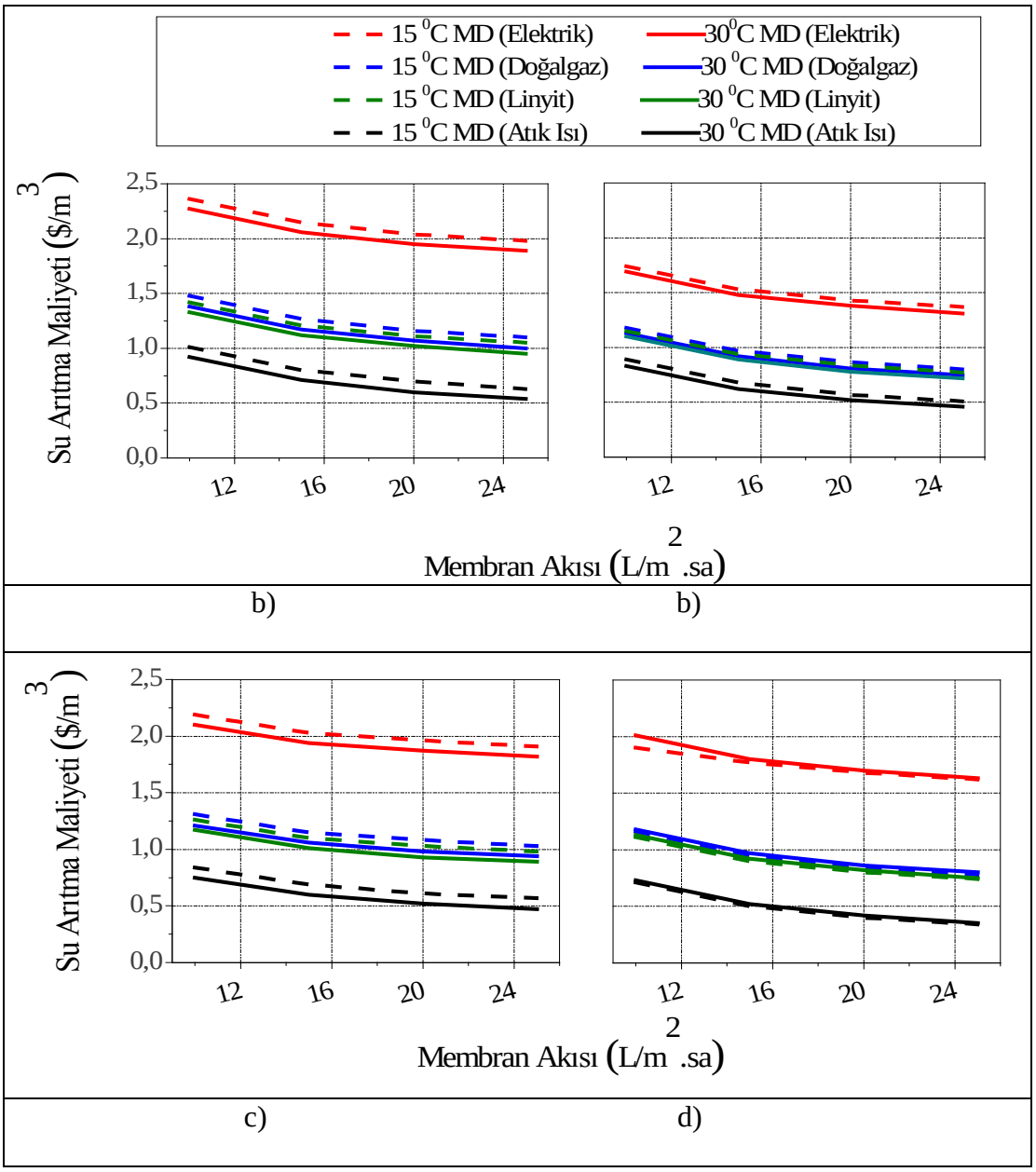


Şekil 4.12: Isı geri kazanımlı MD tesisininde membran fiyatının su arıtma maliyetine etkisi a) Tek kademe, b) Çift kademe harici ısı geri kazanımlı; c) Tek kademe, d) Çift kademe dahili ısı geri kazanımlı.

Dahili ısı geri kazanımlı MD tesisinde en yüksek birim su arıtma maliyeti elektrikle ısıtmalı tesiste kış aylarında membran fiyatının 90 $/m^2 olması durumunda tek kademede 1,99 $/m^3 olarak hesaplanmıştır. Bu değer membran fiyatının 25 $/m^2'ye düşmesi durumunda %7 azalarak 1,85 $/m^3'e inmiştir. Yaz aylarında ise elektrikle ısıtmalı tek kademeli tesiste membran fiyatının azalması arıtma maliyetini %7,4 oranında azaltmaktadır. Elektikle ısıtmalı tesiste çift kademede ise kış ve yaz aylarında membran fiyatının azalması maliyeti %8 düşürmekte ve en çok yaz aylarında 1,59 $/m^2'e indirmektedir. Doğalgazla ısıtmalı tesiste membran fiyatının azalması tek kademede maliyeti %13 oranında düşürürken çift kademede %16 düşürmekte ve su arıtma maliyeti en düşük olarak membran fiyatının 25 $/m^2 olması durumunda çift kademede kış aylarında 0,75 $/m^2 olarak tespit edilmiştir. Benzer şekilde linyitle ısıtmalı tesiste membran fiyatının azalması tek kademede maliyeti %14 oranında düşürürken çift kademede %17 düşürmekte ve su arıtma maliyeti en düşük olarak membran fiyatının 25 $/m^2 olması durumunda çift kademede kış aylarında 0,70 $/m^2 olarak tespit edilmiştir. Atık ısı ile ısıtmalı tesiste membran fiyatının azalması tek kademede maliyeti %25 oranında düşürürken çift kademede %30 düşürmektedir. En düşük su arıtma maliyeti kış aylarında atık ısı ile ısıtma durumunda çift kademeli MD tesisinde membran fiyatı 25 $/m^2 iken 0,31 $/m^3 olarak hesaplanmıştır. Genel olarak dahili ısı geri kazanımlı tesiste membran fiyatının azaltılması su arıtma maliyetini yaklaşık %7-31,0 oranında azaltmaktadır.

4.4.2. Akının Etkisi

MD tesisinde membran akısının su arıtma maliyetine olan etkisi harici ısı geri kazanımlı tesis için tek kademe ve çift kademe için sırası ile Şekil 4.13.a) ve Şekil 4.13.b)'de, dahili ısı geri kazanımlı tesis için tek kademe ve çift kademe için sırası ile Şekil 4.13.c) ve Şekil 4.13.d)'de gösterilmiştir. Tüm senaryolarda artan membran akısı ile birim su arıtma maliyetlerinde düşüş olduğu görülmektedir.



Şekil 4.13: Isı geri kazanımlı MD tesisininde membran akısının su arıtma maliyetine etkisi a) Tek kademe, b) Çift kademe harici ısı geri kazanımlı; c) Tek kademe, d) Çift kademe dahili ısı geri kazanımlı.

Harici ısı geri kazanımlı MD tesisinde en yüksek birim su arıtma maliyeti elektrikle ısıtmalı tesiste kış aylarında membran akısının 10 L/m^{2}sa olması durumunda tek kademede 2,36 \$/m^3 olarak hesaplanmıştır. Bu değer membran akısının 25 L/m^{2}sa'e artması durumunda %16 azalarak 1,98 \$/m^3'e inmiştir. Yaz aylarında ise elektrikle ısıtmalı tek kademeli tesiste membran akısı 10 ve 25 L/m^{2}sa iken su arıtma maliyetleri sırasıyla 2,27 ve 1,89 \$/m^3'tür ve membran akısının artması arıtma maliyetini %16,7 oranında azaltmaktadır. Elektikle ısıtmalı tesiste çift

kademede ise kış ve yaz aylarında membran akısının artması maliyeti %22 düşürmekte ve en çok yaz aylarında 1,31 $/m^2'e indirmektedir. Doğalgazla ısıtmalı tesiste membran akısının artması tek kademede maliyeti %26 oranında düşürürken çift kademede %32,5 düşürmekte ve su arıtma maliyeti en düşük olarak membran akısının 25 L/m^{2}sa olması durumunda çift kademede yaz aylarında 0,75 $/m^2 olarak tespit edilmiştir. Benzer şekilde linyitle ısıtmalı tesiste membran akısının artması tek kademede maliyeti %27 oranında düşürürken çift kademede %34 düşürmekte ve su arıtma maliyeti en düşük olarak membran akısının 25 L/m^{2}sa olması durumunda çift kademede yaz aylarında 0,72 $/m^2 olarak tespit edilmiştir. Atık ısı ile ısıtmalı tesiste membran akısının artması tek kademede maliyeti %40 oranında düşürürken çift kademede %43 düşürmektedir. En düşük su arıtma maliyeti yaz aylarında atık ısı ile ısıtma durumunda çift kademeli MD tesisinde membran akısı 25 L/m^{2}sa iken 0,46 $/m^3 olarak hesaplanmıştır. Genel olarak harici ısı geri kazanımlı tesiste membran akısının artması su arıtma maliyetini yaklaşık %26-40 oranında azaltmaktadır.

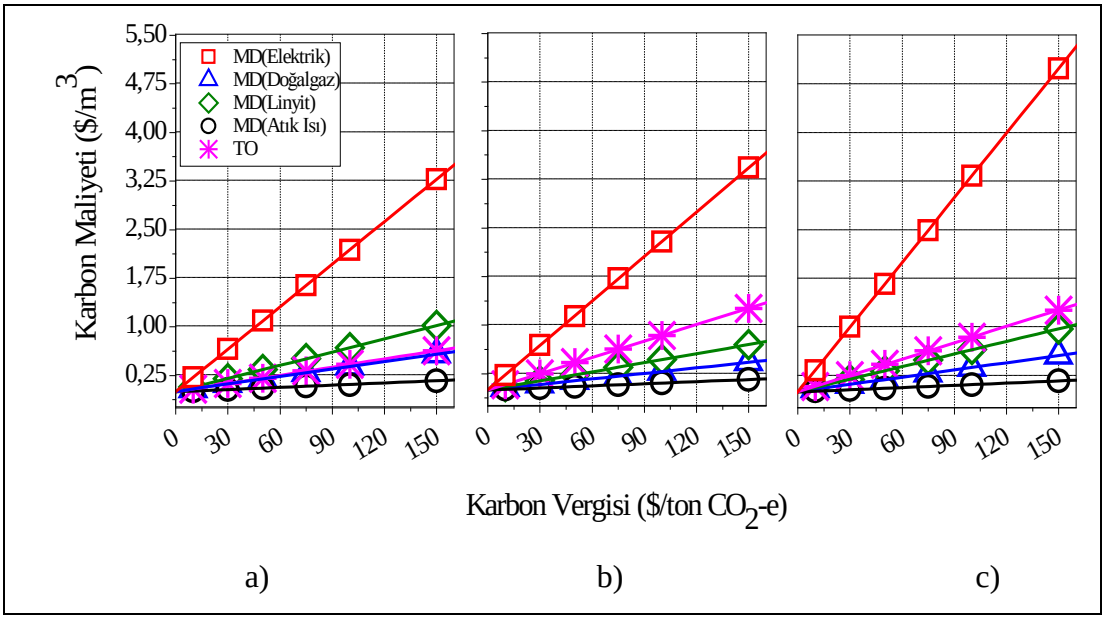
Dahili ısı geri kazanımlı MD tesisinde en yüksek birim su arıtma maliyeti elektrikle ısıtmalı tesiste kış aylarında membran akısının 10 L/m^{2}sa olması durumunda tek kademede 2,19 $/m^3 olarak hesaplanmıştır. Bu değer membran akısının 25 L/m^{2}sa'e artması durumunda %12,8 azalarak 1,91 $/m^3'e inmiştir. Yaz aylarında ise elektrikle ısıtmalı tek kademeli tesiste membran akısı 10 ve 25 L/m^{2}sa iken su arıtma maliyetleri sırasıyla 2,10 ve 1,82 $/m^3'tür ve membran akısının artması arıtma maliyetini %13,3 oranında azaltmaktadır. Elektikle ısıtmalı tesiste çift kademede ise kış ve yaz aylarında membran akısının artması maliyeti %18 düşürmekte ve en çok kış aylarında 1,62 $/m^2'e indirmektedir. Doğalgazla ısıtmalı tesiste membran akısının artması tek kademede maliyeti %22 oranında düşürürken çift kademede %32,5 düşürmekte ve su arıtma maliyeti en düşük olarak membran akısının 25 L/m^{2}sa olması durumunda çift kademede kış aylarında 0,78 $/m^2 olarak tespit edilmiştir. Benzer şekilde linyitle ısıtmalı tesiste membran akısının artması tek kademede maliyeti %23 oranında düşürürken çift kademede %33,5 düşürmekte ve su arıtma maliyeti en düşük olarak membran akısının 25 L/m^{2}sa olması durumunda çift kademede kış aylarında 0,74 $/m^2 olarak tespit edilmiştir. Atık ısı ile ısıtmalı tesiste membran akısının artması tek kademede maliyeti %37 oranında düşürürken çift kademede %52 düşürmektedir. En düşük su arıtma maliyeti kış aylarında atık ısı ile ısıtma durumunda çift kademeli MD tesisinde membran akısı 25 L/m^{2}sa iken 0,34 $/m^3 olarak hesaplanmıştır. Genel olarak harici ısı geri kazanımlı tesiste membran

fiyatının azaltılması su arıtma maliyetini yaklaşık %12,8-52,0 oranında azaltmaktadır. Bu oranlar membran akısının su arıtma maliyeti üzerinde oldukça etkili olduğunu ve bu alanda yapılacak çalışmalarla maliyetlerin yaklaşık yarı yarıya azaltılabileceğini ortaya koymaktadır.

4.5. Karbon Ayak İzi Maliyeti

MD ve TO tesislerinde karbondan gelen maliyetler kıyaslanmıştır. Hesaplamalarda MD ve TO tesislerinde deniz suyu sıcaklığı 25 °C, deniz suyu giriş debisi 100.000 m^3/gün ve elektik fiyatı 0,07 $/kWh olarak alınmıştır.

Tesisler için değişen karbon vergilerine göre karbon maliyetleri tek kademe harici ve dahili ısı geri kazanımlı MD ve tek kademe TO, çift kademe harici ısı geri kazanımlı ve çift kademe TO, çift kademe dahili ısı geri kazanımlı MD ve çift kademe TO tesisleri için sırası ile Şekil 4.14.a), Şekil 4.14.b) ve Şekil 4.14.c)'de gösterilmiştir.



Şekil 4.14: MD ve TO tesislerinde karbon maliyetleri a) Tek kademe harici ve dahili ısı geri kazanımlı MD ve tek kademe TO, b) çift kademe harici ısı geri kazanımlı MD ve çift kademe TO, c) çift kademe dahili ısı geri kazanımlı MD ve çift kademe TO.

Tek kademe senaryolarda en yüksek karbon maliyeti veren sistemler sırasıyla elektrikle ısıtmalı MD, linyitle ısıtmalı MD, TO, doğalgazla ısıtmalı MD ve atık ısı

ile ısıtmalı MD'dir. Tek kademede elektrikle ısıtmada karbon vergisi 10 ve 150 \$/ton CO_2-e iken karbon maliyeti sırasıyla 0,22 ve 3,28 \$/m^3 olarak hesaplanmıştır. Linyit kömürü ile ısıtma uygulamasında ise karbon vergisi 10 ve 150 \$/ton CO_2-e iken karbon maliyeti sırasıyla 0,07 ve 1,20 \$/m^3 olarak hesaplanmıştır. TO tesisinde ise karbon vergisi 10 ve 150 \$/ton CO_2-e iken karbon maliyeti sırasıyla 0,04 ve 0,63 \$/m^3 olarak hesaplanmıştır. Doğalgaz ile ısıtmada ise karbon vergisi 10 ve 150 \$/ton CO_2-e iken karbon maliyeti sırasıyla 0,04 ve 0,58 \$/m^3 olarak hesaplanmıştır. Atık ısı ile ısıtmada ise karbon vergisi 10 ve 150 \$/ton CO_2-e iken karbon maliyeti sırasıyla 0,01 ve 0,17 \$/m^3 olarak hesaplanmıştır.

Çift kademe harici ısı geri kazanımlı ve çift kademe TO senaryolarında en yüksek karbon maliyeti veren sistemler sırasıyla elektrikle ısıtmalı MD, TO, linyitle ısıtmalı MD, doğalgazla ısıtmalı MD ve atık ısı ile ısıtmalı MD'dir. Bu senaryolarda elektrikle ısıtmada karbon vergisi 10 ve 150 \$/ton CO_2-e iken karbon maliyeti sırasıyla 0,23 ve 3,43 \$/m^3 olarak hesaplanmıştır. TO tesisinde ise karbon vergisi 10 ve 150 \$/ton CO_2-e iken karbon maliyeti sırasıyla 0,08 ve 1,26 \$/m^3 olarak hesaplanmıştır. Linyit kömürü ile ısıtma uygulamasında ise karbon vergisi 10 ve 150 \$/ton CO_2-e iken karbon maliyeti sırasıyla 0,05 ve 0,70 \$/m^3 olarak hesaplanmıştır. Doğalgaz ile ısıtmada ise karbon vergisi 10 ve 150 \$/ton CO_2-e iken karbon maliyeti sırasıyla 0,03 ve 0,43 \$/m^3 olarak hesaplanmıştır. Atık ısı ile ısıtmada ise karbon vergisi 10 ve 150 \$/ton CO_2-e iken karbon maliyeti sırasıyla 0,01 ve 0,16 \$/m^3 olarak hesaplanmıştır.

Çift kademe dahili ısı geri kazanımlı ve çift kademe TO senaryolarında en yüksek karbon maliyeti veren sistemler sırasıyla elektrikle ısıtmalı MD, TO, linyitle ısıtmalı MD, doğalgazla ısıtmalı MD ve atık ısı ile ısıtmalı MD'dir. Bu senaryolarda elektrikle ısıtmada karbon vergisi 10 ve 150 \$/ton CO_2-e iken karbon maliyeti sırasıyla 0,33 ve 4,99 \$/m^3 olarak hesaplanmıştır. TO tesisinde ise karbon vergisi 10 ve 150 \$/ton CO_2-e iken karbon maliyeti sırasıyla 0,08 ve 1,26 \$/m^3 olarak hesaplanmıştır. Linyit kömürü ile ısıtma uygulamasında ise karbon vergisi 10 ve 150 \$/ton CO_2-e iken karbon maliyeti sırasıyla 0,07 ve 0,97 \$/m^3 olarak hesaplanmıştır. Doğalgaz ile ısıtmada ise karbon vergisi 10 ve 150 \$/ton CO_2-e iken karbon maliyeti sırasıyla 0,04 ve 0,56 \$/m^3 olarak hesaplanmıştır. Atık ısı ile ısıtmada ise karbon vergisi 10 ve 150 \$/ton CO_2-e iken karbon maliyeti sırasıyla 0,01 ve 0,17 \$/m^3 olarak hesaplanmıştır.

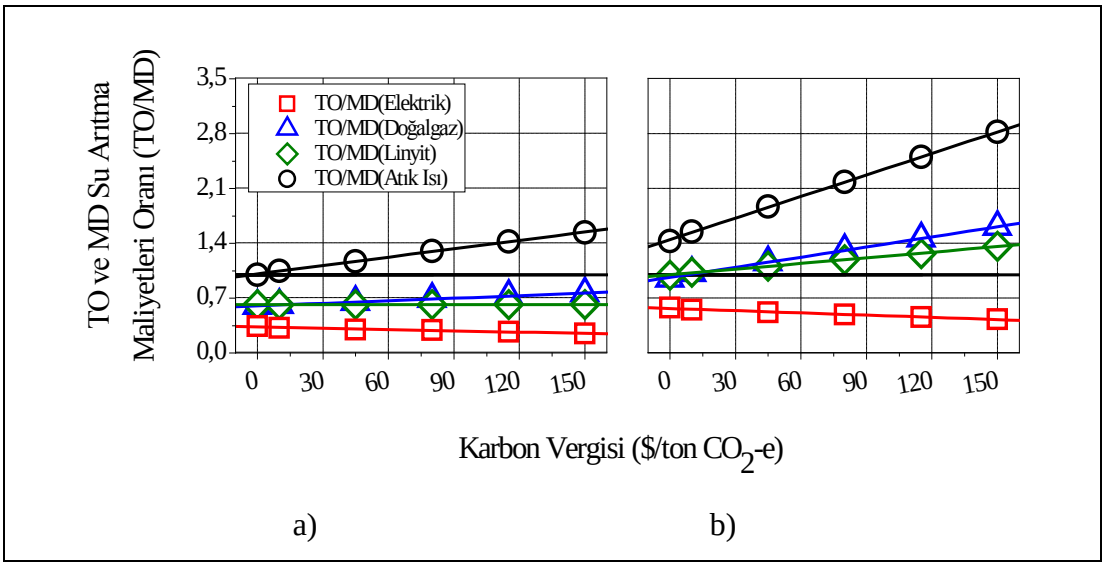
Sonuçta MD prosesinde atık ısı ile ısıtmada yakıt kullanılmayıp elektrik enerjisi sadece pompaj için kullanıldığından dolayı karbon maliyetinin en düşük olduğu seçenek olarak tespit edilmiştir. TO ve MD prosesleri karbon maliyeti açısından kıyaslandığında ise tek kademede doğalgaz ve atık ısı ile ısıtmalı MD ve çift kademede linyit, doğalgaz ve atıl ısı ile ısıtmalı MD prosesinin TO prosesine göre karbon maliyeti açısından daha tercih edilebilir olduğu anlaşılmıştır.

4.6. Toplam Desalinasyon Maliyetleri

MD ve TO tesislerinde karbondan gelen maliyetlere ilave olarak birim su arıtma maliyeti eklendiğinde oluşan toplam birim su arıtma maliyetleri TO prosesi toplam birim su arıtma maliyeti MD prosesininkine bölünerek kıyaslanmıştır. Eğer sonuç bir ise TO ve MD prosesleri toplam birim su arıtma maliyetlerinin eşit olduğu anlamına gelmektedir. Sonucun bir'den büyük olması durumunda TO maliyetinin daha yüksek olduğu ve MD prosesinin tercih edilebileceği, sonucun bir'den küçük olması durumunda ise TO maliyetinin daha düşük olduğu ve bu prosesin tercih edilebileceği sonucuna varılmaktadır. Hesaplamalarda MD ve TO tesislerinde deniz suyu sıcaklığı 25 °C, deniz suyu giriş debisi 100.000 m^3/gün ve elektik fiyatı 0,07 $/kWh olarak alınmıştır.

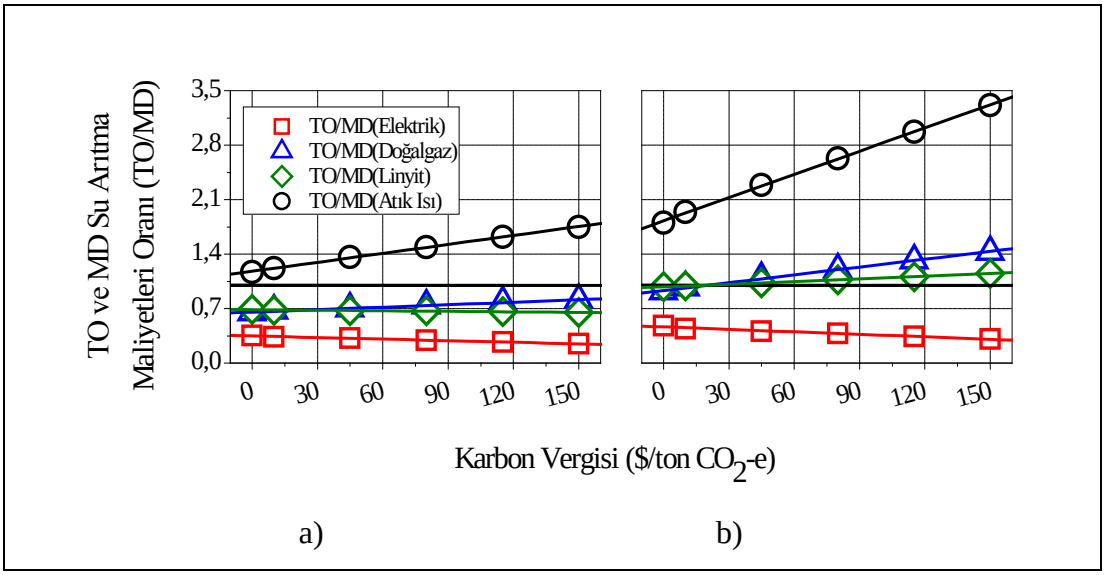
Değişen karbon vergilerine göre TO ve harici ısı geri kazanımlı MD toplam su arıtma maliyetleri oranı tek ve çift kademe tesisler için sırası ile Şekil 4.15.a) ve Şekil 4.15.b)'de gösterilmiştir. Buna göre TO prosesi su arıtma maliyeti tek kademede karbon maliyetsiz 0,68 $/$m^3$ iken bu değer 150 $/ton CO_2-e karbon vergisinde karbon maliyeti dahil edildiğinde 1,31 $/$m^3$'e yükselmektedir. 150 $/ton CO_2-e karbon vergisinde harici ısı geri kazanımlı MD tesisinde ise tek kademede elektrik, doğalgaz, linyit ve atık ısı ile ısıtmada toplam su arıtma maliyetleri sırasıyla 5,29-1,72-2,11-0,85 $/$m^3$'tür. Tek kademede karbon maliyetinin olmadığı durumda TO ve MD su arıtma maliyeti aynıdır. Karbon vergisi dahil edildiğinde ise atık ısı ile ısıtmalı harici ısı geri kazanımlı MD tesisi TO tesisine göre ekonomik açıdan daha çok tercih edilebilir olmaktadır. Çift kademeli tesislerde 150 $/ton CO_2-e karbon vergisinde TO ve harici ısı geri kazanımlı MD tesisinde elektrik, doğalgaz, linyit ve atık ısı ile ısıtmada toplam su arıtma maliyetleri sırasıyla 2,09-4,86-1,30-1,54-0,74 $/$m^3$'tür. Buna göre çift kademede atık ısı ile ısıtmalı harici ısı geri kazanımlı MD

tesisi her zaman TO tesisine göre tercih edilebilecek maliyettedir. Doğalgaz ve linyit ile ısıtmalı harici ısı geri kazanımlı MD tesisinin sırasıyla karbon vergisinin 8,1 ve 1,2 \$/ton CO_2-e'nin üzerinde olduğu durumda TO tesisine tercih edilebilir olduğu tespit edilmiştir.



Şekil 4.15: TO ve harici ısı geri kazanımlı MD tesisi toplam su arıtma maliyetleri oranı a) Tek kademe, b) Çift kademe.

TO ve dahili ısı geri kazanımlı MD toplam su arıtma maliyetleri oranı tek ve çift kademe tesisler için sırası ile Şekil 4.16.a) ve Şekil 4.16.b)'de gösterilmiştir. 150 \$/ton CO_2-e karbon vergisinde dahili ısı geri kazanımlı MD prosesinde tek kademede elektrik, doğalgaz, linyit ve atık ısı ile ısıtmada toplam su arıtma maliyetleri sırasıyla 5,20-1,62-2,01-0,75 \$/m^3'tür. Tek kademede dahili ısı geri kazanımlı atık ısı ile ısıtmalı MD tesisi her zaman TO tesisine göre tercih edilebilir seviyede su arıtma maliyeti vermektedir. Çift kademeli tesislerde 150 \$/ton CO_2-e karbon vergisinde birim su arıtma maliyetleri TO, dahili ısı geri kazanımlı MD tesisinde elektrik, doğalgaz, linyit ve atık ısı ile ısıtmada toplam su arıtma maliyetleri sırasıyla 2,09-6,72-1,46-1,82-0,64 \$/m^3'tür. Buna göre çift kademede atık ısı ile ısıtmalı dahili ısı geri kazanımlı MD tesisi her zaman TO tesisine göre tercih edilebilecek maliyettedir. Doğalgaz ve linyit ile ısıtmalı MD tesisinin sırasıyla karbon vergisinin 20,5 ve 18,2 \$/ton CO_2-e'nin üzerinde olduğu durumda TO tesisine tercih edilebileceği tespit edilmiştir. Elektrikle ısıtmalı MD tesisinde ısı geri kazanım alternatifinden bağımsız olarak karbon vergisi dahil edilse bile su arıtma maliyeti açısından hiçbir zaman TO tesisine tercih edilemeyeceği sonucuna varılmıştır.



Şekil 4.16: TO ve dahili ısı geri kazanımlı MD tesisi toplam su arıtma maliyetleri oranı a) Tek kademe, b) Çift kademe.

5. SONUÇLAR ve ÖNERİLER

Bu tez çalışması kapsamında yapılan saha ölçekli TO ve MD deniz suyu arıtma tesislerinin ekonomik analizleri sonucunda aşağıdaki sonuçlara ulaşılmıştır.

- MD ile deniz suyu arıtımında en ekonomik çözümleri harici ısı geri kazanımlı atık ısı ile ısıtmalı sistem vermiştir.
- 25 ºC deniz suyu giriş sıcaklığı, 0,07 $/kWh elektrik fiyatı ve 100.000 m^3/gün tesis kapasitesinde, tek ve çift kademe TO için su arıtma maliyetleri sırasıyla 0,68 ve 0,83 $/$m^3$ iken bu değerler dahili ısı geri kazanımlı atık ısı ile ısıtmalı MD için 0,58 ve 0,49 $/$m^3$ olarak hesaplanmıştır.
- Dahili ısı geri kazanımlı atık ısı ile ısıtmalı MD'de tek kademede 0,58 $/$m^3$ olan su arıtma maliyeti karbon maliyeti ilave edildiğinde 10-150 $/ton CO_2-e karbon vergisi için sırasıyla 0,59 ve 0,75 $/$m^3$'e yükselmiştir. Bu senaryoda çift kademede 0,49 $/$m^3$ olan su arıtma maliyeti karbon maliyeti ilave edildiğinde 10-150 $/ton CO_2-e karbon vergisi için sırasıyla 0,50 ve 0,64 $/$m^3$'e yükselmiştir.
- TO'da tek ve çift kademede sırasyla 0,68 ve 0,83 $/$m^3$ olan su arıtma maliyetleri karbon maliyeti ilave edildiğinde 10-150 $/ton CO_2-e karbon vergisi için 0,72 ve 1,31 $/$m^3$ ve 0,91 ve 2,09 $/$m^3$'e yükselmiştir.

Bu sonuçların ışığında atık ısı ile ısıtmalı dahili ısı geri kazanımlı tek ve çift kademe MD prosesinin ile hem karbon maliyetsiz hem de karbon maliyetli durumlarda TO prosesi yarışabildiği hatta daha düşük arıtma maliyetleri verdiği bulunmuştur. Doğalgaz ve linyit ile ısıtmalı çift kademe MD prosesinde harici ısı geri kazanım uygulamasında sırasıyla karbon vergisinin 8,1 ve 1,2 $/ton CO_2-e'nin, dahili ısı geri kazanım uygulamasında ise sırasıyla karbon vergisinin 20,5 ve 18,2 $/ton CO_2-e'nin üzerinde olduğu durumda TO tesisine tercih edilebileceği tespit edilmiştir.

KAYNAKLAR

Akgul D., Çakmakci M., Kayaalp N., Koyuncu I., (2008), “Cost Analysis of Seawater Desalination with Reverse Osmosis in Turkey”, Desalination, 220, 123–131.

Al-Hamahmy M., Fath H. E. S., Khanafer K., (2016), “Techno-Economical Simulation and Study of a Novel MSF Desalination Process”, Desalination, 386, 1–12.

Al-Obaidani S., Curcio E., Macedonio F., Di Profio G., Al-Hinai H., Drioli E. (2008), “Potential of Membrane Distillation in Seawater Desalination: Thermal Efficiency, Sensitivity Study and Cost Estimation”, Journal of Membrane Science, 323(1), 85–98.

Aslanoglu S. Y., Köksal M., (2012), “Elektrik Üretimine Bağlı Karbondioksit Emisyonunun Bölgesel Olarak Belirlenmesi ve Uzun Dönem Tahmini”, Hava Kirliliği Araştırmaları Dergisi, 1, 19–29.

Aydın F., Ardalı Y., (2012), “Deniz Suyu Arıtım Teknolojileri”, Mühendislik ve Fen Bilimleri Dergisi, Sigma 30, 156–178.

Banat F., Jwaied N., (2008), “Economic Evaluation of Desalination by Small-Scale Autonomous Solar-Powered Membrane Distillation Units”, Desalination, 220 (1-3), 566–573.

Bataineh K. M., (2016), “Multi-Effect Desalination Plant Combined with Thermal Compressor Driven by Steam Generated by Solar Energy”, Desalination, 385, 39–52.

Bennett A., (2013), “50th Anniversary: Desalination: 50 Years of Progress”, Filtration + Separation, 50 (3), 32–32.

Bouchrit R., Boubakri A., Hafiane A., Bouguecha S. A. T., (2015), “Direct Contact Membrane Distillation: Capability to Treat Hyper-Saline Solution”, Desalination, 376, 117–129.

Bui V. A., Vu L. T. T., Nguyen M. H., (2010), “Modelling the Simultaneous Heat and Mass Transfer of Direct Contact Membrane Distillation in Hollow Fibre Modules”, Journal of Membrane Science, 353 (1-2), 85–93.

Criscuoli A., Carnevale M. C., Drioli E., (2008), “Evaluation of Energy Requirements in Membrane Distillation”, Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 47 (7), 1098–1105.

Curcio E., Profio G. Di, Fontananova E., Drioli E., (2015), “Membrane Technologies for Seawater Desalination and Brackish Water Treatment”, In: A. Basile, A. Cassano, N. K. Rastogi, Editors, “Advances in Membrane Technologies for Water Treatment”, Elsevier Ltd.

Dow N., Gray S., Li J., Zhang J., Ostarcevic E., Liubinas A., Atherton P., Roeszler G., Gibbs A., Duke M., (2016), “Pilot Trial of Membrane Distillation Driven by Low Grade Waste Heat: Membrane Fouling and Energy Assessment”, Desalination, 391, 30–42.

Du Y., Xie L., Liu Y., Zhang S., Xu Y., (2015), “Optimization of Reverse Osmosis Networks with Split Partial Second Pass Design”, Desalination, 365, 365–380.

Dumée L. F., Smart S., Duke M. C., Gray S. R., (2015), “Next Generation Membranes for Membrane Distillation and Future Prospects”, In: A. Basile, A. Figoli and M. Khayet, Editors, Pervaporation, Vapour Permeation and Membrane Distillation: Principles and Applications, Elsevier Ltd.

Duong H. C., Cooper P., Nelemans B., Cath T. Y., Nghiem L. D., (2015), “Optimising Thermal Efficiency of Direct Contact Membrane Distillation by Brine Recycling for Small-Scale Seawater Desalination”, Desalination, 374, 1–9.

Essalhi M., Khayet M., (2015a), “Membrane Distillation (MD)”, In: S. Tarleton, Editor, “Progress in Filtration and Separation”, Elsevier Ltd.

Essalhi M., Khayet M., (2015b), “Fundamentals of Membrane Distillation”, In: A. Basile, A. Figoli and M. Khayet, Editors, “Pervaporation, Vapour Permeation and Membrane Distillation: Principles and Applications”, Elsevier Ltd.

Fellows C. M., Al-Hamzah A., (2015), “Thermal Desalination: Current Challenges”, In: Dr., Z. Amjad, Dr. K. D. Demadis, Editors, “Mineral Scales and Deposits”, Elsevier Ltd.

Frenkel V. S., (2015), “Planning and Design of Membrane Systems for Water Treatment”, In: A. Basile, A. Cassano, N. K. Rastogi, Editors, “Advances in Membrane Technologies for Water Treatment”, Elsevier Ltd.

García-Fernández L., Khayet M., García-Payo M. C., (2015), “Membranes Used in Membrane Distillation: Preparation and Characterization”, In: A. Basile, A. Figoli and M. Khayet, Editors, “Pervaporation, Vapour Permeation and Membrane Distillation”, Elsevier Ltd.

Goh P. S., Matsuura T., Ismail A. F., Hilal N., (2016), “Recent Trends in Membranes and Membrane Processes for Desalination”, Desalination, 391, 43–60.

Gray S., Semiat R, Duke M., Rahardianto A., Cohen Y., (2011), “4.04 Seawater Use and Desalination Technology”. In: S. A. Elias, Editor, “Reference Module in Earth Systems and Environmental Sciences, from Treatise on Water Science Volume 4”, Elsevier Ltd.

Gude V. G., (2016), “Desalination and Sustainability - An Appraisal and Current Perspective”, Water Research, 89, 87–106.

Gullinkala T., Digman B., Gorey C., Hausman R., Escobar I. C., (2010), “Chapter 4 Desalination: Reverse Osmosis and Membrane Distillation”, In: I. A. Escobar and A. I. Schäfer, Editors, “Sustainability Science and Engineering (Vol. 2)”, Elsevier Ltd.

Hitsov I., Maere T., De Sitter K., Dotremont C., Nopens I., (2015), “Modelling Approaches in Membrane Distillation: A Critical Review”, Separation and Purification Technology, 142, 48–64.

Karagiannis I. C., Soldatos P. G., (2008), “Water Desalination Cost Literature: Review and Assessment”, Desalination, 223 (1-3), 448–456.

Kennedy M. D., Bremere I., Schippers J. C., (2002), “Desalination Technology”, In: J. Smeth and C. V. Wijk, Editors, “Small Community Water Supplies”, IRC International Water and Sanitation Centre.

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

Khayet M., Matsuura T., (2011), “Membrane Distillation, Principles and Applications”, 1st Edition, Elsevier Ltd.

Kurdian A. R., Bahreini M., Montazeri G. H., Sadeghi S., (2013), “Modeling of Direct Contact Membrane Distillation Process: Flux Prediction of Sodium Sulfate and Sodium Chloride Solutions”, Desalination, 323, 75–82.

Lazarides H. N., Katsanidis E., (2003), “Membrane Techniques/Principles of Reverse Osmosis”, In: L. Trugo and P. M. Finglas, Editors, “Encylopedia of Food Sciences and Nutrition”, Elsevier Ltd.

Lee J.-G., Kim Y.-D., Kim W.-S., Francis L., Amy G., Ghaffour N., (2015), “Performance Modeling of Direct Contact Membrane Distillation (DCMD) Seawater Desalination Process Using a Commercial Composite Membrane”, Journal of Membrane Science, 478, 85–95.

Lee K. P., Arnot T. C., Mattia D., (2011), “A Review of Reverse Osmosis Membrane Materials for Desalination-Development to Date and Future Potential”, Journal of Membrane Science, 370 (1-2), 1–22.

Lin S., Yip N. Y., Elimelech M., (2014), “Direct Contact Membrane Distillation with Heat Recovery: Thermodynamic Insights From Module Scale Modeling”, Journal of Membrane Science, 453, 498–515.

Manawi Y. M., Khraisheh M., Fard A. K., Benyahia F., Adham S., (2014), “Effect of Operational Parameters on Distillate Flux in Direct Contact Membrane Distillation (DCMD): Comparison Between Experimental and Model Predicted Performance”, Desalination, 336 (1), 110–120.

Mazlan N. M., Peshev D., Livingston A. G., (2016), “Energy Consumption for Desalination - A Comparison of Forward Osmosis with Reverse Osmosis, and the Potential for Perfect Membranes”, Desalination, 377, 138–151.

Meindersma G. W., Guijt C. M., de Haan A. B., (2006), “Desalination and Water Recycling by Air Gap Membrane Distillation”, Desalination, 187 (1-3), 291–301.

Misdan N., Lau W. J., Ismail A. F., (2012), “Seawater Reverse Osmosis (SWRO) Desalination by Thin-Film Composite Membrane-Current Development, Challenges and Future Prospects”, Desalination, 287, 228–237.

Namboodiri V., Rajagopalan N., (2014), “Desalination, Comprehensive Water Quality and Purification (Vol. 2)”, In: C. Patterson, Editor, Elsevier Ltd.

Narcı A. O., (2015), “Membran Distilasyon Prosesiyle Deniz Suyundan İçme Suyu Üretiminin Tekno-Ekonomik Analizi”, Yüksek Lisans Tezi, Kocaeli Üniversitesi.

Nastar M., (2014), “The Quest to Become a World City: Implications for Access to Water”, Cities, 41 (PA), 1–9.

Qtaishat M. R., Matsuura T., (2015), “13 - Modelling of Pore Wetting in Membrane Distillation Compared with Pervaporation”, In: A. Basile, A. Figoli and M. Khayet, Editors, “Pervaporation, Vapour Permeation and Membrane Distillation” Elsevier Ltd.

Qtaishat M. R., Banat F., (2013), “Desalination by Solar Powered Membrane Distillation Systems”, Desalination, 308, 186–197.

Qureshi B. A., Zubair S. M., (2016), “Energy-Exergy Analysis of Seawater Reverse Osmosis Plants”, Desalination, 385, 138–147.

Rastogi N. K., Cassano A., Basile A., (2015), “Water Treatment by Reverse and Forward Osmosis”, In: A. Basile, A. Cassaro and N. K. Rastogi, Editors, “Advances in Membrane Technologies for Water Treatment”, Elsevier Ltd.

Saffarini R. B., Summers E. K., Arafat H. A., Lienhard V J. H., (2012), “Economic Evaluation of Stand-Alone Solar Powered Membrane Distillation Systems”, Desalination, 299, 55–62.

Sassi K. M., Mujtaba I. M., (2012), “Effective Design of Reverse Osmosis Based Desalination Process Considering Wide Range of Salinity and Seawater Temperature”, Desalination, 306, 8–16.

Sauvet Goichon B., (2007), “Ashkelon Desalination Plant - A Successful Challenge”, Desalination, 203 (1-3), 75–81.

Shatat M., Worall M., Riffat S., (2013), "Opportunities for Solar Water Desalination Worldwide: Review", Sustainable Cities and Society, 9, 67–80.

Singh R., (2015), “Membrane Technology and Engineering for Water Purification”, 2nd Edition, Elsevier Ltd.

Van der Bruggen B., Pinoy L., De Sitter K., Eykens L., Dotremont C., (2015), “Integrated Systems Involving Membrane Distillation and Applications”, In: A. Basile, A. Figoli and M. Khayet, Editors, “Pervaporation, Vapour Permeation and Membrane Distillation: Principles and Applications”, Elsevier Ltd.

Vergili I., Kaya Y., Sen U., Gonder Z. B., Aydiner C., (2012), “Techno-Economic Analysis of Textile Dye Bath Wastewater Treatment by Integrated Membrane Processes Under the Zero Liquid Discharge Approach”, Resources, Conservation and Recycling, 58, 25–35.

Web 1, (2016), http://www.unwater.org/statistics/statistics-detail/en/c/211812/, (Erişim Tarihi: 10/02/2016).

Web 2, (2016), http://www.unwater.org/publications/publications-detail/en/c/204294 , (Erişim Tarihi: 10/02/2016).

Web 3, (2016), http://www.memsys.eu/projects-details/worlds-first-desalination-unit-utilizing-waste-heat-on-maldives.html, (Erişim Tarihi: 10/04/2016).

Zhang Y., Peng Y., Ji S., Li Z., Chen P., (2015), “Review of Thermal Efficiency and Heat Recycling in Membrane Distillation Processes”, Desalination, 367, 223–239.

Zhao K., Heinzl W., Wenzel M., Büttner S., Bollen F., Lange G., Heinzl S., Sarda N., (2013), “Experimental Study of the Memsys Vacuum-Multi-Effect-Membrane-Distillation (V-MEMD) Module”, Desalination, 323, 150–160.

ÖZGEÇMİŞ

Yasemin Melek TİLKİ 1989 yılında İstanbul'da doğdu. 2006 yılında başladığı İstanbul Teknik Üniversitesi Kimya Metalurji Fakültesi Kimya Mühendisliği Bölümünü 2011 yılında tamamladı. 2013 yılında yüksek lisans eğitimine Gebze Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Çevre Mühendisliği Anabilim Dalında başladı. 2013 yılından bu yana Gebze Teknik Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümünde araştırma görevlisi olarak çalışmaktadır.

EKLER

Ek A: Tez Çalışması Kapsamında Yapılan Yayınlar

Tilki, Y.M., Aydıner, C., (2016), “Economics of Seawater Desalination by Membrane Distillation - A Comparative Analysis of Different System Designs”, 2nd International Conference on Desalination and Environment, 24, Doha, Qatar, 23-26 January.