

YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

128640

ÇİFT AMAÇLI TESİSLERDE TATLI SU ÜRETİMİNİN
TEKNİK ve EKONOMİK İNCELENMESİ

T.C. YÜKSEKÖĞRETİM KURULU
DOKÜMANTASYON MERKEZİ

Makina Mühendisi İsmail Barış ÖZİSTEK

Makina Mühendisliği Enerji Makinaları Programında
Hazırlanan

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Tez Danışmanı : Prof. Ertuğrul Küçükçaramıklı (YTÜ)

Prof. Ertuğrul Küçükçaramıklı
Ertuğrul Küçükçaramıklı

Prof. Dr. Ahmet BAYKİÇEN
Ahmet Baykichen

Doç. Dr. Sükrü BELCİBAŞI
Sükrü Belcibaşı

İSTANBUL, 2002

128640

İÇİNDEKİLER

SİMGE LİSTESİ.....	v
KISALTMA LİSTESİ.....	vii
ŞEKİL LİSTESİ.....	viii
ÇİZELGE LİSTESİ.....	ix
ÖNSÖZ.....	x
ÖZET.....	xi
ABSTRACT.....	xii
1 GİRİŞ.....	1
2 TATLI SU İHTİYACI.....	7
2.1 Tatlı Suya Duyulan İhtiyaş.....	7
2.2 Suyun Kalitesi ve Temizlemeye Etkileyen Faktörler.....	7
2.3 Bir Hammadde Olarak Deniz Suyu.....	9
3 DÜNYADA DESALİNASYON VE ÇİFT MAKSATLI TESİSLER.....	13
3.1 Desalinasyona Genel Bir Bakış.....	13
3.2 Tek Maksatlı Tesisler.....	15
3.3 Çift Maksatlı Tesisler.....	16
3.3.1 Su ve Elektrik İhtiyaçlarının Karşılınması ve Optimal Kojenerasyon Tesisinin Seçimi.....	20
3.4 Tek ve Çift Maksatlı Tesislerin Mukayesesi.....	24
3.4.1 Toplam Enerji ve Genel Bir Bakış.....	25

4	TUZLU SUYU ARITMA YÖNTEMLERİ.....	27
4.1	Ticari Olarak Fazla Kullanılmayan Fakat Literatürde Yer Alan Bazı Arıtma Yöntemleri.....	27
4.1.1	İyon Değişimi	27
4.1.2	Elektrodiyaliz.....	27
4.1.3	Buhar Kompresyonlu Damıtma	28
4.1.4	Güneş Buharlaştırması	29
4.1.5	Güneş Havuzu.....	30
4.2	Ticari Olarak En Çok Kullanılan Üç Sistem.....	30
4.2.1	Çok Kademeli Ani Damıtma (MSF).....	30
4.2.2	Çok Etkili Damıtma (MED)	33
4.2.3	Ters Ozmoz.....	34
5	FİYATLANDIRMA METODLARI	38
5.1	Probleme Giriş.....	38
5.2	İşletmenin Yaşam Süresi Maliyeti.....	42
5.3	Amortisman Metodu	43
5.4	Elektrik Üretimindeki Düşüşün Su Maliyetine Yansıtılması Metodu	44
5.5	Orantı Metodları	45
5.5.1	Dış Faktörler Metodu	45
5.5.1.1	A metodu : Tek Tesise Göre Hesap	45
5.5.2	İç Faktörler Metodu.....	46
5.5.2.1	B Metodu : Sade Elektrik Üretimine Göre Hesap.....	47
5.5.2.2	D Metodu : Tek Tesiste Aynı Gücün Üretilmesi Hali.....	48
5.5.2.3	E Metodu : Tek Tesiste Daha Fazla Güç Üretilmesi Hali	48
5.5.2.4	F Metodu : Elektriğin Faydasına Göre kwh'ın Satın Alma Fiyatı.....	49
5.5.2.5	G Metodu : Tek Tesiste Aynı Su Miktarının Üretilmesi Hali	50
5.5.2.6	H Metodu : En Az Maliyetli Su Temin Alternatifi	51
6	MEVCUT BİR TESİSE DESALİNASYON ÜNİTESİ EKLENMESİ VE BİRİM MALİYETLERİN HESAPLANMASI	52
6.1	Probleme Giriş.....	52
6.2	Ambarlı Santralına Ait Değerler.....	53
6.3	Atık Isı ve Ara Buhar Kullanarak Sistemin Dizaynı	58
6.3.1	Sistemin Dizaynı	58
6.3.1.1	Desalinasyon Ünitesine Ait Hesaplar	64
6.3.1.2	Elektrik Üretimi	66
6.3.1.3	Bir Türbin ve Ona Bağlı Desalinasyon Tesisine Ait Değerler	71
6.3.2	Maliyet Hesapları	72
6.3.2.1	Isı ve Enerji Kullanımları ile Birim Maliyetleri	72
6.3.2.2	Amortisman Metodu İle Maliyet Hesaplanması	77
6.3.2.3	Elektrik Üretimindeki Düşüşün Suyun Maliyetine Yansıtılması.....	79

6.3.2.4	B Metodu : Sade Elektrik Üretimine Göre Hesap.....	80
6.3.2.5	D Metodu : Tek Tesiste Aynı Gücün Üretilmesi Hali.....	82
6.3.2.6	E Metodu (a) : Tek Tesiste Daha Fazla Güç Üretilmesi Hali	83
6.3.2.7	F Metodu.....	84
6.3.2.8	Bulunan Birim Maliyetlerin Yorumlanması	85
7	SONUÇ.....	88
	KAYNAKLAR.....	90
	ÖZGEÇMİŞ.....	93



SİMGE LİSTESİ

η_T	Türbin verimi.
A	Yıllık amortisman
B	Sistemden çıkan salamura.
BL	Dışarı atılan salamura.
Cb	Buhar birim maliyeti.
Cbw	1 metreküp su üretmek için gerekli buhar maliyeti.
Ce	Elektrik birim maliyeti
Ces	Elektrik birim satış fiyatı.
Con	Yoğuşmuş buhar.
Cw	Su birim maliyeti
Cws	Su birim satış fiyatı.
D	Arıtılmış taze su.
d	Gün
e	Elektrik tesisi yıllık maliyeti.
$E_{1,2,\dots,n}$	Yıllık nakit çıkışları
Eb	110 MW'lık bir türbinin bir yılda çekeceği buhar miktarı.
Ed	Yıllık elektrik üretiminde meydana gelen düşüş.
Ee	Yıllık elektrik üretim miktarı.
Ee'	Çift maksatlı tesisin kazanı ile sadece elektrik üretildiğindeki miktar.
Ew	Yıllık su üretim miktarı.
Ew_d	1 Tesisin 1 günde üreteceği su miktarı.
F	Besleme.
g_d	Desalinasyon tesisinde birim güç kullanımı, (kWh/m ³).
Gd	Desalinasyon tesisindeki günlük güç kullanımı
h	Entalpi
I	Yatırımın maliyeti
i	Faiz oranı
j	Isı atımı basamak sayısı.
k	Yük faktörü.
kj	kilojoule.
M	Yatırım maliyeti.
M	Karıştırıcı.
m^3/d	metreküp / gün
mb	Kızdırıcıdan çıkan buhar miktarı.
mb_1	Desalinasyon ünitesine gönderilmek üzere alınan ara buhar miktarı.
mb_2	Türbin çıkışından gelen buhar miktarı.
Mc	Soğutma suyu.
n	Yatırım süresi (Tesis ömrü)
n	Basamak sayısı.
N_1	Normal koşullarda üreteceğimiz güç.
N_2	Desalinasyon için ara buhar çektiğimizde üreteceğimiz güç.
N_d	Elektrik gücündeki düşüş

p	Katsayı.
P	Yatırım maliyeti
P/W	Ürün oranı (Güç / Su oranı).
Pe	Elektrik satış fiyatı.
Qd	1 Türbinden çıkıp, 1 MSF ünitesinin salamura ısıtıcısına giren ısı miktarı.
Qw	1 m ³ su üretmek için gerekli ısı miktarı.
R	Devirdaim akışı.
S	Buhar kaynağı.
s	Saniye
T ₁ – T _i	Terminal sıcaklık farkı.
t _i	Salamura ısıtıcısına giren soğutma suyu sıcaklığı.
T _n	Isı atımı basamakları çıkışı soğutma suyu sıcaklığı.
T _o	Salamura ısıtıcısı çıkış sıcaklığı.
w	Desalinasyon tesisi yıllık maliyeti.
X'	Ew miktarı kadar sadece su üreten tesisin yıllık maliyeti.
X''	Ew miktarı kadar sadece elektrik üreten tesisin yıllık maliyeti.
X _A	Çift maksatlı tesisin elektrik üretimi kadar elektrik üreten tek maksatlı elektrik tesisinin yıllık maliyeti.
X _c	Buhar tesisi yıllık maliyeti (ortak maliyet).
X _L	Elektrik üretimi düşüşünden dolayı oluşan yıllık kayıp (\$).
X _t	Yıllık toplam maliyet.
Y _o	Nakit çıkışlarının bugünkü değeri

KISALTMA LİSTESİ

HIS	Heat input section (Isı giriş bölümü).
IAEA	International Atomic Energy Agency
IDA	International desalination association.
LCC	Life cycle cost (Ömür süresi maliyeti).
MDF	MSF ile MED karışımı bir prosestir.
MED	Multiple effect distillation (Çok etkili damıtma).
mgd	Million gallon day (günde milyon galon)
MSF	Multistage flash desalination (Çok kademeli ani damıtma).
ppm	Particle per million (Milyon da parça).
PR	Performans Oranı
RO	Reverse osmosis (Ters ozmoz).
TBT	Salamura üst sıcaklığı.
tds	Total dissolved solids (Toplam çözülmüş madde).
UK	United Kingdom



ŞEKİL LİSTESİ

Sayfa

Şekil 3.1	Karşı basınç çevrimi – Salamuranın ısıtılmasında tüm türbin egzozu kullanılıyor.....	18
Şekil 3.2	Ara çekiş çevrimi – Salamura ısıtıcı buharının genişlemenin bir noktasında çekilmesi.	19
Şekil 3.3	Çok şaftlı çevrim – Paralel kondenserli ve kondensersiz türbinler.	20
Şekil 3.4(a)	Kojenerasyon sisteminin güç ve su talebini karşılaması – Yüksek P/W (Güç / Su) oranı.	23
Şekil 3.4(b)	Kojenerasyon sisteminin güç ve su talebini karşılaması – Düşük P/W oranı.	23
Şekil 3.5	Isının efektif kullanımı.	26
Şekil 4.1	Buhar kompresyonlu damıtma prosesinin şematik görünüşü.....	29
Şekil 4.2	Güneş buharlaşırması prosesinin şematik şekli	30
Şekil 4.3	Çok kademeli ani damıtma (MSF) prosesi.....	34
Şekil 4.4	Ozmoz çalışma prensibi.....	36
Şekil 4.5	Ters ozmos prosesinin şematize edilmesi.....	37
Şekil 5.1	Çift maksatlı tesisin üç bölüm halinde şematik gösterimi.....	40
Şekil 5.2	$X_t = C_w.E_w + C_e.E_e$ denkleminin şematik gösterimi.....	41
Şekil 6.1	Atık ısı ve ara buhar kullanma durumunda tesis şeması.....	60
Şekil 6.2	Karıştırıcı.....	60
Şekil 6.3	Mollier diagramı'nın şematize edilmiş hali.....	61
Şekil 6.4	1 ve 2 no'lu türbinler için tekrar kızdırmanın mollier diagramında şematik gösterilişi.	68
Şekil 6.5	3 no'lu türbin içintekrar kızdırmanın mollier diagramında şematik gösterilişi.	69
Şekil 6.6	Yıllık toplam maliyetin bölünmesi.....	74
Şekil 6.7	Yıllık toplam maliyetin oluşumu.....	82

ÇİZELGE LİSTESİ

	Sayfa
Çizelge 2.1	Çeşitli Denizlerdeki Tuzluluk Oranları (ppm)..... 10
Çizelge 2.2	Deniz Suyunun İyonik Kompozisyonu (g/kg)..... 11
Çizelge 2.3	Deniz – Suyunun Moleküler Kompozisyonu (g/kg)..... 12
Çizelge 3.1	Kojenerasyon Tesislerinde Tipik Bir Dizaynda Güç – Su Oranı22
Çizelge 6.1	Ambarlı Santral Ana Değerler.....55
Çizelge 6.2	Ambarlı Santral Ana Değerler.....56
Çizelge 6.3	Ambarlı Santral Ana Değerler.....57
Çizelge 6.4	Ambarlı Santral Ana Değerler.....58
Çizelge 6.5	Çeşitli Ara Buhar Çekme Basınçlarına Göre Entalpi Değerleri.....63
Çizelge 6.6	Farklı Ara Buhar Çekiş Basınçlarındaki Buhar Kütleleri..... 65
Çizelge 6.7	Çift Maksatlı Tesisin Farklı Ara Buhar Çekme Basınçlarına Göre Hesaplanan Bir Türbinin Gücü..... 71
Çizelge 6.8	Tesis ile İlgili Bulunan Değerler.....77
Çizelge 6.9	Kapital ve İşletme Maliyetleri ile Suyun Birim Maliyetinin Bulunması..... 79
Çizelge 6.10	Suyun Maliyetinin Hesaplanması.....81
Çizelge 6.11	Elektrik ve Su Birim Maliyetleri.....86

ÖNSÖZ

Gelişen dünya ve hızla artan nüfusa paralel olarak doğaldır ki tatlı suya duyulan ihtiyaç her geçen gün artmaktadır. Bunun bir sonucu olarak mevcut kaynakların yetmemesi belki de beklenildiğinden çok daha kısa bir sürede gündeme gelecektir. Bu noktada özellikle Körfez Arap ülkelerinin yıllardan beri kullandığı deniz suyunun desalinasyonunun ciddi bir alternatif oluşturacağı kesindir.

Özellikle İstanbul gibi nüfusu hızla artan ve su kaynakları çok bol olmayan metropoller tatlı su sorunu ile daha önce karşılaşacaklardır. Böyle bir durumda İstanbul civarında mevcut, çalışan bir elektrik santraline desalinasyon ünitesi eklenip hem elektrik, hem de su üreten çift maksatlı tesis haline getirilmesi bir seçenek olabilir. Çalışmada desalinasyon sistemleri ve Ambarlı elektrik santraline desalinasyon ünitesi eklenip çift maksatlı bir tesise dönüştürülmesiyle bu tesiste oluşacak ürünlerin fiyatlandırılması incelenmiştir.

Gelecekte karşılaşılabilecek böyle bir problemin çözümüne faydalı olacağını zannettiğim bu çalışmanın yapılmasını sağlayan ve çalışma süresince yardımlarını esirgemeyen sayın Hocam Prof. Dr. Ahmet Bayülken'e, çalışmayı yöneten sayın Hocam Prof. Ertuğrul Küçükçaramıklı'ya ve çalışmada çok emeği geçen sayın Arş. Gör. Hasan Hüseyin Erdem'e samimi teşekkürlerimi sunmayı bir borç bilirim.

ÖZET

Su yaşıyan her canlı için temel bir ihtiyaçtır. Dünyada içilebilir suyun yeterli miktarda bulunmadığı yerlerde, deniz suyunun desalinasyonu maliyeti karşılayabilen ülkeler tarafından oldukça kullanılan bir yöntemdir. Dünyada günde 13,300,000 metrekübün üzerinde taze su, deniz suyunun desalinasyonu ile üretilmektedir ve kurulu tesislerin yaklaşık %67'sinde MSF sistemi kullanılmaktadır. Araştırmada mevcut desalinasyon sistemleri ve özellikle ticari olarak kullanılan MSF, MED, ve RO proseslerinin çalışma prensipleri incelenmiştir.

Bu araştırmada Türkiye'de mevcut çalışan bir elektrik santralına desalinasyon ünitesinin eklenmesi, ve sonuçta ortaya çıkan elektrik ve su birim maliyetlerinin hesaplanması incelenmiştir. Örnek tesis olarak Ambarlı elektrik santralının 3 buhar türbini ele alınmış ve bunların her birine bir MSF ünitesi eklenecek şekilde dizayn yapılmıştır. Araştırmada birim maliyetlerin hesaplanması için çeşitli maliyet metodları sunulmakta, ve bunlara göre yapılan hesaplamalarda oluşan farklılıklar tartışılmaktadır. Ayrıca bu araştırma mevcut sade elektrik üreten bir santrala MSF ünitesi eklemek yoluyla bir çift maksatlı tesis elde edilmesi halinde ürünlerin maliyetini hesaplamada kullanılabilinecek bir maliyet metodu sunmaktadır.

Ambarlı santralında bir çift maksatlı tesise dönüştürme çalışması yapıldığında elektrik birim maliyeti yaklaşık %10 artmaktadır. Su birim maliyeti ise anlamlı olarak 1,2– 1,8 \$/m³ aralığında bulunmuştur.

Anahtar Kelimeler: Desalinasyon, Çift maksatlı tesisler, MSF, Deniz suyunun arıtılması.

ABSTRACT

Water is a need for every living being. Desalination of seawater is a commonly used method by countries which can afford the costs and where fresh water is scarce.

Over 13,300,000 cubicmeters of water per day is produced all over the world and MSF process is used among %67 of established plants. In this research, actual desalination processes and especially MSF, MED, and RO processes which are commercially available are studied.

This research works on the the coupling of a MSF desalination unit with an actual steam power plant in Turkey and determining the power and water costs. 3 steam turbines of Ambarlı power plant are used for research, and a MSF desalination unit is coupled with each of them. Several methods are introduced to calculate the unit costs of the products, and differences in the results obtained according to these methods are discussed. Additionally this research presents a method of calculating costs of products when, a single power plant is converted to a dual purpose facility by using a MSF desalter.

If Ambarlı power plant is converted into a dual purpose facility, power unit cost is increased by %10, and water unit cost is significantly in the 1,2– 1,8 \$ / m³ interval.

Keywords: Desalination, MSF, Dual purpose plants, Saline water conversion

1 GİRİŞ

Su insanlığı için her zaman bir enerji kaynağı olmuştur ve hala elektrik üretim tesislerinde olmaya devam etmektedir. Günümüzde ise, tarihte kullanılmış eski bir proses olan suyun desalinasyonu prosesi ile tuzlu sudan içme suyu üretmekte mekanik ve termal enerji kullanılmaktadır.

Dünyadaki en büyük desalinatör Doğa'dır. Aristo'nun dediği gibi Doğa kendi Doğal Su Döngüsü içinde güneşten gelen bedeva enerjisiyi kullanır. Daha sonraları filozoflar Akdeniz'li denizcilerin deniz suyundan içme suyu elde ettiklerini gözlemlediler. Afrodisya'lı İskender ve "Cesarea" başpiskoposu Saint Basil prosesi şöyle tanımladılar: Denizciler hızlıca kaynayan bir kazana deniz suyu koyup üzerine sünger astılar. Süngerleri sıktıklarında temiz su elde ettiler. Eldeki en eski referans üçbinbeşyüz yıl öncesine uzanarak Exodus'un kitabında¹ 15. bölümde okunabilir : Sonunda Musa İsraili'leri Kızıl Deniz'den getirdi, ve Shur sahrasına doğru gittiler; sahrada üç gün ilerleyip su bulamadılar; ve Marah'a ulaştıklarında sertliğinden dolayı Marah'ın sularını içemediler. Bunun sonucu buranın adı Marah olarak anıldı. İnsanlar Musa'ya "Şimdi ne içeceğiz ?" diyerek yakındı. Musa'da tanrıya yakardı, tanrı'da ona bir ağaç gönderdi, Musa bu ağacı sulara gönderince sular tatlı hale geldi (Mesa vd., 1996).

Buhar motoru keşfedilince, deniz suyunu buhar kullanarak arıtan bir çok patent alındı, fakat ilk tesis 1872'de Şili'de Las Salinas'da güneş damıtması kullanan bir sistemle inşa edildi. Cam kaplı tahta bir yapıydı ve günde 22,5 metreküp su ürettiyordu.

Bu günlerden günümüze gerek teknolojiye, gerekse toplam kapasitede büyük ilerlemeler oldu. IDA (International Desalination Association) 2000 raporuna göre 1997 yılı itibarıyla dünya çapında (100 m³/d'den büyük) 12.451 arıtma ünitesi, 22.735.000 m³/d (5.001 mgd²) kapasite ile kurulu ya da kontratı yapılmış durumdadır. Deniz suyu desalinasyon tesislerinin kapasitesi 13.300.000 m³/d'e ulaşmış durumdadır.

¹ Exodus = Bahsi geçen olayın anlatıldığı incil kısmına verilen ad.

² 1 milyon gallon = 4.546 m³ (gallon = UK gallon)

Zamanla desalinasyon teknolojileri de gelişmiş ve çeşitlenmiştir. Bu proseslerden önde gelenlerini elektrodializ, iyon değişimi, buhar kompresyonlu damıtma, güneş buharlaştırması, güneş havuzu, kristalizasyon, çok kademeli ani damıtma (MSF), çok etkili damıtma (MED) ve ters ozmoz (RO) olarak sıralayabiliriz. Tüm metodlar her ne kadar araştırmalara konu olsalar ve kullanılabilir olsalar da, ticari olarak çok kademeli ani damıtma, çok etkili damıtma ve ters ozmoz kullanılmaktadır. 2000 yılı itibarıyla dünyadaki duruma baktığımızda kurulu desalinasyon tesislerinin (100 m³/d'den büyük) %67'si MSF sistemini kullanmaktadır (Osman vd., 2001).

Özellikle bu üç prosesi ele alırsak aralarında enerji kullanımından doğan temel bir farklılık olduğunu görebiliriz. MSF ve MED hem termal, hem de mekanik enerjiye ihtiyaç duyarken RO sadece mekanik enerjiye ihtiyaç duymaktadır.

Çok kademeli ani damıtma (Multi Stage Flash Distillation – MSF) 1957'de Profesör R.S. Silver tarafından keşfedilmiştir. İlk tesisler 1960'lar da kurulmuş, kapasite büyürken 70'lerin başında petrol krizi bu büyümeyi frenlemiştir (Morris, 1993). MSF teknolojisi her ne kadar pazara hakim durumdaysa da RO prosesi son yıllardaki gelişmeler ile MSF için ciddi bir rakip haline gelmiştir. MED ise yer yer kullanılmakla beraber, prosesin büyük kapasiteli tesisler için elverişli olmamasından dolayı MSF ve RO teknolojileri için büyük bir rakip olarak görülmemektedir.

Desalinasyon prosesleri üzerine özellikle körfez arap ülkelerinde çalışmalar yürütülmektedir. Desalinasyon için özellikle hem su, hem de elektrik üreten çift maksatlı kojenerasyon tesisleri popülerdir. Güç tesisinden çıkan alçak basınçtaki buharı kullanan MSF teknolojisinin bu kadar kullanılmasının bir sebebi de budur. Desalinasyon konusunda önde gelen araştırmacılardan olan Darwish 1988 yılındaki çalışmasında hem su, hem de elektrik üreten çift maksatlı tesislerin bu ürünleri ayrı ayrı üreten tesislerle kıyaslandığında yakıtın daha ekonomik kullanılacağını göstermiştir.

Çift maksatlı tesislerde maliyetin hesaplanması, ürünlere adil biçimde bölüştürülmesi ve ayrıca tesisin optimizasyonu bir problem olarak ortaya çıkmaktadır. Uche, Serra ve Valero'nun (2001) yaptığı çalışmada bir MSF ünitesi bağlı buharlı güç tesisinin termoekonomik optimizasyonu tüm sistemi küçük ünitelere bölüp bunların ayrı ayrı optimizasyonlarını yapmak kaydıyla yapılmıştır. Optimizasyon sonucunda mevcut çalışan tesiste yaklaşık %11'lik toplam maliyet tasarrufu sağlanmıştır. Yine başka bir çalışmada MSF prosesinin kullanıldığı bir kojenerasyon tesisinde karşı basınç türbini, genişlemeli – kondenserli türbin, gaz türbini, karşı basınç türbinli kombine çevrim gibi seçenekler arasından optimum kojenerasyon seçeneğinin bulunması incelenmiştir (El-Nashar, 2001). Dojnak ve Lockwood 2000 yılındaki çalışmalarında bir güç tesisinin atık ısısını bir MSF ünitesi bağlayarak kullanmanın faydasını göstermişler ve böyle bir tesisin daha ekonomik olabilmesi için atık ısı miktarının optimizasyonunu yapmışlardır.

Kamal ve Sims'in 1997 yılındaki çalışmasında çift maksatlı güç – desalinasyon tesisinin simülasyonu için geliştirilmiş termal çevrim modelleri tanımlanmıştır. Proses seçenekleri olarak MSF, düşük sıcaklıktaki MED ve RO ele alınmıştır. Bu tip çift maksatlı tesisler de, su ve güç için maliyet hesaplamalarda klasik bir ayırım metodu kullanılmıştır. Bu çalışmada belli miktarda termal gücü olan bir reaktör ele alınmış ve buna bağlı güç tesisi ile 3 farklı desalinasyon prosesi seçeneğinde, üretilen su miktarı sabit tutulduğunda oluşacak elektrik üretimi hesaplanmış. Daha sonra amortisman metodu kullanılarak ve buhar maliyeti eklenerek su ve elektrik için birim maliyet hesabı yapılmıştır. Bunun dışında eldeki seçenekler için tüm maliyetlerin elektriğe ve tüm maliyetlerin suya itaf edildiği durumlarda birim maliyet hesapları yapılmıştır.

MSF prosesi aslında oldukça enerji yoğun bir prosesdir. Her ne kadar çift maksatlı tesisler ile MSF'de kullanılan enerji maliyeti oldukça düşürülsede yine de çok büyük miktarda termal enerjiye ihtiyaç duyulmaktadır. Bu sebepten dolayı RO prosesi üzerinde araştırmalar yoğunlaşmıştır. Darwish (2001) RO prosesinin MSF prosesinin üçde biri kadar enerjiye ihtiyaç duyduğunu ve bunun sadece mekanik enerji formunda olduğunu ortaya koymaktadır. Ayrıca RO'nun MSF prosesine göre sahip olduğu avantajlarını çalışmalarında sıralamaktadır.

Hiç bir doğal su kaynağına sahip olmayan Kuveyt, tüm su ihtiyacını desalinasyon ile karşılamaktadır. Kuveyt'te tüm elektrik üretim santralleri çift maksatlı olup hepsi MSF prosesini kullanarak su ve elektrik üretmektedirler. MSF desalinasyon üniteleri 1997 yılında 234 mgd

kapasitede çalışmışlardır. Artan su ve elektrik ihtiyaçları karşısında devlet yeni tesislere ihtiyaç duymakta ve bu konuda seçenekler araştırılmaktadır (Darwish, 2000).

RO prosesi düşük enerji kullanımına karşın membran kullanımına dayalı bir teknik olduğu için membran değişim sıklığı suyun üretim maliyetini oldukça etkilemektedir. Bundan dolayı özellikle membran malzemesi teknolojisindeki gelişmeler bu prosesin kullanımını olumlu yönde etkilemiştir. Dolayısıyla RO prosesini ele alan bir çok çalışma yapılmaya başlanmış ve bu prosesi kullanan tesisler işletmeye alınmıştır.

Wade (2001), MSF ve MED teknolojilerindeki son gelişmeleri sunmuş ve RO prosesini de dahil ederek, bu üç proses ile su üretimi durumunda maliyetleri kıyaslamıştır. Faigon (2001), RO prosesini kullanan 51.000 m³/d kapasiteli Larnaca desalinasyon tesisinin işletilmesi incelemektedir. RO bir membran teknolojisi olduğundan suyun tuzluluğuna duyarlıdır. Tuzluluk oranı arttıkça RO ile desalinasyon maliyetide artacaktır. Oysa termal enerjiyi kullanan MSF ve MED yöntemlerinde böyle bir problem yoktur. O yüzden RO özellikle deniz suyu değilde yeraltı suları gibi sert suların arıtılmasında daha ön plana çıkmaktadır. Suyun tuzluluk konsantrasyonunun artırılmış su üretimine etkisi Armenta-Deu (2000) tarafından incelenmiştir.

Dünyada suya ihtiyaç duyulan bir çok bölgede desalinasyon bir çözüm yolu olarak görülmektedir. Örneğin İsrail’de de ileriki ihtiyaçları karşılamak için Türkiye’den su getirmek, MSF ve RO prosesleri ile su üretimi seçenekler arasındadır (Moatty, 2001). Yine başka bir yeri örnek verirsek Fas’ın güneyindeki Tan – Tan bölgesinde su üretimi için güneş havuzu – MDF, nükleer tesis – MSF, RO, rüzgar gibi seçeneklerin fizibilite çalışmaları yapılmaktadır (Tahri, 2001).

Tüm bu çalışmaların sonucunda ortaya çıkan nokta, doğal kaynaklar ile kıyaslandığında desalinasyon su elde etmek için pahalı bir yöntemdir. Bundan dolayıdır ki dünya da suya ihtiyaç duyan bir çok ülke olmasına karşın desalinasyon ağırlıklı olarak körfez ülkeleri tarafından uygulanmaktadır.

Bizim bu tezi yapmamızdaki amaç Türkiye’de mevcut çalışmakta olan bir güç tesisine bir desalinasyon ünitesinin eklenilebilirliğini araştırmak ve bu şekilde ortaya çıkacak bir çift

maksatlı tesiste oluşacak su ve elektrik birim maliyetleri hesaplamaktır. Sonuç olarak bulunulacak su birim maliyetinin mevcut maliyetlere göre yüksek çıkacağını beklemekteyiz. Fakat her geçen gün artan talebin karşılanmasında, doğal kaynaklar yeterli olmadığında alternatif yollar gündeme gelecektir. Bu noktada araştırmamızın faydalı olabileceğini düşünüyoruz. Her ne kadar doğal su kaynakları bol olan bir ülkede yaşasak da özellikle İstanbul gibi bölgelerin üst düzeydeki taleplerini karşılayabilmek için, suyun uzaktan getirilmesi halinde doğacak maliyetler bir desalinasyon tesisini avantajlı kılabilir. Bu düşünce doğrultusunda çalışmamızda uygulama olarak Ambarlı elektrik santrali ele alınmıştır. Çalışmanın sonucunda maliyetler ne kadar yüksek çıkarsa çıksın, unutulmamalıdır ki su, kesinlikle ihtiyaç duyulduğunda maliyetlere bakılmaksızın üretilmesi zorunlu bir ihtiyaçtır.

Çalışma beş bölümden oluşmaktadır. Birinci bölümde genel olarak dünyada temiz suya olan ihtiyaca değindik. Ayrıca bu bölümde deniz suyunun kompozisyonu ile ilgili değerler verilmektedir. İkinci bölümde dünyada desalinasyonun kullanımını açıkladık; tek ve çift maksatlı tesisleri irdeledik. Üçüncü bölümde ise en çok bilinen desalinasyon yöntemlerine yer verildi. Fakat bu yöntemlerden ticari olarak en çok kullanılan MSF, MED ve RO prosesleri üzerinde daha ayrıntılı olarak duruldu. Dördüncü bölümde ise fiyatlandırma metodları açıklanmıştır. Bu bölümde, yeni bir tesis kurmak için yatırım kararı almada kullanılan yaşam süresi maliyeti metodu, klasik hesaplamalarda kullanılan amortisman metodu, özellikle çalışan tek maksatlı, sade elektrik üreten bir tesise desalinasyon ünitesi eklendiğinde oluşacak su üretim maliyetini hesaplamak için çok geçerli olacağı düşünülen, elektrik üretimindeki düşüşün bedelinin su maliyetine yansıtılması metodu ve IAEA'nın (International Atomic Energy Agency – Uluslararası Atom Enerjisi Kurumu) (1967) ve Bayülken'in (1973) çalışmalarında yer alan çift maksatlı tesislerdeki ürünleri fiyatlandırma metodlarına yer verilmiştir. Beşinci ve son bölümde ise Ambarlı santralının yakıt enerjisi olarak fuel – oil kullanan üç eş türbini ele alınmış ve her bir türbine bir MSF ünitesi eklenecek şekilde sistem dizayn edilmiştir. Daha sonra dördüncü bölümde verilen fiyatlandırma metodlarından uygun olanları kullanılarak, çeşitli metodlara göre su ve elektrik birim maliyetleri bulunmuştur.

Çalışmamızda yer alan şekillerde kullanılan elemanların çizimlerinde Eyice'nin (1971) kitabı referans alınmıştır. Bunun yanı sıra uygulama çalışmasında, dizayn aşamasında Mollier diyagramı kullanılmıştır. Bu diyagramdan okunan değerlerin hassaslığını sağlamak içinde Scientech Şirketi'nin "Steam Tables" adlı programı kullanılmıştır.



2 TATLI SU İHTİYACI

Bu bölümde genel olarak dünyada suya duyulan ihtiyaca değinilecektir. Bilindiği gibi su doğal kaynaklardan elde edildiği gibi, bu tip kaynakların yeterli olmaması durumunda başka yolların aranması bir zorunluluktur. Tezimizin de konusu olan deniz suyunun arıtılması oldukça ciddi, kullanılan bir yoldur. Bu açıdan suyun kalitesine ve deniz suyunun özelliklerine bölüm içersinde değinilmiştir.

2.1 Tatlı Suya Duyulan İhtiyaç

Günümüzde temiz su ihtiyacı yalnız kurak bölgelerde değil, sanayileşmenin, popülasyonun artması sonucu diğer bölgelerde de vardır. Tatlı su kaynaklarının verimli kullanılmaması ve özellikle kirletilmesi sorunu giderek büyümektedir. Bu noktada temiz su elde etmede yeni arayışlar gündeme gelmektedir. Tatlı suyu yalnızca içme suyu değil, tarımda kullanılacak, sanayide kullanılacak su olarak da algılamamız gerekmektedir.

Özellikle doğal kaynakları kıt olan üçüncü dünya ülkelerinde su büyük bir problem olarak karşımıza çıkmaktadır. Desalinasyon teknolojisi tüm dünyada kurak ve yarı kurak bölgelerde suyun hem kalite, hem de miktar problemlerini çözmede kullanılmaktadır (Maheshwari vd., 1995).

2.2 Suyun Kalitesi ve Temizlemeye etkileyen Faktörler

Bir suyun kalitesi, ağırlık cinsinden milyonda parça olarak (ppm) içindeki maden ve tuz miktarları, yani tuzluluğu ile belirlidir. Bazı kaynaklarda da toplam çözülmüş madde (tds) olarak da verilebilmektedir. Bu tip erimiş maddelerden deniz suyunda 35.000 ppm, acı suda 1.000 – 10.000 ppm, yüksek kaliteli içme suyunda ise 500 ppm veya daha az miktarda bulunmaktadır. Arıtmaya tabi tutulacak sularda tuzluluğun bütün spektromu görülebilir. Bunun içilecek suyun fiyatı üzerindeki etkisi direkt fakat çok komplekstir

Tuzdan arıtma sistemlerini iki ana grupta toplamak mümkündür.

1. Temiz su, tuzlu solüsyondan çekilir ve geriye tuz konsantrasyonu artmış bir eriyik kalır.

Tuzlu Eriyik \Leftrightarrow saf su + kalan salamura

2. Erimiş iyonlar tuzlu ilk eriyikten çekilir ve geriye saf su kalır.

Tuzlu Eriyik \Leftrightarrow saf su + kesif salamura halde tuzlar.

Kaba bir yaklaşımla, birinci metoda dayanan işlemlerde suyun maliyeti başlangıçtaki tuzluluğa bağlı değildir, fakat ikinci metoda dahil işlemlerde direkt olarak maliyete tesir eder.

Bunun nedeni ise basittir. Birinci halde ilk eriyikten sadece bir miktarı saf su haline getiriliyor, bu halde fiyat sadece elde edilen su miktarının bir fonksiyonu oluyor ki bu da tuz konsantrasyonuna bağlı değildir. İkinci metod da ise bütün tuz çekiliyor, o halde fiyat bu tuz miktarının direkt bir fonksiyonudur.

Damıtma, kristalleştirme gibi işlemler birinci metodu kullanırlar. Elektrodializ, ters osmos, iyon değişimi gibi işlemler ise ikinci metodu kullanırlar.

Biz ise çift maksatlı santrallerde amaca uygunluğu ve çıkış ısısından yararlanabilme açısından ve ayrıca oldukça da ekonomik bir yöntem olan damıtma tekniklerinden çok kademeli ani damıtma tekniğini (Multi Stage Flash Distillation – MSF) kullanacağız.

2.3 Bir Hammadde Olarak Deniz Suyu

Dünyanın temiz su ihtiyacı orjinal olarak yağmurdan gelmektedir. Nehirleri, ırmakları, toprağa sızarak toprak altı kaynakları oluşturur. Su denize doğru akar. Bu akış sırasında yapısına bir takım mineraller ve tuz kazanır. Bunlarda direkt olarak tadını etkilerler. (Dalyannis, 1972)

Tuzluluk oranlarına göre doğal sular aşağıdaki gibi sınıflanır.

- Toplam çözülmüş partikülü 500 ppm'den fazla olmayan güzel içilebilir sular.
- 1000 ppm'e kadar hafif tuzlu sular, içilebilir olarak kabul edilebilir.
- 1.000 – 2.000 arası tuzlu sular. Bazı bölgelerde halen içmek yada ev ihtiyaçlarını gidermek için kullanılmakta.
- 2.000 – 10.000 arası içilemez olan acı sular.
- 10.000 ppm üzerindeki tuzlu sular.
- Acı suyun iki – üçkatı tuzluluğa sahip Deniz – Suyu.

Acı ve deniz suyunun kompozisyonu akıntılara, kaynakların karışım durumuna, o bölgedeki buharlaşma oranına bağlıdır. Çizelge 2.1'de bazı denizlerdeki tuzluluk oranlarına yer verilmiştir.

Çizelge 2.1 : Çeşitli Denizlerdeki Tuzluluk Oranları (ppm)

Baltık Denizi	7.000	Pasifik Okyanusu	33.600
Caspian Denizi	13.500	Atlantik Okyanusu	36.000
Kara Deniz	20.000	Akdeniz	39.000
Beyaz Deniz	28.000	Kızıldeniz	43.000
Kuzey Adriyatik	29.000	Kara Boğaz (Caspian)	164.000

Kaynak : Dalyannis, Nuclear Energy Centres and Agro – Industrial Complexes, Austria: International Atomic Energy Agency – Technical Report Series No. 140, 1972, s.9.

Normal bir deniz suyu tanımı yaparsak, deniz suyunun 35,000 ppm tuz içerdiğini söyleyebiliriz. Çizelge 2.2 “normal deniz suyunun” temel olarak iyonik kompozisyonunu vermektedir. Çizelge 2.3 ise deniz suyunun moleküler kompozisyonunu vermektedir. Deniz suyu kompozisyonunu yorumlama da önde gelen üç görüşe yer verilmiştir.

Bunun dışında, çözülmüş katılar dışında deniz suyu solüsyonunda tüm atmosferik gazlar da bulunur. Oksijen ve nitrojene ek olarak karbondioksit büyük miktarlarda bulunmaktadır. Oksijen ve karbondioksit korozitif hareketlerinden dolayı önemlidirler.

Çizelge 2.2 : Deniz Suyunun İyonik Kompozisyonu (g/kg).

İyonlar	Normal Deniz Suyu
Cl ⁻	19,3605
SO ₄ ²⁻	2,7017
Na ⁺	10,7678
K ⁺	0,3876
Ca ²⁺	0,4081
Mg ²⁺	1,2975
Sr ²⁺	0,0136
HCO ₃ ⁻	0,1425
Br ⁻	0,0659
F ⁻	0,0013
H ₃ BO ₃	0,0265
I ⁻	0,00005
Si ⁴⁺	0,00002 – 0,004
Diğerleri	0,0013
Toplam Katılar	35,1745
Su	964,8255
Toplam Kütle	1000,000
Chlorinity ³	19,381
Chlorosity ⁴	19,862
Tuzluluk	35,01
Spec. Grav. 20°C	1,0248

Kaynak : Dalyannis, Nuclear Energy Centres and Agro – Industrial Complexes, Austria: International Atomic Energy Agency – Technical Report Series No. 140, 1972, s.9.

³ Chlorinity = Klorluluk.

⁴ Chlorosity = 1 kg deniz suyunda olan “Halides” miktarının ölçümü (Halides = Halojenin daha çok elektro pozitif element yada radikali olan bileşiği).

Çizelge 2.3 : Deniz – Suyunun Moleküler Kompozisyonu (g/kg).

Tuz	McClendon et al (1917)	Brujewicz ve Subow (1931)	Lyman ve Fleming (1940)
NaCl	26,726	26,518	23,476
KCl	0,721	0,725	0,664
MgCl ₂	2,260	2,447	4,981
CaCl ₂	1,153	1,141	1,102
SrCl ₂			0,024
Al ₂ Cl ₆	0,013		
NaBr	0,058	0,083	
KBr			0,096
NaF			0,003
MgSO ₄	3,248	3,305	
Na ₂ SO ₄			3,917
NaHCO ₃	0,198	2,202	0,192
H ₃ BO ₃	0,058		0,026
Na ₂ SiO ₃	0,0024		
Na ₂ Si ₄ O ₉	0,0015		
H ₃ PO ₄	0,0002		
LiNO ₃	0,013		
Toplam	34,4406	34,421	34,481
Su	965,5594	965,579	965,519

Kaynak : Dalyannis, Nuclear Energy Centres and Agro – Industrial Complexes, Austria: International Atomic Energy Agency – Technical Report Series No. 140, 1972, s.9.

3 DÜNYADA DESALİNASYON ve ÇİFT MAKSATLI TESİSLER

Bu bölümde dünyadaki desalinasyon çalışmalarına, gelinen noktaya ve mevcut kapasiteye bakacağız. Tek ve çift maksatlı tesis kavramlarını inceleyeceğiz. Bu tesislerin kullanım şekillerine fizibil olduğu durumlara bakacağız.

3.1 Desalinasyon'a Genel Bir Bakış

Desalinasyon genellikle su üretmenin yüksek maliyetli bir yolu olarak görülmüştür. Bu güne kadar desalinasyon sadece;

- Başka pratik bir alternatif olmadığına,
- Diğer kaynakların maliyetleri daha yüksek olduğunda,
- Ucuz maliyetli enerji hazır bulunduğu,
- Yüksek yaşam standartları göz önünde bulundurularak maliyet düşünülmediğinde uygulanan bir proses olmuştur (Wade, 2001).

Bu şartlar Arap Körfez ülkelerinde ve az da olsa bazı Akdeniz ülkelerinde karşılanabilmektedir. Gelişmemiş ülkelerde ise, ki bunların bazılarında suya çok ihtiyaç duyulmaktadır, ekonomik koşullar desalinasyonun kullanılmasını önlemektedir.

Körfez ülkelerinde desalinasyonun kullanılması ilk olarak 1958'de Kuveyt'te kurulan 4.500 m³/d (1,0 mgd) kapasiteli çok kademeli ani damıtma (MSF) tesisi ile başlamıştır.

Suyun büyük tesislerde yüksek miktarlarda üretim için artırılmasında ticari olarak 3 ana proses kullanılmaktadır. Bu prosesler çok kademeli ani damıtma (Multi-stage flash distillation – MSF), çok – etkili damıtma (multiple effect distillation – MED), ve ters ozmoz (Reverse Osmosis – RO) olarak adlandırılmaktadır. Bu prosesler daha ayrıntılı biçimde bölüm 4'de ele alınacaktır.

2000 yılı itibarıyla dünyadaki duruma baktığımızda kurulu desalinasyon tesislerinin (100 m³/d'den büyük) %67'si MSF sistemini kullanmaktadır. Bunun önemli bir sebebi de kurulumunun ve işletilmesinin basitliği ile özellikle malzemelerde yaşanan gelişmeler sonucu tesis ömrünün uzamasıdır (Hamed vd., 2001).

1997 yılı itibarıyla dünya çapında (100 m³/d'den büyük) 12.451 arıtma ünitesi, 22.735.000 m³/d (5.001 mgd⁵) kapasite ile kurulu ya da kontratı yapılmış durumdadır. Deniz suyu desalinasyon tesislerinin kapasitesi 13.300.000 m³/d'e ulaşmış durumdadır (3).

Arap körfez ülkelerinden bu konuda lider iki ülkeyi örnek verirsek;

Suudi Arabistan 27 desalinasyon istasyonu ile 775 milyon m³ su üretmektedir (gerekli içme suyunun %70'i). Ayrıca desalinasyon tesislerinin ürettiği elektrik miktarı 22,3 milyon megawatt (toplam elektrik üretiminin %21'i) şeklindedir (www.saudif.com, 2001).

Kuveyt'te ise tüm elektrik santralleri kojenerasyon tesisleridir. Yani hepsi hem elektrik, hem de su üretmek üzere kurulmuş çift maksatlı tesislerdir. Tüm bu tesislerde su MSF sistemi kullanılarak üretilmektedir. 1999 yılında Kuveyt'te toplam 84.213,7 mgd su üretilmiştir (Darwish, 2001).

⁵ 1 milyon gallon = 4546 m³ (gallon = UK gallon)

3.2 Tek Maksatlı Tesisler

Yüksek sıcaklıkta ısı meydana getiren reaktörler, esas arzu edilen ürün güç ise ve su üretimine bir yan ürün olarak bakılıyorsa, ilgi çekicidirler. Yalnız ucuz fiyata çok miktarda suya ihtiyaç olduğu ve güç üretimine ihtiyaç olmadığı hallerde, o vakit yüksek tesirli sade güç tesislerinin yüksek sıcaklık karakteristikleri ekonomik önemlerini kaybederler.

Tek maksatlı tesis ya çok özel durumlarda veya suyun uzaktan getirilmesinin gerektiği durumlarda fizibil olabilmektedir. Böyle yerlerde diğer kaynakları işletmek veya suyu getirmek çok daha pahalıya mal olacağından tek maksatlı arıtmadan elde edilecek suyun fiyatı kabul edilebilir bir mertebede olabilmektedir.

Günümüzde özellikle Suudi Arabistan gibi suya çok ihtiyaç duyulan bazı ülkelerde tek maksatlı tesisler kullanılmaktadır. Bu konuya Çinlilerde ihtiyaçlarını karşılamada bir yol olarak bakmakta ve araştırmalar yapmaktadırlar; fakat, 4-8 yuan/ton fiyatı şu an onlar için pahalı gelmektedir. Yeni geliştirdikleri teknikler ile nükleer enerji kullanarak maliyeti 1yuan/ton'a kadar indirmeyi başarmış durumdadır. Fakat teknik, tesisin ve kapasitenin çok büyük ölçekli olmasını gerekli kılıyor. Ayrıca 100milyar yuan'lık bir yatırıma da ihtiyaç duyuyor. Bir başka sorun da suyun taşıma maliyetinin 20 yuan/ton olması (2).

Yukarıda anlatılanlar her ne kadar geçerli olsa da özellikle son yıllarda gelişen ters ozmoz (RO) teknolojisi tek maksatlı tesislerin seçilmesini bu derece zor olmaktan çıkarmıştır. Ters ozmoz ileriki bölümde de değinileceği gibi termal enerjiye gereksinim duymadığından, bu sistemi kullanan bir tesisi sadece su üretecek şekilde işletmenin yarattığı bir dezavantaj görülmemektedir. Dünya da bu teknolojiyi kullanan tesisler işlemeye başlamıştır. Buna, RO sistemi ile 51.000 m³/d kapasitede su üreten Larnaca Desalinasyon tesisini (Farigon, 2001) örnek olarak verebiliriz.

3.3 Çift Maksatlı Tesisler

Bir çok santral için arıtma prosesinde maksimum salamura sıcaklığı 124 °C olarak limittir. Fosil yakıt yanması yada nükleer reaktörlerde oluşan termal enerji çok daha yüksek derecelerde ve arıtma ünitelerinde kullanılmak için düşürülmelidir. Yüksek seviyedeki enerji çeşitli buhar türbini çevrimleriyle güç elde etmede kullanılabilirken, buhar türbini egzoz çıkışı yada ara buhar istenilen sıcaklıkta desalinasyon ünitesine gönderilebilir.

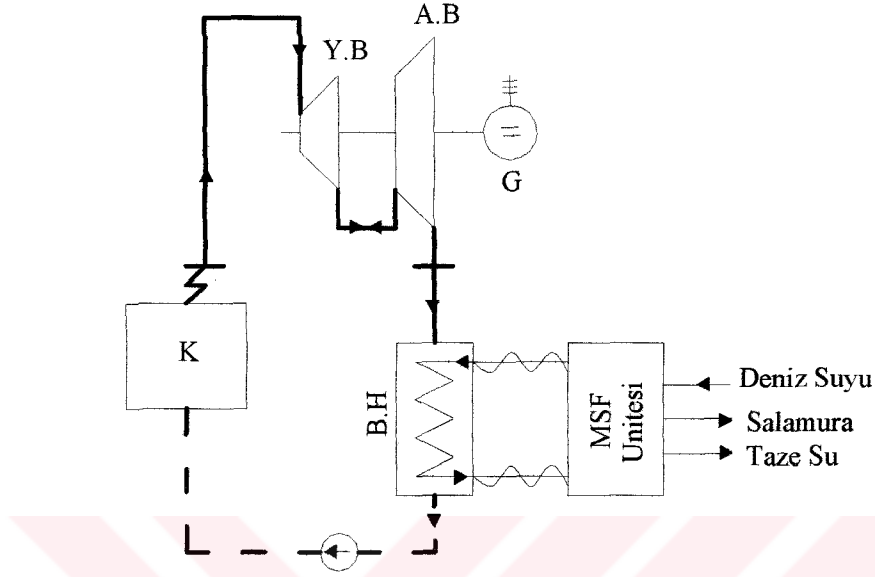
Türbin çıkış buhar ısısının kondenser soğutma suyuna transferi yerine yerine, değerlendirilmesi söz konusudur. Tipik olarak bir sadece-güç santralinde türbin çıkış buharının ısı vakum altında yaklaşık 38 °C'da, soğutucu nehir ya da denize atılır. Dışarıya atmak yerine ısı bir desalinasyon tesisinde değerlendirildiği takdirde ısının %50-60 kadarı tesise alınabilir.

Bir çift maksatlı güç ve su tesisinde buhar türbinde 124 °C'a kadar genişledikten sonra arıtma tesisinin salamura ısıtıcısına gönderilebilir. Burada unutulmaması gereken nokta 124 °C gerekli bir şart değildir. Bu sıcaklığın altındaki değerlerle de desalinasyon tesisini çalıştırmak mümkündür, fakat bu değer bir üst limittir. Yine söylenmesi gereken nokta da enerjinin daha verimli kullanılabilmesinin sebebi, burada kullanılan desalinasyon sistemlerinin termal enerjiye ihtiyaç duymasıdır. Termal enerjiye ihtiyaç duymayan sistemler için de hem su, hem elektrik üreten tesisler oluşturulabilirse de bizim istediğimiz anlamda bir fayda bahis konusu olamaz.

Desalinasyon tesislerinin düşük basınç ve sıcaklık ihtiyaçlarından ve bu seviyelerdeki enerjinin düşük maliyeti güç ve su üretim tesislerinin bir tesiste toplanmasını daha ekonomik hale koymuştur.

Üretim oranına (elektrik gücü – arıtılmış su oranı) bağlı olarak çeşitli buhar türbini döngüleri kurulabilir. Bir birleşik tesis ana olarak ısı kaynağı, güç üretim sistemi ve desalinasyon sisteminden oluşur. Şekil 3.1'de temel birleşik bir tesis görülmektedir. Nükleer yada fosil yakıtlı bir kazan ısı kaynağı olarak, bir konvansiyonel buhar türbini ve güç üretimi için jeneratör, ve su üretimi için MSF (Multi Stage Flash Distillation) tesisinden oluşan düzenlemede tüm buhar türbinden 2×10^5 Pa (2 bar)'da atılır ve salamurayı ısıtmada kullanılır.

Bu düzene karşı basınç çevrimi adı verilir ve ana avantajı düşük ürün oranına (P/W – Güç/Su oranı) sahiptir. Yani belli bir su miktarı için en düşük elektriği üretir. Daha çok, yüksek miktarda su ihtiyacı olan bölgeler için bir tercih şıkkı olabilir.

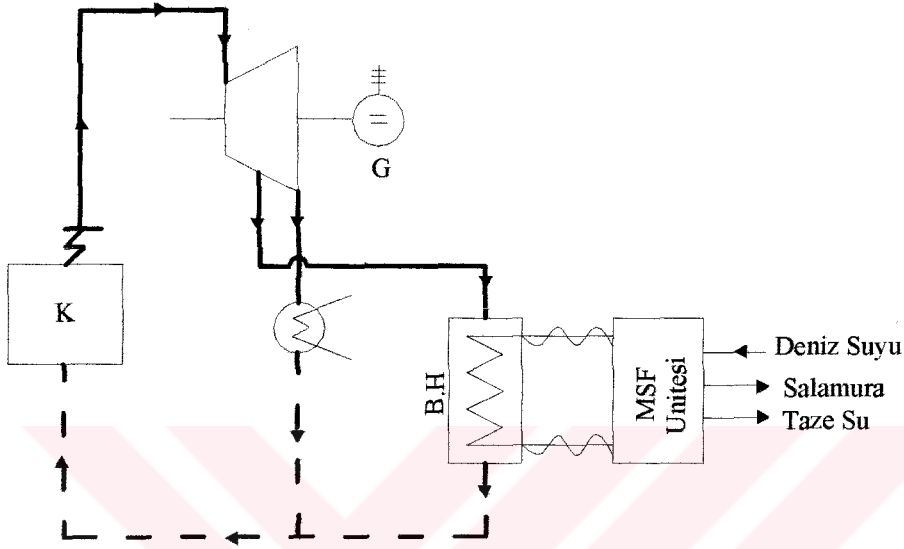


Şekil 3.1 : Karşı Basınç Çevrimi – Salamuranın ısıtılmasında tüm türbin egzozu kullanılıyor. Şekilde; K, kazan; Y.B, yüksek basınç türbini; A.B, alçak basınç türbini; G, generatör; B.H, salamura ısıtıcısı anlamına gelmektedir.

Bu düzende operasyonel esneklik zordur. Desalinasyon ünitesi kapatılamaz, çünkü düzen çıkış buharını burada kondense etmek üzere kurulmuştur.

Tahmin edilebileceği gibi bu şekilde kurulan bir tesiste kondenser maliyetinden de tasarruf sağlanacaktır. Zira desalinasyon tesisi bir kondenser gibi işlev görmektedir. Örnek şekilde buhar bir nükleer reaktörden sağlansada buhar üretiminin hangi güçle yapılacağı desalinasyon açısından bazı durumlar dışında bir önem taşımamaktadır. Yalnız nükleer gücün kullanılmasında özel bir yön bulunmaktadır. Özellikle 70'li yıllardan günümüze uluslararası atom enerjisi kurumunun çift maksatlı tesisler üzerine ciddi çalışmaları mevcuttur. Yine günümüzde bu tip tesislerin kurulmasında çevreye zarar vermemesi ve yenilenebilir kaynak olması dolayısıyla nükleer güç ön plana çıkmaktadır (Tahri, 2001).

Çift maksatlı tesisler çok daha farklı şekillerde de dizayn edilebilirler. Su üretiminin ağırlığına göre, yada asıl istenen ürüne göre dizayn edilebilirler.



Şekil 3.2 : Ara Çekiş Çevrimi – Salamura Isıtıcı Buharının Genişlemenin Bir Noktasında Çekilmesi. Şekilde; K, kazan; G, generatör; B.H, salamura ısıtıcısı anlamına gelmektedir.

Şekil 3.2’de ise ara-çekiş çevrimi; salamuranın ısıtılması için uygun bir noktadan arabuhar alınması ve geri kalanın tamamen türbinde genişleyip standart bir kondensere yollanması görülmektedir. Haliyle bu çevrim yüksek bir ürün oranına (P/W) sahip olacaktır. Suya daha az ihtiyaç olan yerlerde kullanılabilir ve gerektiğinde alınan ara buhar miktarı artırılarak daha fazla su üretilir.

3.3.1 Su ve Elektrik İhtiyaçlarının Karşılanması ve Optimal Kojenerasyon Tesisinin Seçimi

Bilindiği üzere Arap körfez ülkelerinin bir çoğu hem elektrik hem de su üretmede MSF teknolojisini kullanmaktalar. Her ne kadar termal buhar kompresyonu ve MED sistemleri mevcut ise de 30mgd ve daha büyük tesislerde bir tek MSF prosesine ticari olarak bakılabilmektedir. Fakat diğer yandan kojenerasyon tesisi tarafında farklı alternatifler olabilmektedir. Bu alternatiflerden bazıları sıralarsak; (Ali ve Nashar, 2001)

- Isı geri kazanmalı buhar jeneratörlü Gaz Türbinleri (GT-HRSG)
- Egzoz buharının desalinasyona iletildiği karşı-basınç buhar türbinleri (BP-ST)
- Desalinasyon için gerekli noktadan istenen basınçta ara buhar alınan kontrollü genişleme-kondense Buhar Türbinleri (EC-ST)
- Bir karşı basınç türbinine gönderilecek buharı elde etmede ısı geri kazanmalı buhar jeneratörü (HRSG) kullanılan kombine gaz / buhar türbin çevrimi (CC-BP)
- Kontrollü genişleme – kondense buhar türbininin kullanıldığı kombine gaz / buhar türbin çevrimi (CC-EC).

Kojenerasyon tesislerinin standardize edilememesindeki sebep güç / su oranındaki değişikliklerdir. Belli bir güç – su oranını karşılayacak kojenerasyon sisteminin, Şekil 3.4'deki Güç – Su grafiğinde demonstrasyonu yapılmıştır. Bu şekilde, biri büyük, diğeri küçük P/W (Güç / Su) oranlı iki grafik bulunmaktadır. D noktası güç ve su talebini, P noktası sadece güç talebini ve W noktası sadece su talebini karşılayan tesisi simgelemektedir.

P/W oranlarına örnek olarak bazı farklı kojenerasyon tesisleri için P/W oranları Çizelge 2.1'de verilmiştir. Bilinmelidir ki, P/W oranı sadece kojenerasyon tesisi tipine bağlı değil, aynı zamanda desalinasyon tesisinin performans oranına da (PR)⁶ bağlıdır.

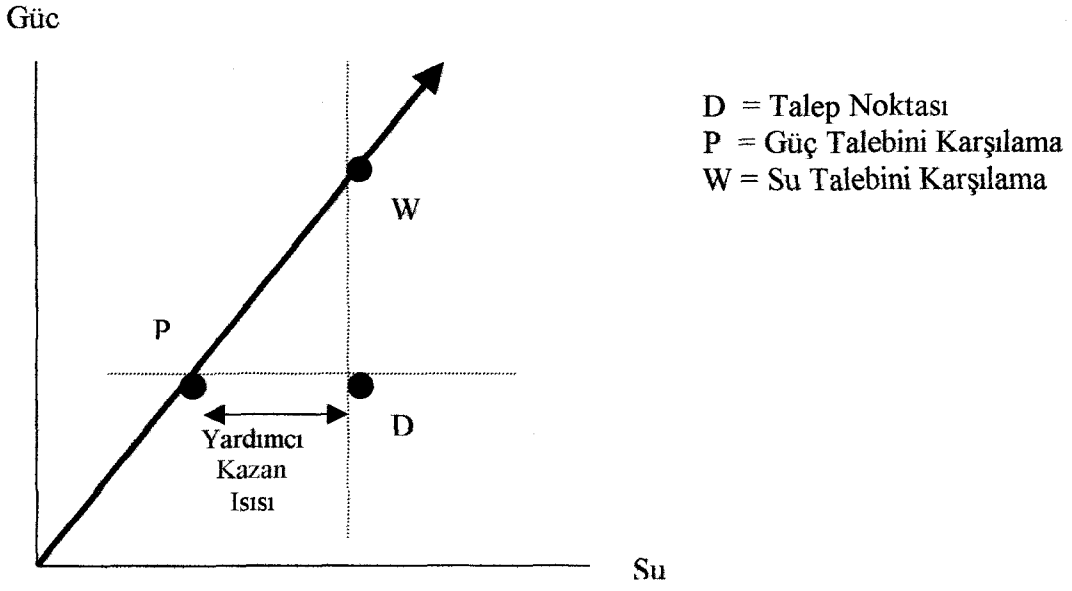
Desalinasyon tesisinin performans oranı düştükçe bileşik kojenerasyon/desalinasyon tesisinin P/W oranı artacaktır, bunun tersi de geçerlidir.

Çizelge 3.1 : Kojenerasyon Tesislerinde Tipik Bir Dizaynda Güç – Su Oranı

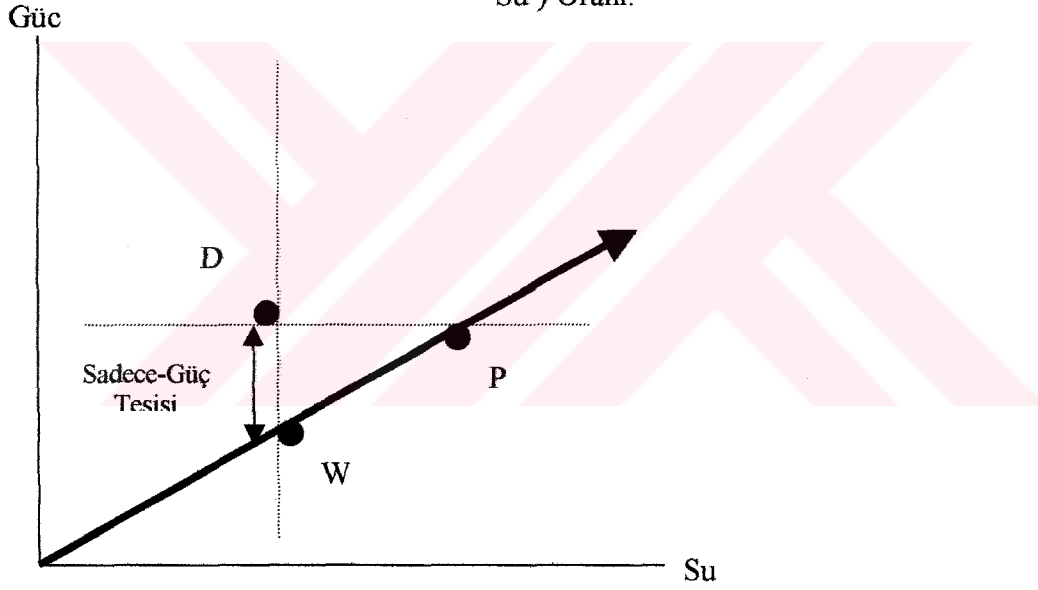
Desalinasyon Tesis Tipi	P / W Oranı	
Karşı Basınç Buhar Türbini – MSF	BP-ST	4 – 7
Genişleme – Kondense Buhar Türbini - MSF	EC-ST	4 – 19
Gaz Türbini – HRSG – MSF	GT-HRSG	6 – 13
Kombine Gaz Türbini – HRSG – Karşıbasınç Buhar Türbini	CC-BP	9 - 18

Kaynak : Ali M. El-Nashar, “Cogeneration for Power and desalination state of the Art Review”, 2001, Desalination 134, s.8.

⁶ Performans Oranı (PR) : 1000 Btu başına elde edilen üründür (Pound olarak).



Şekil 3.4(a): Kojenerasyon Sisteminin Güç ve Su Talebini Karşılması - Yüksek P/W (Güç / Su) Oranı.



Şekil 3.4(b): Kojenerasyon Sisteminin Güç ve Su Talebini Karşılması - (b) Düşük P/W Oranı.

Kaynak : Ali M. El-Nashar, "Cogeneration for Power and desalination state of the Art Review", 2001, Desalination 134, s.21.

Eğer talep edilen güç – su oranı şekil 2.4 (a) durumunda olduğu gibi seçilen teknolojiye küçükse, seçilen tesis güç ihtiyacını (P noktası) su üretimindeki bir düşüşle karşılamalı ve gerekli su üretimi için de kazandan yardım alınmalı. Diğer yandan, eğer (b) durumunda olduğu gibi güç – su oranı seçilen teknolojiye yüksekse seçilen tesis (W noktası) su ihtiyacını güç üretimindeki bir düşüşle karşılamalı ve bir sadece – güç santrali ile eksik kalan güç üretilmeli.

Şekil 3.4'ü yeniden açıklarsak; görünen D noktası elektrik ve su talebini göstermektedir. P noktası bu D talebinin sadece elektrik kısmı, W noktası ise D talebinin sadece su kısmıdır. Şekil 3.4(a)'da görüldüğü gibi D noktası P/W oranının altında kalmaktadır. O halde biz D noktasında talep edilen elektriği karşıladığımızda talep edilen su miktarında bir açık oluşacaktır, bunu da diğer su temin alternatiflerinden karşılamamız gerekecektir. Şekil 3.4(b)'ye bakıldığında ise D talebi P/W oranının üzerinde yer almaktadır. Böyle bir tesiste su talebini karşılayacağımız noktada elektrik üretiminde bir açık oluşacaktır. Bu açık ise bir sade güç tesisi ile kapatılabilir.

Optimal kojenerasyon tesisinin seçimi genellikle bir çok seçenek içinden bir bilgisayar modeli kullanarak yapılır. İhtiyaç duyulan tesisin hem su hem de elektrik olarak nominal kapasitelerinin bilindiği varsayılır. Buna göre çeşitli tesis tipleri için performans ve maliyet parametreleri girilir ve sonuç alınır. Bu tip karar alma durumlarında ömür maliyeti (Life Cycle Cost – LCC) hesaplanır.

3.4 Tek ve Çift Maksatlı Tesislerin Mukayesesi

Tek ve çift maksatlı tesislerin en önemli farkı işlemlerde yakıtı farklı verimlerle kullanmalarıdır. Bütün kullanılabilen yakıtların yüksek sıcaklıkta ısı meydana getirebilmelerine rağmen güç üretici sistem ancak yüksek sıcaklıkta verimlidir (Örneğin 540 °C). Fakat su arıtma tesisleri ancak 124 °C altında verimli olabilmektedirler. Yüksek sıcaklıkta enerji meydana getirebilecek bir yakıtı, bu enerjiyi ancak önemli ölçüde küçülttükten sonra kullanabilecek tek maksatlı bir arıtma tesisinde kullanmak çok pahalı olmaktadır. Bu tipleri ancak çok özel durumlarda, küçük ölçekli ve sık olmamak şartı ile kullanmak doğrudur.

Herşeye rağmen bir arıtma tesisinin atık buharla çalıştığını da söylemek doğru olmaz. Çift maksatlı tesisler başlığı altında olayın gelişimi daha ayrıntılı açıklanmıştır. Tesisin ısı kaynağının kurulu termal kapasitesi iki tek maksatlı tesiste kullanılacak güç kaynaklarının toplamından küçük olacağı için yatırılacak para daha azdır. Ayrıca kompresör, transformatörler, idari binalar ortak kullanılacakları için masraflar da azalır. Tüm bunların yanında bu tip tesislerde kullanılacak personel azalacağı için personel masraflarında da önemli bir azalma görülmektedir.

Çift maksatlı tesislerin mahsurlu taraflarını ise üç grupta toplayabiliriz.

İki ürünün beraber elde edildiği bu tip tesislerin maksimum verimi ancak hesaplanan oranlarda çalışıldığı zaman elde edilebilmektedir. Bazı hesaplarda talebin değişmesi gözönünde tutulabilir, fakat bu sefer de, ya verim çok düşmekte ya da ek tesisler pahalıya gelmektedir.

Bir sade güç tesisini elektrik ihtiyacının olduğu heryere, bir sade arıtma tesisini de uygun yere kurabiliriz. Çift maksatlı tesis ise su ve güç ulaşımı için zorluk arzeder, fakat uzun mesafeye su ulaşım tesisinin çok pahalı olması nedeniyle sade su tesisine yakın kurulmalıdır. Bu engel de büyük tesislerde önemini kaybeder, zira soğutma problemi yüzünden bir sahilde kurulması güç tesisi açısından da tercih sebebi olacaktır.

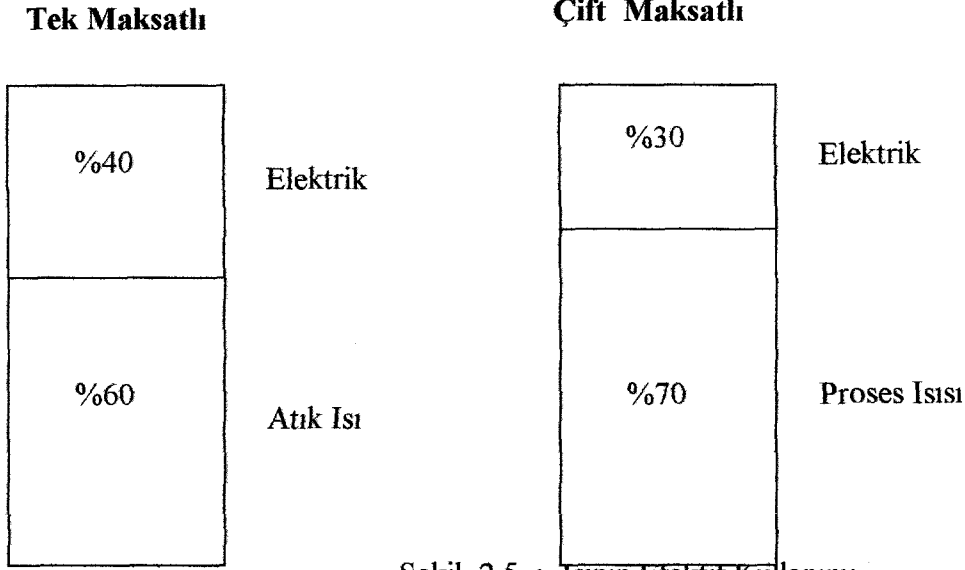
Kullanma faktörü olarak, senede tam yükte çalışma saatinin senelik saat miktarına oranı olarak bir oran tarif edebiliriz. Çift maksatlı tesislerde bu değer, iki tek maksatlı tesisin (su ve

elektrik) değerlerine göre daha azdır, zira bir ürünün üretiminin herhangi bir sebeple durması öteki üretiminde durmasına sebep olmaktadır. Gerçi bunun da çaresi basittir. By-pass kanalları yardımıyla turbojeneratör durursa arıtma tesisine buhar gönderilebilir, veya ilave bir kondenser kullanarak arıtma tesisi durursa türbin çalışmaya devam ettirilir. Bu ilaveler yeni yatırımlar gerektireceği için ancak ekonomik incelemelerden sonra karar vermek lazımdır.

3.4.1 Toplam Enerji ve Genel Bir Bakış

Desalinasyon tesisleri sermaye yatırımlarına ve enerjiye ihtiyaç duyarlar. Dolayısıyla suyun maliyeti yıllık sermaye maliyetine ve enerji maliyetine bağlıdır. Desaline edilmiş su maliyetini hesaplamak için çok çeşitli metodlar bulunmaktadır. Maliyetleri azaltma çalışmaları devamlı sürmektedir fakat doğal kaynakların olmadığı ya da değerlendirilemediği ortamlarda temiz su eldesi, maliyetine bakılmaksızın hayati önem taşır.

Desalinasyon prosesi bildiğiniz gibi enerjiye ihtiyaç duyar. Bu elektrik ya da mekanik olabileceği gibi en popüler olanı ısıdır. Çok kaba bir yaklaşımla, fosil yakıtlı santraller ısının %40'ını enerjiye çevirirken %60 dışarı atılmaktadır. Verimi arttırmak için yapılabilecek hareket turbine giren ısıyı arttırmak yada dışarı atılan ısıyı düşürmektir. Çevreye atılan ısı hiç bir fayda getirmemektedir. Atılan ısı yükseltirse, ısı daha değerli hale gelecek fakat, bu güç üretiminde bir azalma anlamına gelse de bu üretimde yapılan feda ile işletilen desalinasyon tesisi toplam faydayı arttıracaktır. Şekil 3.5'de bu fikri daha iyi açıklayan bir şema görülmektedir.



Şekil 2.5 : Isının Etkerif Kullanımı.

Kaynak : Andrew Parteous, Saline Water Distillation Processes, Great Britain: IBM Press, 1975,s.145.

Sol kolonda giriş sıcaklığı 537 °C ve etrafa bırakılan atık ısı 29 °C olan bir tesis, sağ kolonda ise atık buharın desalinasyon'da kullanıldığı bir tesis görölmektedir. Yine 537 °C giriş sıcaklığı ile başlanıp, bu sefer atık ısı 121 °C'da bırakılmaktadır. Yani desalinasyon ünitesine bu sıcaklıkta geçiriyoruz.Tabii burda elektrik üretiminde bir azalma söz konusu. Elektriğin dörtte birini kaybettiğimizi düşünürsek elektrik üretim verimliliğimiz %40'dan %30'a düşecek. Diğer yanda tüm atık ısıyı kullanıyoruz, ısının %70'ini desalinasyon tesisinde elektrikteki %25'lik bir kayıpla kullanabiliyoruz. Tabii bu şekilde basitçe yaklaşılan bu değerler daha komplike ve ihtiyaçlara göre oranlanarak ortaya daha net çıkartılabilir.

Her şey biryana temiz su elde etmede desalinasyonun çok önemli bir rol üstlendiği açıktır. Desalinasyon tüm fosil ve nükleer yakıt kullanan tesislerde uygulanabileceği gibi gelişen teknoloji ve ters ozmoz gibi gelişen prosesler ile termal enerjiye gerek duymadan büyük ölçekli ve tek maksatlı üretim mümkün hale gelmiştir.

4 TUZLU SUYU ARITMA YÖNTEMLERİ

Bu bölümde tuzlu suyu arıtma yöntemleri genel olarak tanıtılacaktır. Öncelikle çok kullanılmayan ama literatürde yer alan yöntemler, daha sonra da ticari olarak en çok kullanılan üç yöntem anlatılacak ve bunlardan örneğimizde kullanılacak olan çok kademeli ani damıtma (MSF) prosesi daha detaylı incelenecektir.

4.1 Ticari Olarak Fazla Kullanılmayan Fakat Literatürde Yer Alan Bazı Arıtma Yöntemleri

4.1.1 İyon Değişimi

Düşük tuzlulukta bir son ürün elde etmek için efektif bir metoddur. Fakat işletme maliyetleri reçineyi oluşturacak asit ve alkali miktarı ile paralel seyrettiğinden iyon değişimi arıtma yöntemlerinden biri seçileceğinde başta yer almayacaktır. Ayrıca ön arıtma için de genellikle iyon değişiminden önce ters ozmoz ve elektrodializ gelmektedir (Stevenson, 1997).

4.1.2 Elektrodializ

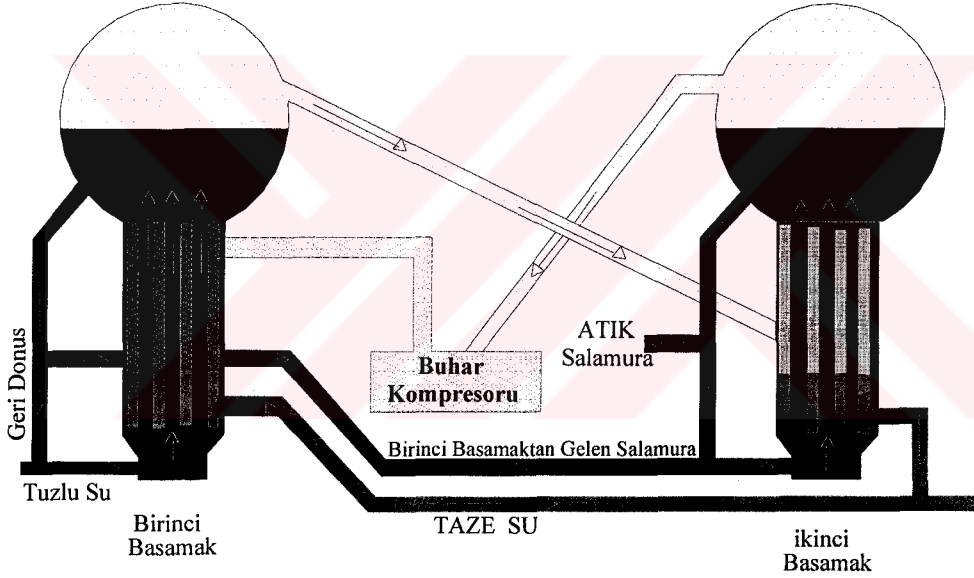
Bu proses tuzların membranlarda elektrik alanının etkisi altında geçişine dayanır. Sonuç olarak çözülmüş tuzlar sudan çekilir. Proses çekilen tuz miktarı oranında elektrik kullanır (Faraday kanununu izleyerek), fakat voltaj geometri kadar elektrolitin⁷ iletkenliğine de bağlıdır. Proses düşük tuzluluk oranlarında ve yüksek saflıkta ürün istenmediğinde daha ekonomiktir. Bir üst limit söylemek gerekirse 1500-2000 mg/l gibi bir değer verilebilir. Bu konuda çok sınırlı sayıda üretici vardır (Stevenson, 1997).

⁷ Elektrolit = Elektrikle unsurlarına ayrılabilen madde.

4.1.3 Buhar Kompresyonlu Damıtma

Buhar kompresyonlu damıtma şekil 4.1’de şematize edilmiştir. Çalışma prensibini özetlersek; buhar sıkıştırıldıkça hacmi küçülürken sıcaklığı ve basıncı artar. Birinci basamağın özel odasında oluşan buhar, ikinci basamağın kanallarından pompalanan deniz suyuna ısı sağlar. Buhar ısını salamura verdikçe yoğunlaşarak dibe çöker ve ürün olarak su da bu şekilde alınır.

İki basamaklı ünite şeması bu yaklaşımın temel mantığını göstermektedir. Görüldüğü üzere bu prosesin diğer damıtma proseslerinden farklılığının temel farkı ısının sisteme sokuluş tarzıdır; örneğin burada mekanik iş kompresyon ısısına çevirmektedir. Burada enerjinin büyük kısmı kompresörü çalıştıran motor tarafından çekilmektedir (Bakish, 1973).

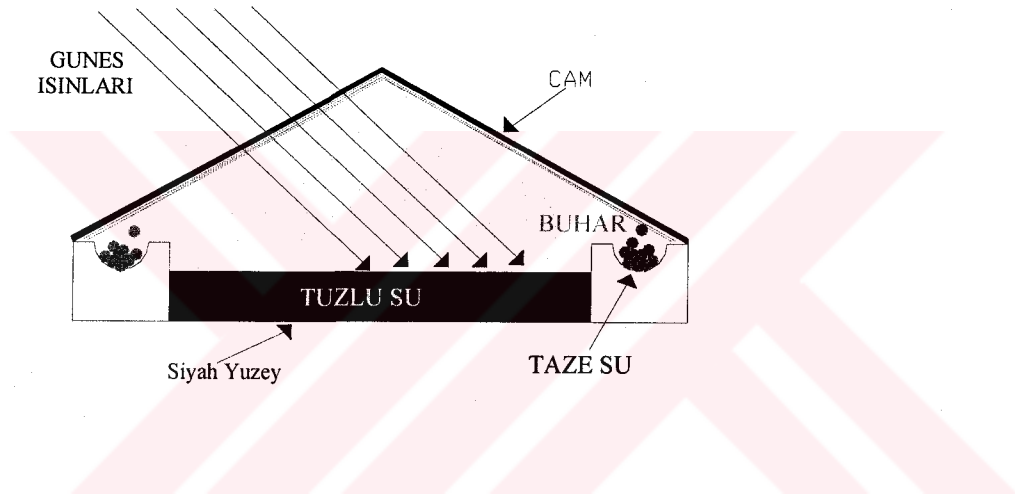


Şekil 4.1 : Buhar Kompresyonlu Damıtma Prosesinin Şematik Görünüşü.

Kaynak : Robert Bakish, Desalination – Challenge and Opportunity, London : 1973, Noyes Data Corporation, s.8.

4.1.4 Güneş Buharlaştırması

Bu proses de buhar sıkıştırma prosesi gibi damıtma tabanlı bir prosesdir. Proses suyun serbest yüzeylerde kaynama noktasının altında buharlaşmasına dayanır. Buradaki buharlaşma hızı, suyun sıcaklığına ve suyun üzerindeki boşluğun bağıl nemine bağlıdır⁸. Proses genellikle bir güneş paneli içinde gerçekleştirilir. Şematik olarak şekil 4.2 'de gösterilmiştir.



Şekil 4.2 : Güneş Buharlaştırması Prosesinin Şematik Şekli

Kaynak : Robert Bakish, Desalination – Challenge and Oppurtunity, London : 1973, Noyes Data Corporation, s.9.

⁸ Bağıl Nem : Belli bir sıcaklıkta tam doyma haliyle kıyaslandığında atmosferin nemlilik miktarı.

4.1.5 Güneş Havuzu

Güneş havuzu yeni sayılabilecek bir sistemdir. Amaç burada elde edilen ısıyı yine başka bir arıtma sisteminde kullanarak taze su elde etmektir. Çoklu ve ani damıtma (Multiple Distillation and Flashing – MDF ⁹) ile birlikte kullanımı için fizibilite çalışmaları yapılmaktadır.

Sistem orta derecede devamlı ısı sağlayabilmektedir. Üç katmandan oluşuyor. Yüzey tabaka atmosferik ısıda ve düşük tuz içeriyor. Alt tabaka çok sıcak (80 °C) ve tuzlu (TDS = 200 g/l). Güneş enerjisi bu tabakada ısı şeklinde tutuluyor. Orta tabakada ise tuz içeriği yukarıdan aşağı doğru artıyor, böylece bir tuzluluk – yoğunluk sınırı oluşturuyor (Tahri, 2001).

4.2 Ticari Olarak En Çok Kullanılan Üç Sistem

Bu bölümde ticari olarak kullanılan ve dünyada kurulu deniz suyu arıtma tesislerinin çok büyük bir bölümünde kullanılan 3 sistemi ve özellikle tezin uygulama bölümünde kullanılan çok kademeli ani damıtma prosesini açıklayacağız.

4.2.1 Çok Kademeli Ani Damıtma (MSF)

Çok kademeli ani damıtma (Multi Stage Flash Distillation – MSF) 1957’de Profesör R.S. Silver tarafından keşfedilmiştir. İlk tesisler 1960’lar da kuruldu. Kapasite büyürken 70’lerin başında petrol krizi bu büyümeyi frenlemiştir (Morris, 1993). MSF ispatlanmış bir prosestir. Bu sistem pazarda büyük bir oranı teşkil eder. Kullanımının getirdiği avantajlar ve esnek sistemler için avantaj sağlaması bu sistemi ön plana çıkarmaktadır.

Desalinasyon projelerinin %67’sinin MSF sistemli olduğunu söyleyebiliriz. Bunun sebebi olarak sistemin basitliği, edinilen tecrübeler sonucunda tesis ömrünün uzaması ve teknolojideki gelişmelerle birlikte maliyetlerin düşmesi söylenebilir. MSF, her ne kadar çift maksatlı

⁹ MDF, çok kademeli ani damıtma (MSF) ile çok etkili damıtma’nın (MED) karışımı bir prosestir.

santrallarda kullanıldığında enerji ihtiyacında %50'ye varan düşüşler görülse de enerji yoğun bir işlemdir (Hamed vd., 2001).

MSF desalinasyon sistemi hem termal, hem de pompalarını çalıştıracak mekanik enerjiye ihtiyaç duyar. Termal enerji genellikle düşük basınçlı buhar halinde salamura ısıtıcısına, yani ısı giriş bölümüne (HIS) gönderilir. Şekil 4.3'de MSF prosesi gösterilmektedir.

Görüldüğü gibi ani buharlaşmanın yer aldığı bir seri basamak vardır. Basamakların altında akan salamura, ısı alımı basamakları boyunca ani buharlaşmaya uğrar. Bu buharlaşmadan doğacak buhar çoğunlukla tuzlardan arınmıştır. Oluşan buhar basamakta yukarıya doğru yükselir, bu bölgeye yerleştirilmiş olan ve içlerinden pompalanmış deniz suyu geçen ısı transfer tüplerinin dış yüzeylerinde yoğunlaşır. Meydana gelen su, taze su kolektörlerinde toplanarak dışarı alınır. Tuz da, kesif salamura halinde dışarı atılır (Bayülken, 1973).

Bu işlem esnasında ısı transfer tüplerinde akan suyun sıcaklığında, basamakta oluşan ısı düşüşüne eşit bir yükseliş meydana gelir. Denizden pompalanan tuzlu su ısı atış bölümündeki borulara gönderilir. Isı dışarıya en düşük sıcaklıktaki basamak grubundan atılır. Buharın ısısının hepsini almaya çalışmak ekonomik olmayacağından açığa çıkacak gizli buharlaşma ısısı soğutma suyu olarak kullanılan bir miktar deniz suyu vasıtasıyla dışarı atılır.

Sistemin çalışmasını tekrar bir gözden geçirirsek; yoğunlaşmada kullanılan deniz suyunun kalan miktarı maksada uygun haldedir. Bundan sonra kalan su taş oluşumunu azaltmak için kimyasal işlemlerden ve içindeki erimiş gazların alınması için de gazsızlaştırma işlemlerinden geçirilir. Bu şekilde hazırlanmış deniz suyu tesis çıkışından alınan bir miktar konsantre deniz suyu ile karıştırılır. Devirdaim suyu adı verilen bu karışım ısı alış bölgesindeki kaplarda bulunan borulara pompalanır. Daha öncede anlatıldığı gibi buhar bu boruların dış yüzeylerinde yoğunlaşır. Yoğuşma ısısı boru yüzeylerinden içeride akan devirdaim suyuna iletilir. Bu ısı ile suyun sıcaklığı yükselir ve bir ısı ekonomisi sağlanmış olur. Bu borularda akan devirdaim suyu sonuçta salamura ısıtıcısına gelir. Burada ısıtılan su birinci basamağın alt kısmına gönderilir. Burada buharlaşma başlar. Suyun bir kısmı buharlaşır ve devirdaim suyu bir miktar soğur. Devirdaim suyu ve kolektörlerde toplanan temiz su basamaktan basamağa geçerek ilerlerler. Her basamak

bir öncekine göre daha düşük basınçta olduğu için her basamakta bir miktar buharlaşma olur. En son basamağa gelen temiz su ve salamura tesisten dışarı pompalanır (Bayülken, 1973).

MSF damıtıcıları 110-120 °C civarında üst salamura sıcaklığında (birinci basamak girişindeki sıcaklık) 2 mg/l civarında salamuraya karıştırılan yüksek-sıcaklık, polimer-katkılı çökelti kontrol kimyasalı kullanılarak çalıştırılabilirler. Süngerimsi-top temizliği yapılabildiğinden asit temizliğinin yaklaşık yılda bir yapılması yeterli olmaktadır. MSF damıtıcıları performans oranları (PR) pratik olarak 11'e kadar çıkabilir. Daha büyük ısı transfer yüzeyleri ve daha çok sayıda basamak gerekmesi nedeniyle performans oranı arttıkça yatırım maliyetleride yükselmektedir. Enerji maliyetine bağlı olarak optimum oran 7 – 9 arasındadır. 8 performans oranlı tipik bir tesis 16 – 18 ısı alımı ve 3 ısı atımı basamağına sahip olacaktır. (Wade, 2001)



MED prosesinde, ince film kaynama ve yoğuşma şartlarına bağlı olarak yüksek ısı transfer oranları elde edilebilir. Aynı zamanda buharlaşma her etkide uniform bir sıcaklıkta meydana gelir. Bunun sonucu olarak, her ne kadar tesis MSF ile kıyaslandığında küçük bir sıcaklık aralığında işletilmesi gereksede, gerekli ısı transfer yüzeyi MSF prosesine yakındır. (Wade, 2001)

Polimer katkılı çökelti kontrolü kullanan MED tesisleri genellikle düşük – sıcaklıkta işletilmek için yapılırlar (Çökelti oluşumunu önlemek için birinci etkideki buharlaşma sıcaklığı 65 °C civarı). Süngerimsi-top temizliği yapılamadığından MSF prosesine göre daha sık asit temizliği yapılmalıdır. Bir MED tesisinde performans oranı yaklaşık olarak toplam etki sayısı eksi birdir denebilir. yani 8 performans oranlı bir tesis için 9 etki gerekmektedir ki, MSF ile kıyaslandığında yatırım maliyeti daha düşük olacaktır. Performans oranını ayrıca termal buhar sıkıştırması kullanılarak arttırmak mümkündür. (Wade, 2001)

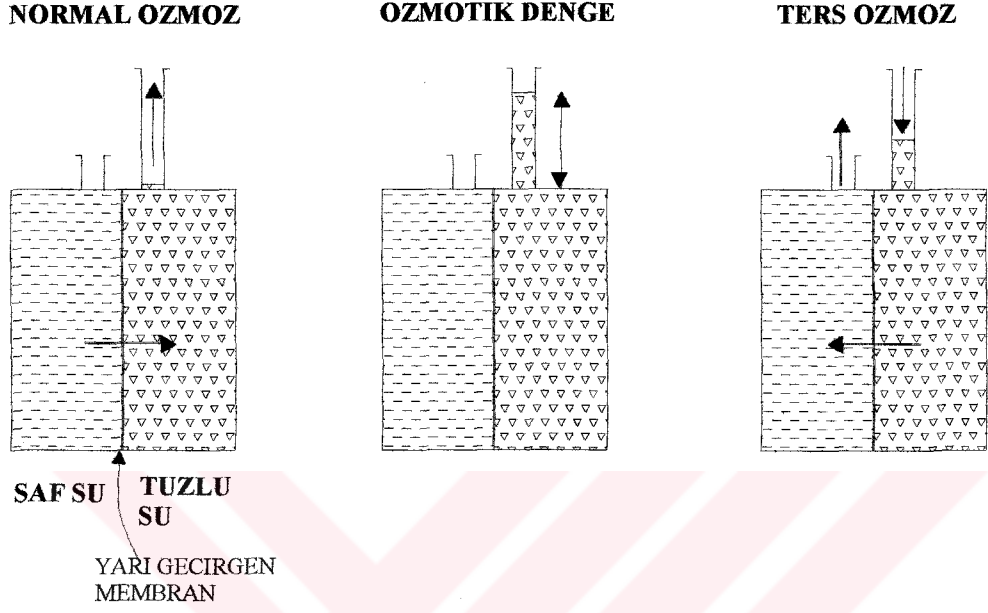
Şu an 16.000 m³/d (3,5 mgd) kapasiteli MED tesisleri mevcuttur. Özellikle düşük yatırım maliyetleri nedeniyle MED prosesi MSF prosesi ile yarışabilir duruma gelmiştir. Fakat yinede MED prosesi MSF prosesinin ulaştığı büyük kapasiteli tesislere ulaşmamıştır.

4.2.3 Ters Ozmoz

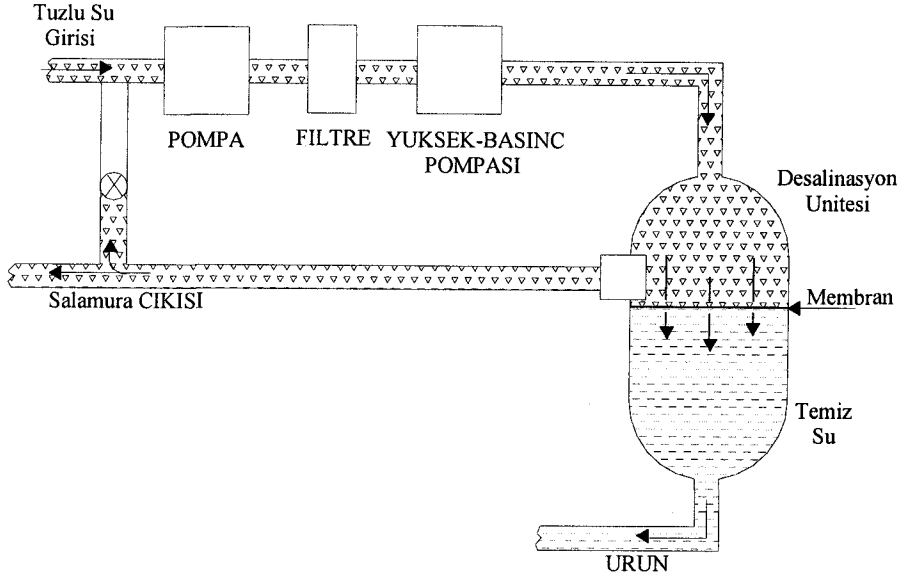
Ters ozmoz desalinasyon prosesi son yıllarda özellikle Suudi Arabistan ve diğer körfez ülkelerinde başarıyla uygulanmaktadır. Örnek olarak Al Fajira tesisinde 7,5 kWh/m³ enerji kullanım değeriyle, ki bu bir MSF tesisinde kullanılan eşdeğer enerjinin üçte biri kadardır, bir ters ozmoz prosesi ile taze su üretilmektedir. (Darwish, 2001)

Ters ozmoz membranlı bir procestir. Sade suyun ve tuz solüsyonunun yarı geçirgen bir membranın farklı taraflarındaki davranışını tanımlayan ozmoz felsefesine dayanır. Burada saf su membrandan nüfuz ederek tuz solüsyonunu seyreltir. Su basınç altındaymış gibi davranır, bu da ozmotik basınç olarak adlandırılır. Ozmotik basınç, tuz konsantrasyonundaki ve solüsyonun

sıcaklığındaki farklılıkların fonksiyonudur. Tuz solüsyonuna basınç uygulayarak proses tersine çevrilebilir. Şekil 4.4’de anlatılan prensip, şekil 4.5’de ise ters ozmoz prosesi şematize edilmiştir. (Bakish, 1973)



Şekil 4.4 : Ozmoz çalışma prensibi



Şekil 4.5 : Ters ozmos prosesinin şematize edilmesi.

Kaynak : Robert Bakish, Desalination – Challenge and Opportunity, London : 1973, Noyes Data Corporation, s.9.

RO prosesi, deniz suyunun basıncı altında (70 kg/cm^2) suyun bir miktarını (%30 – 40 kadar) tuzsuz bir şekilde (Taze su) geçiren diğer kalan (%60 – 70) daha yüksek tuz konsantrasyonlu kısmını (Salamura) bloklayan özel membranlara dayanmaktadır. Bu metotta kullanılan tek enerji formu elektriktir. Elektrik bilimum ekipmanı ve turbo pompaları çalıştırmakta kullanılır. Bu teknolojiye yüksek enerji verimliliği salamuranın basıncının tekrar kazanılmasıyla elde edilir (Mesa, 1996).

Dünyada halen MSF sistemi ağırlıklı olarak kullanılmakla beraber özellikle malzeme teknolojisindeki gelişmeler RO prosesini MSF için ciddi bir rakip haline getirmiştir. RO prosesinin MSF'ye göre sahip olduğu bazı avantajları sıralarsak; (Darwish, 2001)

- Daha az enerji kullanır ve sadece sistemdeki pompaları çalıştıran elektrik motorlarının çektiği mekanik enerji formunda.
- Membran materyali gitgide gelişmektedir.
- Bir güç tesisi ile bağlamaya yada ilişkilendirmeye gerek yok. Sadece tepe noktaya ulaşmayan elektrik talebi peryodlarında da kullanılabilir.
- Basit start / stop operasyonuna sahiptir.
- Modüller halinde taşınır ve işletilir. Böylece acil yada bakım durumlarında tüm tesisi kapatmaya gerek yok.
- Düşük tuzluluktaki ($\approx 600 ppm$) RO ürünü, çok düşük tuzluluktaki ($\approx 25 ppm$) MSF ürünü ile karıştırılarak tolere edilebilir.



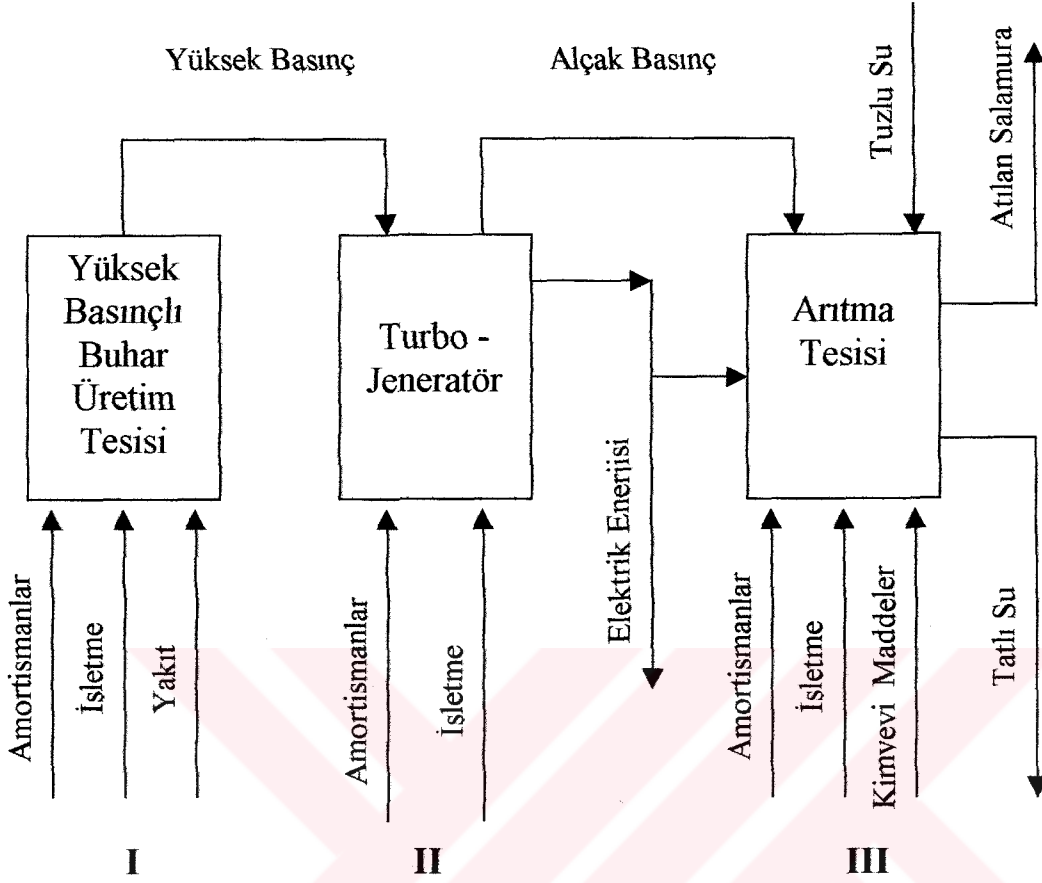
5 FİYATLANDIRMA METODLARI

Bu bölümde bir çift maksatlı tesisde maliyet hesabı yapılacağı zaman kullanılabilinecek metodlara yer verilmiştir. Bu metodlardan bazıları altıncı bölümde Ambarlı santralına desalinasyon ünitesi eklenmesinin dizaynı yapıldıktan sonra ortaya çıkan durumdaki birim maliyetleri hesaplamak için kullanılacaktır.

5.1 Probleme Giriş

Bir çift maksatlı tesisin nihai ürünleri su ve elektriğin, veya bir ara ürün olan, su tesisine verilecek buharın maliyetinin bulunması için birçok metot vardır. Bunların kullanılması bir çok bakımdan şarttır ve en iyisinin seçimi takip edilen amaç ve tesisin kurulacağı yer tarafından tayin edilecektir. Fakat bu maliyetin bulunması kolay değildir, zira pek çok alet hem su tesisi hem de elektrik tesisi tarafından kullanılacağı için toplam maliyeti üretilere göre doğru dağıtmak imkanı azdır. Şekil 5.1 çift maksatlı bir tesisin kolaylık olsun diye üçbölüme ayrılmış şematik gösterimini içermektedir. Şekilde görülen üç bölümü aşağıdaki başlıklara ayırabiliriz:

- I – Türbini besleyen yüksek basınç kısmı,
- II – Elektrik ve Alçak Basınçta Buhar Üreten Turbo – Jeneratör,
- III – Tatlı su üretimi için bu alçak basınçlı buharı kullanan arıtma tesisi.



Şekil 5.1 : Çift maksatlı tesisin üç bölüm halinde şematik gösterimi

Eğer her üretim mahsülü için ayrı ayrı maliyet hesaplamaya kalkarsak hemen karşımıza pek çok zorluklar çıkar. Mesela elde ettiğimiz yüksek basınçlı buhar hem su, hem de elektrik üretiminde kullanılmaktadır. Bu durumda maliyet ürünlerden birine veya diğerine herhangi bir metot kullanmadan bölmek imkansızdır. Ayrıca arazi, binalar, bürolar, servisler gibi her ikisine de ortak olan kısımlar karşımıza aynı zorlukları çıkartır.

Bu arada kesinlikle bilinen husus yıllık toplam maliyettir (X_t). Bu maliyet E_w yıllık su ve E_e yıllık elektrik miktarları ile yakinen ilgili olduğu için $X_t = f(E_e, E_w)$ şeklinde ifade edilebilir. Bu fonksiyonu bazı metodlarla $f(E_w, E_e) = f_1(E_w) + f_2(E_e)$ şeklinde bölmek mümkündür. Hatta fiyatlandırma metodları yardımı ile,

Sadece bu eğri üzerinde iki noktanın yerini tayin edebiliriz:

- Eğer bu tesis olmasa idi bulunduğu yerde aynı Ee elektrik miktarını elde etmek için çeşitli çareler olabilirdi. Ama bunlardan birinin maliyeti diğerlerinden daha düşük olacaktır : C_{1e} . Bu değeri grafikte A noktası göstermektedir.
- Aynı şartlar altında bir Ew su miktarı elde edecek bir çok metot olabilir. Bunların içinde en az maliyeti olan bize B noktasını belircektir.

İlerleyen kısımlarda göreceğimiz kredi metodları bu noktalara yakın neticeler vermektedir.

Bunlardan bazı neticeler çıkartabiliriz:

- OA parçası üzerindeki bir nokta ile belirtilen bir (C_w, C_e) çifti seçerek görebiliriz ki, burada çift işlemde en çok istifade eden elektrik olmakta ve su kıymetini kaybetmektedir.
- Nokta BP üzerinde ise su avantajlı durumdadır.
- Nokta AB üzerinde ise kar paylaşılmaktadır.

Netice olarak herşeyin pazarlamaya ve su ile elektriğe karşı takip edilecek politikaya bağlı olduğu görülmektedir.

Maliyet hesabı metodlarını burada beş bölümde topladık. İlk olarak ömür boyu çalışma maliyeti metodunu, daha sonra klasik amortisman metodunu ve üçüncü olarak ise özellikle bizim örneğimize çok uygun bir bakış açısı olan elektrik üretimindeki düşüşün su maliyetine yansıtılmasını açıkladık. Diğer metodlar da Bayülken (1970) ve IAEA (International Atomic Energy Agency) (1967) tarafından açıklanan metodlar olup, orantı ve kredi metodları başlıkları altında toplanmışlardır.

5.2 İşletmenin Yaşam Süresi Maliyeti

Bu metoda göre hesaplamalar özellikle yatırım kararları alınacağı zaman yapılır. Bu metod üretilen ürünlerin birim maliyetlerini bulmaya yönelik değil, tesisin ömrü boyunca getireceği maliyetleri hesaplamaya yöneliktir.

Bu yöntemin kullanılabilmesi için yıllık nakit çıkışlarının bilinmesi gerekir. Bir örnekle açıklamak gerekirse; diyelim ki su üretim kapasitesi 50,000 m³/d olan ve aynı zamanda 100 MW elektrik üretmesi istenilen bir çift maksatlı tesis kurmayı planlıyoruz. Böyle bir tesis için alternatiflerimizin fuel – oil yakıtlı ve kombine çevrimli bir güç tesisi ile MSF desalinasyon tesisi, MED desalinasyon tesisi ve RO desalinasyon tesisi olduğunu düşünelim. Bu üç tesis alternatifi için yaşam süresi boyunca doğacak her yıla ait amortisman, yakıt masrafı, bakım-onarım masrafı, kimyasal madde giderleri, tesislerin özelliğine göre değişmesi gereken parça (membran gibi) masrafları gibi yıllık nakit çıkışlarını hesaplırsak ve net şimdiki değer yöntemine göre ilk baştaki yatırım maliyetini de ekleyerek toplarsak bu üç alternatiften hangisi için yaşam süresi boyunca daha az nakit çıkışı gerekeceğini buluruz. Bu tip hesaplar için net şimdiki değer yöntemini açıklamak gerekmektedir. (Berk, 2000)

$$Y_0 = \frac{E_1}{1+i} + \frac{E_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{E_n}{(1+i)^n} + I$$

Y_0 = Nakit çıkışlarının bugünkü değeri

i = İskonto faiz oranı

I = Yatırımın maliyeti

$E_{1,2,\dots,n}$ = Yıllık nakit çıkışları

n = Yatırım süresi (Tesis ömrü)

Görüldüğü gibi yıllık nakit çıkışları faiz oranına göre bugünkü değerlerine indirgenerek ve yatırım maliyeti de eklenerek kurulacak tesis için yaşam süresi boyunca harcanacak para miktarı bulunup, alternatifler arasında bir kıyaslama yapılabilir.

5.3 Amortisman Metodu

Bir tesisin kuruluşunda yapılan toplam yatırım masraflarının, kredi alınmışsa kredinin faizi de dahil olmak üzere belirli bir sürede geri ödenmesi amacıyla toplam yatırım değerinin önceden belirlenmiş bir kısmının, sermaye maliyeti olarak her yıl işletme gelirlerinden ayrılması ve vergi dışı bırakılması işlemine “Amortisman” adı verilir. Yıllık gelirden ayrılacak amortisman payının belirlenmesinde bir çok yöntem vardır. Fakat esas konumuzu teşkil eden enerji maliyeti hesabında sabit yıllık amortisman metodunu kullanacağız. (Aybers ve Şahin, 1995)

$$A = P \left[\frac{(1+i)^n \times i}{(1+i)^n - 1} \right]$$

A = Yıllık Amortisman

P = Yatırım Maliyeti

i = Faiz Oranı

n = Yatırımın ömrü

Yukarıdaki formüle göre hesaplanan yıllık amortisman miktarını üretilen ürün miktarına bölerek birim başına düşen amortisman payını (tesis maliyeti) bulmak mümkündür. Bu rakama diğer giderler de eklenerek birim maliyet hesabı kolaylıkla yapılabilir.

5.4 Elektrik Üretimindeki Düşüşün Su Maliyetine Yansıtılması

Bu metod özellikle bu çalışmanın beşinci bölümünde ele alınan örnekte çok geçerli olduğundan burada da anlatılmaktadır. Normal koşullar da bir çift maksatlı tesisi baştan kurarken suyun birim maliyetlerini hesaplamada tesisimizin tipine göre, örneğin karşı basınç türbini yerine kondensasyon türbini koysak ne kadar fazla elektrik ürettirdik diyerek buradaki farkı su maliyetine yansıtabiliriz. Bunun gibi başka hesaplar ilerleyen kısımlarda ele alınmıştır. Fakat mevcut bir tek maksatlı güç tesisine desalinasyon ünitesi eklediğimizde durum biraz farklı olabiliyor.

Altıncı bölümde ele aldığımız tesis kondensasyon türbinli sade elektrik üreten bir santral. Biz buradan belli miktarda buharı desalinasyon tesisine çektiğimizde doğaldır ki elektrik üretiminde bir düşüş meydana gelecek. Bu tip bir dizaynda her ne kadar diğer maliyet metodlarına göre hesap yapılabilinsede reel olarak elektrik üretiminde belli bir düşüş meydana geliyor ve düşen miktarın satışından elde edilecek gelir kayboluyor. İşte bu fark, su için harcana enerji (buhar) maliyeti olarak düşünülebilir. Formülize edersek;

$$E_d = E_{e'} - E_e$$

$$X_L = E_d * C_{es}$$

$$C_{bw} = X_L / E_w$$

Formüllerde;

E_d = Elektrik üretiminde meydana gelen düşüş

$E_{e'}$ = Sade elektrik üreten tesisteki yıllık elektrik üretimi

E_e = Çift maksatlı tesisteki elektrik üretimi

X_L = Elektrik üretimindeki düşüşten dolayı meydana gelen yıllık kayıp

C_{es} = Elektriğin birim satış fiyatı

C_{bw} = 1 metreküp su üretmek için harcanan buhar maliyeti

E_w = Yıllık su üretimi

Aslında görüldüğü gibi bu hesap tarzı amortisman metodunun bir devamı gibi. Amortisman metodunda yatırım maliyeti amortismanlara ayrılıyor ve daha sonra kullanılan enerji ve diğer bilimüm maliyetler klasik şekilde hesaplanıp üst üste toplanıyordu. Bu metotta da aynı toplamalar yapılıyor fakat kullanılan ısı enerjisinin hesaplanmasına başka bir yorum getirilmiş oluyor.

5.5 Orantı Metodları

Çift maksatlı tesisin yıllık maliyetini her iki ürüne bölebilmek için çeşitli orantı metodları vardır. Bunları, göz önüne alınan tesisin dış faktörlerini hesaba katan metodlar ve iç faktörlerini hesaba katan metodlar olarak iki ana grupta toplayabiliriz.

5.5.1 Dış Faktörler Metodu

5.5.1.1 A metodu : Tek Tesise Göre Hesap

Bu metotta aşağıdaki bilgilerin bilindiğini farzedeceğiz :

- Çift maksatlı tesisin E_w ve E_e miktarlarını kapsayan X_t toplam maliyetini.
- Sadece aynı E_w miktarı kadar su üreten bir arıtma tesisinin X' maliyetini.
- Sadece E_e kadar elektrik üreten bir tesisinin X'' maliyetini.

Bunları bildiğimiz takdirde toplam maliyetin su ve elektrik üretimine bölünmesi aşağıdaki şekilde olmaktadır.

$$X_w = X_t \frac{X'}{X' + X''}$$

$$X_e = X_t \frac{X''}{X' + X''}$$

Bu durum da çift maksatlı tesislerde elde edilecek su ve elektrik maliyetlerinin $\frac{X_w}{X_e}$ oranının tek maksatlı tesislerde elde edilecek maliyetlerin $\frac{X'}{X''}$ oranına eşit olması şartından doğmaktadır.

Çok basit görülmesine rağmen bu metodun iki önemli zorluğu vardır. Her ne kadar X_t 'yi tam olarak biliyorsak da X' ve X'' in tayini o kadar kolay değildir. Özellikle X' in tayini evvelki misallere dayanarak yapılamaz ve bu iki değer böylece hata kaynağı olabilirler.

5.5.2 İç Faktörler Metodu

Burada öncelikle her iki sistem için kesinlikle ayrılabilen yıllık maliyetler ayrılır (w ve e). Yani w 'da sadece arıtma sistemini ilgilendiren kalemler, e 'de ise sadece elektrik üretimini ilgilendiren kalemler bulunacaktır. Her iki tesisin yatırımlarını bilirsek su ve elektrik tesislerinin sabit masraflarını ayırabiliriz. O halde geriye X_c gibi bir ortak yıllık maliyet kısmı kalacaktır.

$$X_c = X_t - (w + e)$$

Bu ortak maliyeti her iki ürüne bölmek için aşağıdaki denklemleri kullanabiliriz.

$$X_e = e + p.X_c$$

$$X_w = w + (1-p).X_c$$

O halde bütün iş p katsayısının seçimine bağlıdır. Bunun için iki alternatif kullanabiliriz.

5.5.2.1 B Metodu : Sade Elektrik Üretimine Göre Hesap

Burada buhar üreten reaktör ya da kazanın sadece elektrik üretimini beslediğini düşünelim. Sistemde meydana gelen elektrik miktarı E_e' olsun. Yani $w = 0$ ve $p = 1$ olması gerekecekti. Normalde tesis $E_e < E_e'$ kadar elektrik ürettiği için ortak masrafların elektriğe düşen kısmı $\frac{E_e}{E_e'} = p$ ile belirlidir. Bu şartlar altında su ve elektriğin maliyetini şöyle belirtebiliriz:

$$X_e = e + \frac{E_e}{E_e'} X_c$$

$$X_w = w + \left(1 - \frac{E_e}{E_e'}\right) X_c$$

5.5.2.2 D Metodu : Tek Tesiste Aynı Gücün Üretilmesi Hali

Aynı ölçünün muhafaza edilebilmesi için, çift maksatlı tesiste elde ettiğimiz net elektrik miktarına eşit elektrik üreten bir tek tesis alalım, öyle ki bu tesis o mınıtkada kurulabilecek en büyük elektrik üretim tesisi olsun. Bu tesiste elektriğin maliyetini hesaplamak mümkündür. Eğer bu yıllık maliyetin çift maksatlı tesiste üretilen elektriğin maliyetine eşit olduğunu kabul edersek, (X_A), su maliyetini aşağıdaki formülle hesap edebiliriz,

$$X_w = X_t - X_A$$

Eğer birim maliyet c_e biliniyorsa, ve tesiste üretilen yıllık elektrik miktarı da E_e olduğuna göre, toplam yıllık maliyeti şöyle hesaplayabiliriz;

$$X_A = c_e * E_e$$

5.5.2.3 E Metodu : Tek Tesiste Daha Fazla Güç Üretilmesi Hali

- a) Tek tesiste daha fazla güç üretilmesi, örneğin aynı reaktörün çift maksatlı tesis yerine sade enerji üreten bir tesisi beslemesi ile mümkündür. Bu şartta da yukarıdaki denklemler doğrudur. Sadece c_e 'nin değeri daha geniş bir tek maksatlı tesisin üretim maliyetine bağlı olacağından, yukarıdaki metoda göre daha düşük olacaktır. Bu sebepten de su maliyetinde bir artma görülecektir.

$$\text{Üretilen gücün kredisi} = c_e * E_e$$

$$X_w = X_t - c_e * E_e$$

$$C_w = X_w / E_w$$

- b) Su maliyetini elde etmek için çift maksatlı tesisin toplam üretim maliyetinden bir “güç kredisi” çıkartacağımız yerde, aynı reaktör tarafından bir kondansasyon türbininde meydana getirilebilecek ilave enerjinin değeri suya maliyet olarak yansıtılır. Burada güç kredisi yerine güç penaltısından bahsedilebilir.

Teknik ve ekonomik görüşler, çift maksatlı tesisin ömrü süresince tam güç ile işletilmesini şart koşarlar. Öte yandan bu tesis özellikle bir konvansyonel bir tesis ise, D ve E metodlarındaki en az maliyetli sade enerji alternatifi tam yük prensibi yerine, çalışma sırasında daha düşük yakıt maliyetli sistem prensibi ile çalıştırılabilirler. Bundan dolayı her iki tesisin işletme tarihçeleri değişik olacak, ve bu değişiklik eğer “güç kredisi” ilk tahminlemeye göre tam yükde çalışmaya dayanıyorsa, “güç kredisi”nin azalması şeklinde yansiyacaktır. Böyle bir penaltının hesaplanması basit bir mesele olmayıp bir çok durumlarda kesin bir cevap temini için, muhtemelen bir bilgisayar yardımı ile, sistemin tam bir maliyet analizinin yapılması icap edecektir.

5.5.2.4 F Metodu : Elektriğin Faydasına Göre kwh’ın Satın Alma Fiyatı

Çift maksatlı tesisin elektrik üretimi, sistemin kurulmuş kapasitesine nispetle düşükse de bile, bu durum şebekenin genişleme programını ve maliyetini fazla etkilemeyecektir. Bu sebepten fayda, çift maksatlı tesiste üretilen enerjinin alabileceği en iyi fiyatı belirtecektir. Bu değer c_e 'ye verildiği vakit su maliyeti yukarıda açıklanan denklemlere göre hesaplanacaktır. Özellikle işletme ve durdurma süreleri de (örneğin kontrol için) su tesisine bağlı olduğu için, yük boşaltma merkezi bir çift maksatlı tesisi bir sade enerji merkezinde olduğu gibi kontrol edememektedir. Netice olarak elektrik faydası

bu tip tesislerde üretilen elektriğin kwh’ını, genellikle tam yük penaltısı ile düzeltilmiş en az maliyet alternatifinde olacağından daha düşük fiyatla alabilecektir.

Su Kredisi Metodu :

Su kredisinin prensibi suya bir değer vererek çift maksatlı tesisin tüm üretim maliyeti ile suyun değeri arasındaki fark olarak yansıyan enerji bedelini tesbit etmektir. Bu metod çift maksatlı işletmenin karı enerjiye tahsis edilmek istendiği zaman düşünülebilir. Bu yöntemde suyun şebekeye satış fiyatını birim maliyet olarak (C_w) alıp kalan maliyeti elektriğe yükleriz

$$X_e = X_t - C_w' * E_w$$

$$C_e = X_e / E_e$$

Elektrik Kredisi Metodu :

Su kredisi metodunun tam tersi olarak bu sefer şebekenin elektriği alış fiyatını birim maliyet (C_e')olarak alırız. Böylece tesis karı suyun üzerinde gözüktür.

$$X_w = X_t - C_e' * E_e$$

$$C_w = X_w / E_w$$

5.5.2.5 G Metodu : Tek Tesiste Aynı Su Miktarının Üretilmesi Hali

Burada suyun fiyatı (C_w), çift maksatlı tesisin aynı su miktarını üreten optimum bir tek maksatlı bir arıtma tesisinki gibi tanımlanır.

$$X_w = X_t - C_e * E_e$$

$$C_w = X_w / E_w$$

5.5.2.6 H Metodu : En Az Maliyetli Su Temin Alternatifi

Burada su maliyeti, çift maksatlı tesisin yokluğunda kurulabilecek bir en az maliyetli su tesisinin maliyeti olarak alınabilir. Böyle durumlarda kemerli su yolu, kuyular, barajlar, konvansiyonel veya nükleer damıtma tesisleri gibi taze su temin edebilecek bütün alternatifler düşünülmelidir. Bu tesislerin kapasiteleri çift maksatlı tesisin kapasitesinden farklı olabilir.

Su Kredisi : $c_w \cdot E_w$

Senelik Elektrik Maliyeti : $X_e = X_t - c_w \cdot E_w$

Elektrik Birim Maliyeti : $C_e = X_e / E_e$

6 MEVCUT BİR TESİSE DESALİNASYON ÜNİTESİ EKLENMESİ VE BİRİM MALİYETLERİN HESAPLANMASI

Bu bölümde mevcut bir tesise desalinasyon tesisi eklenmesi incelenmektedir. Dizayn ve dizayn değerlerine göre su ve elektrik birim maliyetlerinin hesaplanması bölüm içinde alt başlıklar halinde incelenmiştir.

6.1 Probleme Giriş

Bilindiği gibi ülkemizde doğal su kaynakları yeteri miktarda bulunmakta ve genel anlamda bir su sıkıntısı bulunmamaktadır. Daha önce de açıkladığımız gibi desalinasyon doğal su kaynaklarının kıt olduğu ve desalinasyon maliyetini karşılayabilecek ülkeler tarafından kullanılmaktadır. Fakat yine de giderek artan su ihtiyacı göz önüne alınarak ve maliyetlerde bir kıyaslama yapılabilmesi için ülkemizde bir desalinasyon tesisinin kurulması halinde suyun birim maliyetinin ne kadar olacağına yönelik bir çalışma yaptık.

Çalışmada su üretme amaçlı bir kojenerasyon tesisi kurmak yerine mevcut bir tesise desalinasyon ünitesinin eklenmesi incelenmiştir. Bir kojenerasyon tesisi ile desalinasyon ünitesinin sıfırdan kurulması halinde oluşacak maliyetler literatürdeki değerler kullanılarak kolaylıkla hesaplanabileceği gibi bu tesisin hangi desalinasyon prosesini kullanması gerektiği ya da bir kojenerasyon tesisinin gerekliliği, termal enerji kullanmayan proseslerin fizibilitesi gibi problemler için ayrı bir çalışma yapmak gerektiğini düşünmekteyiz.

Çalışmada örnek olarak kullanılan tesis Ambarlı santralidir. Buradaki fuel-oil ile çalışan kısımdaki üç türbin ele alınmıştır. Hesaplamalar her bir türbine bir desalinasyon ünitesi bağlanacak şekilde yapılmıştır. Bu amaçla türbin atık ısısının kullanıldığı ve gerekli miktarda ara buhar alınan bir dizayn yapıldı ve bulunan değerlere göre bir önceki bölümde belirtilen maliyet hesaplama yöntemlerinden uygun olanlar kullanılarak maliyetler bulundu. İlgili hesaplamalar bu

bölümde ayrı ayrı başlıklar halinde bulunabilir. Ayrıca hesaplamalarda kullanılan bu üç türbine ait değerler bir başlık altında verilmiştir.

6.2 Ambarlı Santraline Ait Değerler

Çalışmamız da Ambarlı santralinde fuel-oil ile buhar elde edilen kısımdaki üç türbini kullandığımızdan bu bölümde bu 1,2, ve 3 numaralı türbinlerle ilgili veriler yer alacaktır.



Çizelge 6.1 : Ambarlı Santrali Ana Değerler

1 / 2 / 3 ÜNİTELERİ	Birim	Proje	Max Yük
KAZANLAR			
Sayısı	3 Adet		
Üretici Firma	Combustion Engineering		
Tipi	Tabii Sirkülas-, yonlu Tek Ara kızdırmalı "R" tipi.		
Kazan Genişliği	m	8,05	
Kazan Derinliği	m	8,51	
Kazan Dom Çapı	m	1,68	
Basınç Değerleri			
Kızdırıcı Çıkışı	kg/cm ²	130,4	132,4
Tekrar Kızdırıcı Girişi	kg/cm ²	27,6	34,1
Tekrar Kızdırıcı Çıkışı	kg/cm ²	26,2	32,4
Sıcaklık Değerleri			
Kızdırıcı Çıkış	°C	540,6	540,6
Tekrar Kızdırıcı Giriş	°C	342,2	362,8
Tekrar Kızdırıcı Çıkış	°C	540,6	540,6
Hava Isıtıcısına Giren Hava	°C	26,7	26,7
Hava Isıtıcısından Çıkan Hava	°C	226,7	232,2
Ekonomayzere Giren Su	°C	230,6	242,2
Ekonomayzerden Çıkan Su	°C	290,6	291,1
Hava Isıtıcısından Çıkan Baca Gazı	°C	130,0	130,0

Kaynak : Faruk Öztürk, Ambarlı Termik Santrali Yakıt Sisteminin Fuel-Oil'den Doğal Gazla Dönüştürülmesinin Araştırılması, İstanbul: Yıldız Teknik Üniversitesi Yüksek Lisans Tezi, s.13.

Çizelge 6.2 : Ambarlı Santrali Ana Değerler

1 / 2 / 3 ÜNİTELERİ	Birim	Proje	Max Yük
Debi Değerleri			
Kızdırıcıdan Çıkan Buhar Miktarı	t / h	295,0	363,0
Tekrar Kızdırıcıdan Çıkan Buhar Miktarı	t / h	261,0	322,0
Hava Isıtıcısına Giren Baca Gazı	t / h	364,0	439,0
Hava Isıtıcısından Çıkan Baca Gazı	t / h	403,0	480,0
Hava Isıtıcısına Giren Hava Miktarı	t / h	369,0	442,0
Hava Isıtıcısından Çıkan Hava Miktarı	t / h	330,0	401,0
Fuel – Oil Harcamı	t / h	22,3	26,8
Yakıcı Adedi	-	12	12
KAZAN ISI TRANSFER YÜZEYİ			
Yan Duvar Borularının Radyasyona Maruz Yüzeyi	m ²	819,4	
Yan Duvar Borularının Konveksiyona Maruz Yüzeyi	m ²	390,6	
1. Kızdırıcı Yüzeyi	m ²	1.850,0	
2. Kızdırıcı Yüzeyi	m ²	591,0	
Ekonomayzer Yüzeyi	m ²	4.745,0	
Tekrar Kızdırıcı Yüzeyi	m ²	914,0	
Kazan Verimi	m ²	88	

Kaynak : Faruk Öztürk, Ambarlı Termik Santrali Yakıt Sisteminin Fuel-Oil'den Doğal Gaza Dönüştürülmesinin Araştırılması, İstanbul: Yıldız Teknik Üniversitesi Yüksek Lisans Tezi, s.14.

Çizelge 6.3: Ambarlı Santralı Ana Değerler

1 / 2 ÜNİTELERİ	Birim	Veri
BUHAR TÜRBİNİ		
Sayısı	-	2
Üretici Firma		Westinghouse
Gücü	MW	110
Taze Buhar Basıncı	kg/cm ²	126,5
Taze Buhar Sıcaklığı	°C	538
Tekrar Kızdırma Buhar Basıncı	bar	30,4
Tekrar Kızdırma Buhar Sıcaklığı	°C	538
Soğutma Suyu Sıcaklığı	°C	20
Egzoz Buhar Basıncı	bar	0,05
Ön Isıtma Sayısı	-	5
KONDENSER		
Üretici Firma		Westinghouse
Geçiş Sayısı	-	1
Boruların Sayısı	-	7.000
Soğutma Suyu Debisi	m ³ /h	18.753
Dizaynda Düşünülen s.s. Debisi	m ³ /h	20.902
Kondenst Pompası		
Üretici Firma		Westinghouse
Her Bir Ünitedeki Sayısı	-	2
Debisi	t/h	278
Hızı	rpm	980
Motor Gücü	kW	149

Kaynak : Faruk Öztürk, Ambarlı Termik Santralı Yakıt Sisteminin Fuel-Oil'den Doğal Gazla Dönüştürülmesinin Araştırılması, İstanbul: Yıldız Teknik Üniversitesi Yüksek Lisans Tezi, s.16.

Çizelge 6.4 : Ambarlı Santrali Ana Değerler

3. ÜNİTE	Birim	Veri
BUHAR TÜRBİNİ		
Sayısı	-	1
Üretici Firma		General Electric
Gücü	MW	110
Taze Buhar Basıncı	kg/cm ²	126,5
Taze Buhar Sıcaklığı	°C	538
Tekrar Kızdırma Buhar Basıncı	bar	27.5
Tekrar Kızdırma Buhar Sıcaklığı	°C	538
Soğutma Suyu Sıcaklığı	°C	20
Egzoz Buhar Basıncı	bar	0,05
Ön Isıtma Sayısı	-	5
KONDENSER		
Üretici Firma		Ingersoll-Rand
Geçiş Sayısı	-	1
Boruların Sayısı	-	7.000
Soğutma Suyu Debisi	m ³ /h	18.174
Kondenst Pompası		
Üretici Firma		Ingersoll-Rand
Her Bir Ünitedeki Sayısı	-	2
Debisi	t/h	278
Hızı	rpm	1.475
Motor Gücü	kW	149

Kaynak : Faruk Öztürk, Ambarlı Termik Santrali Yakıt Sisteminin Fuel-Oil'den Doğal Gazla Dönüştürülmesinin Araştırılması, İstanbul: Yıldız Teknik Üniversitesi Yüksek Lisans Tezi, s.18.

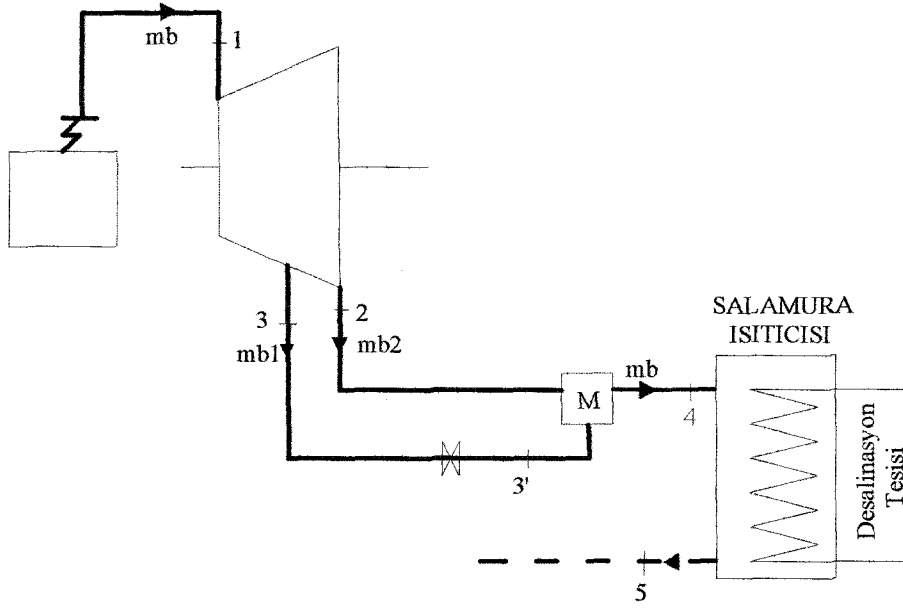
6.3 Atık Isı ve Ara Buhar Kullanılarak Sistemin Dizaynı

Bu bölümü dizayn ve maliyetlerin hesaplanması olarak ikiye ayırıyoruz. Dizayn bölümünde elde edilecek ürün miktarları, maliyet bölümünde ise de eldelerin fiyatlandırılması yapılacaktır.

6.3.1 Sistemin Dizaynı

Ambarlı tesisinde ele aldığımız türbinlerde buhar, türbine 124 bar (P_1) ve 538 °C (T_1) (Şekil 6.1'de 1 Noktası) koşullarında girmektedir ve 0,05 bar'da çıkmaktadır. Kondenser çıkışındaki sıcaklığı ise 33,2 °C'dur.

Dizaynımızda kondenser yerine desalinasyon ünitesi (MSF) takılacaktır. Bu sebepten ötürü buharın salamura ısıtıcısında desalinasyon tesisine ısı iletimi sırasında tamamen yoğuşması gerekmektedir. Bunu göz önüne alarak salamura ısıtıcısı çıkışındaki suyun sıcaklığı (T_5) 80 °C olacak şekilde sistemi tekrar dizayn etmemiz gerekir. Sistem şekil 6.1'de şematize edilmiştir. Şekilde görüldüğü gibi 3 noktasından ara buhar çekilmekte ve 2 noktasından da egzoz buharı gelmekte. Hesaplamamız gereken, bizim desalinasyon tesisimize yeteri kadar ısı verebilmemiz için ne kadar ara buharı uygun bir basınçta çekmeliyiz ki elektrik üretiminde en az düşüş meydana gelsin. Şekilde görülen noktaları tek tek analiz edersek :

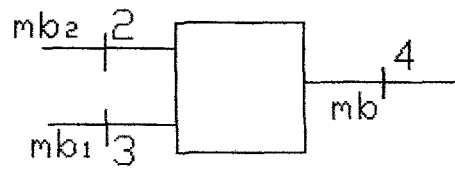


Şekil 6.1 : Atık Isı ve Ara Buhar Kullanma Durumunda Tesis Şeması. Şekilde; M, karıştırıcı; mb, buhar kütlesini ifade etmektedir.

Buhar Miktarı :

Kızdırıcıdan Çıkan Buhar Miktarı (mb) = 261 t/h = 72,5 kg/s

Desalinasyon ünitesine termal enerji verebilmek için türbinden mb_1 kadar ara buhar çekeceğiz ve mb_2 kadar buhar da türbin çıkışından gelecek.



Şekil 6.2 : Karıştırıcı

Orjinal sistemde buhar türbinden 0,05 bar'da çıkıyor. Fakat şekil 6.1'de de 5 noktası olarak gösterilen ısı eşanjörü çıkışında 80 °C'un altına inmemiz zor, zira 4 noktasındaki yani eşanjör girişindeki buhar sıcaklığımız 110°C. MSF ünitesinde salamura üst sıcaklığı ile (TBT) eşanjöre kademelerde ısı alarak gelen su arasında belli bir sıcaklık farkı olmak zorunda. Her ne kadar MSF ünitesindeki dizayn değişkenleri ile bu farkla oynamak mümkünse de farkı çok da büyütme doğru değil. Dolayısıyla buharın eşanjörde yoğunlaşarak ancak 80 °C'de su olacağını kabul ediyoruz (5 noktası).

1 Noktası :

Taze Buhar Basıncı = 124 bar.

Taze Buhar Sıcaklığı = 538 °C.

$h_1 = 3.444,5 \text{ kJ / kg.}$

2 Noktası :

Egzoz Buhar Basıncı, $P_2 = 0,47 \text{ bar.}$

$h_2 = 2.283,7$

2' Noktası :

Türbin verimini %80 olarak bir 2' noktasının hesaplanması lazım

$\eta_{Türbin} = 0,80$

$\Delta H = 3.444,5 - 2.283,7 = 1.160,8$

$h_2' = h_1 - \Delta H \times \eta_T$

$1.160,8 * 0.8 = 928,64$

$h_2' = 3444,5 - 928,64$

$h_2' = 2515,86$

3 Noktası :

Bu noktada arabuhar çekmemiz gerekiyor. Fakat hangi basınçta ara buhar çekileceğini bulmamız gerektiğinden çeşitli arabuhar çekme basınçlarına göre işlem yapıp, hangisinde elektrik üretimi düşüşü en az oluyorsa ona göre optimum noktayı belirleyeceğiz. Çizelge 6.5’de çeşitli ara buhar çekme basınçları için bulunan entalpi değerleri (h_3) verilmiştir.

Çizelge 6.5 : Çeşitli Ara Buhar Çekme Basınçlarına Göre Entalpi Değerleri

Ara Buhar Çekme Basıncı	Bu Noktadaki Entalpi (h_3)
bar	kJ / kg
5	2.824
7	2.880
9	2.923
11	2.956
13	2.975
15	3.015
20	3.066

1 ve 2 numaralı türbinlerde 30,4 bar’da, 3 numaralı türbinde de 27,5 bar’da tekrar kızdırma vardır. Bu sebepten ara buhar basınçları tekrar kızdırma basınç değerlerinin altında çeşitli noktalarda alınmıştır.

4 Noktası :

Daha öncede değindiğimiz gibi MSF ünitesinde CaSO_4 oluşumu nedeniyle salamura üst ısı (TBT) 124°C ’u geçememektedir. Literatür incelendiğinde bu değer 124 ile 90°C arasında alındığı görülmektedir. Fakat özellikle bu hesaplamaların bazı aşamalarında kullanılan referanslarda 110° alındığı ve ayrıca 5 noktasındaki çıkış sıcaklığını 80°C aldığımız dikkate alınarak bu noktada ki sıcaklığın 110°C alınması uygun görülmüştür.

$$T_4 = 110 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_4 = 0,47 \text{ bar.}$$

$$h_4 = 2.700 \text{ kJ / kg.}$$

5 Noktası :

$$T_5 = 80 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_5 = 0,47 \text{ bar.}$$

$$h_f = T * C_w$$

$$h_5 = 80 * 4,18$$

$$h_5 = 335 \text{ kJ / kg.}$$

Ara Buhar Çekiş Basıncına Göre mb_1 ve mb_2 Kütlelerinin Hesaplanması :

$$mb_1 + mb_2 = 72,5 \text{ kg / s}$$

$$mb * h_4 = mb_1 * h_3 + mb_2 * h_2'$$

$$mb * h_4 = (72,5 - mb_2) * h_3 + mb_2 * h_2'$$

$$72,5 * 2.700 = 72,5 * h_3 - mb_2 * h_3 + mb_2 * 2.515$$

$$72,5 * (2.700 - h_3) = mb_2 * (2.515 - h_3)$$

Yukarıdaki denklem kullanılarak bulunan farklı ara buhar alma basınçlarındaki buhar kütleleri Çizelge 6.6'da verilmiştir.

Çizelge 6.6 : Farklı Ara Buhar Çekiş Basınçlarındaki Buhar Kütelleri

Ara Buhar Alma Basıncı (bar)	h_3 (kJ / kg)	mb_2^* (kg / s)	mb_1^{**} (kg / s)
5	2.824	29,09	43,40
7	2.880	35,75	36,74
9	2.923	39,62	32,87
11	2.956	42,08	30,41
13	2.975	43,34	29,15
15	3.015	45,67	26,82
20	3.066	48,15	24,34

* mb_2 : Egzoz buhar kütlesi

** mb_1 : Ara buhar kütlesi.

6.3.1.1 Desalinasyon Ünitesine Ait Hesaplar

Tesisimizde desalinasyon ünitesi olarak termal enerjiden yararlanan prosesler içinde dünyada en yaygın olarak kullanılan çok kademeli ani damıtma (MSF) prosesini kullanacağız. Yukarıda hesaplar hep bir türbin için yapıldı. Bizde her bir türbine bir MSF ünitesi ekleyecek şekilde hesaplamalarımızı yapacağız.

1 Türbinden çıkıp, 1 MSF Ünitesinin Salamura Isıtıcısına Giren;

Buhar Miktarı (mb) → 0,47 bar'da mb = 72,5 kg/s

Isı Miktarı (Qd) → Qd = mb * (h₄ - h₅)

$$= 72,5 * (2.700 - 335) \quad \left\{ \frac{kg}{s} * \frac{kJ}{kg} = \frac{kJ}{s} \right\}$$

$$= 171.462,5 \text{ kJ/s}$$

Bu kadar ısı ile ne kadar su üretebileceğimizi bulmak için referanslarda bulduğumuz dünyada mevcut su üreten tesislere ait değerleri kullanıyoruz. Buna göre 1 metreküp su üretmek için gereken ısı bizimkine benzer özellikler (122 MW elektrik ve 57.600 m³/d içme suyu üretiyor. Ayrıca performans oranı ortalama bir değer olan 8.) taşıyan bir tesiste 297 Mj (Uche, 2001). Yine başka bir performans oranı 8 olan tesiste ise 1 metreküp su üretmek için gerekli ısı 290 Mj (Wade,2001).

297 Mj (Q_w) ısı ile 1 m³ su üretildiğini kabul ediyoruz. (Q_w = 297 Mj)

1 Günde MSF ünitesine geçen Isı Miktarı / 1 m³ su üretmek için gerekli ısı miktarı =

$$= \frac{Q_d \times 86.400}{Q_w} \left[\frac{\frac{kJ}{s} \times \frac{s}{d}}{\frac{kJ}{m^3}} \right]$$

$$= \frac{171.462,5 \times 60 \times 60 \times 24}{297,000} = 49.880 \text{ m}^3/\text{d}$$

1 Tesisin 1 Günde Üreteceği Su Miktarı (E_w) → 49.880 m³/d = 9,58 mgd.

Tüm bu hesaplar bir türbin için yapılmasına karşın Ambarlı'da 3 eş türbin bulunduğundan 3 tesis kurulması halinde,

Günlük Su Üretimi = 3 * 49.880 = 149.640 m³/d olabilir.

6.3.1.2 Elektrik Üretimi

Elektrik üretimini iki açıdan düşünmek lazım. Bir normal koşullarda, yani desalinasyon tesisi bağlı olmadığı halde. İkincisi de asıl bizim için önemli olan desalinasyon tesisi bağlı olduğu durumda.

Normal Koşullarda :

Normal koşullardaki elektrik üretimi, $N_1 = mb * (h_1 - h_2')$

Yalnız burada h_2' değeri bizim yukarıda bulduğumuz değer alınmayıp, onun yerine 0.05 bar'a göre hesap edilip bir h_2'' değeri alınmalı, çünkü mevcut sistem 0.05 bar'a kadar türbinde genişleyerek çalışıyor.

$$0,05 \text{ bar'da } h_2 = 2.010,93 \text{ kJ/kg}$$

$$\eta_{Türbin} = 0,80$$

$$\Delta H = 3.444,5 - 2.010,93 = 1.433,57$$

$$h_2' = h_1 - \Delta H \times \eta_T$$

$$1.433,57 * 0,8 = 1.146,856$$

$$h_2'' = 3.444,5 - 1.146,856$$

$$h_2'' = 2.297,644$$

$$N_1 = 72,5 * (3.444,5 - 2.297,644)$$

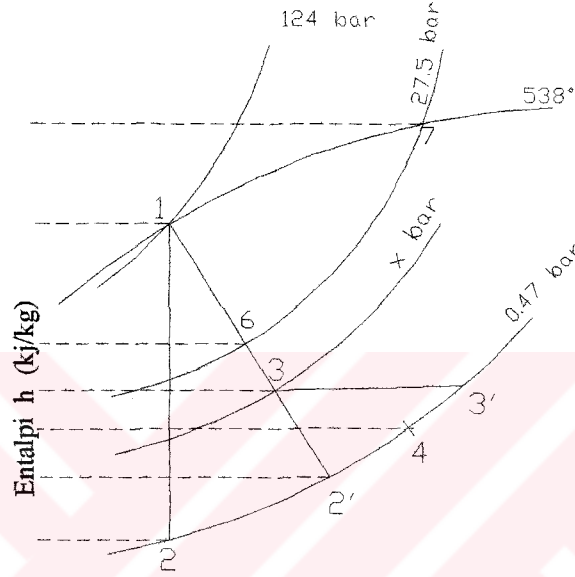
$$N_1 = 83,147 \text{ MW}$$

Tekrar kızdırmayı da eklersek normal koşullarda 1 ve 2 no'lu türbinin her birinden elde edilen güç :

$$N_1 = 83,147 + 28,64$$

$$N_1 = 111,8 \text{ MW}$$

- 3 No'lu türbinde;



Şekil 6.5 : 3 no'lu türbin için tekrar kızdırmanın Mollier diagramında şematik gösterilişi.

Tekrar Kızdırma Buhar Basıncı → 27.5 bar.

Tekrar Kızdırma Buhar Sıcaklığı → 538 °C.

27,5 bar'da $h_6 = 3.145 \text{ kJ/kg}$

$$h_7 = 3.545 \text{ kJ/kg}$$

Elde Edilen Ek Güç → $N_t = m_b * (h_7 - h_6)$

$$= 72,5 * (3.545 - 3.145) = 29.000$$

$$= 29 \text{ MW.}$$

Tekrar kızdırmayı da eklersek normal koşullarda 3 no'lu türbinden elde edilen güç :

$$N_1 = 83,147 + 29$$

$$N_1 = 112,1 \text{ MW}$$

Aslında türbinlerin 110 MW olduğunu biliyoruz. Fakat bu hesaplamaları hem değerlerimizin doğruluğunu görmek, hem de tekrar kızdırma ile elde edilen gücün değerini bulmak için yaptık. 111,8 MW ve 112,1 MW değerleri 110 MW'a oldukça yakındır. Ufak da olsa fark hesaplarımızın yeterince hassas olmamasından ve Ambarlı santralının gerçek veriminin bizim adığımız %80 değerinden farklı olabileceğinden doğmuştur. Desalinasyon için ara buhar çektiğimizde üretililecek gücü hesaplamak için tekrar kızdırmada elde edilen güce ihtiyaç duyuyoruz. Sonucun 110 MW'a yakın çıkması bulduğumuz tekrar kızdırma ile elde edilen gücün (Nt) değerinin oldukça sağlıklı, gerçeğe yakın bir değer olduğunu ortaya koymaktadır. Bu değer 1 ve 2 no'lu türbinler için 28,64 ve 3 no'lu türbin için 29 MW çıkmıştır. Dolayısıyla, değerlerin yakın olmasından ötürü ileriki hesaplamalarda bu değeri her 3 türbin içinde 29 MW alacağız.

Desalinasyon İçin Ara Buhar Çektiğimizde:

Desalinasyon için ara buhar çektiğimizde üreteceğimiz gücü (N₂) aşağıdaki formülle hesaplayabiliriz. Çizelge 6.6'da verildiği gibi çeşitli arabuhar çekme basınçları için h₃ entalpilerini ve mb₂ ara buhar kütlelerini daha önce hesaplamıştık.

$$\begin{aligned}
 N_2 &= mb * (h_1 - h_3) + mb_2 * (h_3 - h_2) + \text{Arakızdırma} \\
 &= 72,5 * (3.444,5 - h_3) + mb_2 (h_3 - 2.515,86) + 29,000
 \end{aligned}$$

Çizelge 6.7'de yukarıdaki formüle göre her ara buhar çekme kademesi için hesaplanan N₂ değerleri yer almaktadır.

Çizelge 6.7 : Çift Maksath Tesisin Farklı Ara Buhar Çekme Basınçlarına Göre Hesaplanan Bir Türbinin Gücü

Ara Buhar Basıncı bar	h_3 kJ/kg	mb_2 kg/s	N_2 MW
5	2.824	29,09	82,950
7	2.880	35,75	82,944
9	2.923	39,62	82,939
11	2.956	42,08	82,937
13	2.975	43,34	82,937
15	3.015	45,67	82,934
20	3.066	48,15	82,930

Görüldüğü üzere farklı ara buhar çekme basınçlarında sonuçta elde edilen güçte anlamlı bir değişim gözlenemedi. Sadece çok çok ufak farklılıklar olması nedeniyle seçeceğimiz kademe bir şey değiştirmeyecek. Burada ara buharı 5 bar'dan çekmeyi seçiyoruz.

6.3.1.3 Bir Türbin ve Ona Bağlı Desalinasyon Tesisine Ait Değerler

Tesisin performans oranını bulursak,

Performans Oranı = X Pound / 1.000 BTU

1000 BTU = 1,055 Mj

Pound = 0,45359 kg

Tesisimiz 297 Mj ile 1 m³ su üretiyor.

297 Mj → 1 m³ su üretiliyorsa

1.055 Mj → X m³ su

$$X = 3,552188 * 10^{-3} m^3$$

$$3,552188 / 0,45359 = 7,83$$

- Performans Oranı (PR) → 7,83
- Bir Türbinin Mevcut Durumda Ürettiği Güç (Sade Elektrik) → 110 MW
- Bir Türbinin gücü (Çift Maksatlı Durumda – Elektrik + Su) → 82,950 MW
- Bir Türbine Bağlı Desalinasyon Tesisinin Üreteceği Su → 49.880m³/d=10,97mgd
- Elektrik Gücündeki Düşüş (110 – 82,950) → 27,05 MW

6.3.2 Maliyet Hesapları

Maliyet hesapları dördüncü bölümde anlatılan metodların bir bölümü kullanılarak yapılacaktır. Metodların hepsinin kullanılmamasının sebebi bir bölümünün özellikle karşı basınç türbini olduğu durumlar için yapılmış olmasıdır. Metodlara geçmeden önce desalinasyon tesisinin ısı ve enerji kullanımlarının ve bunların birim maliyetlerinin hesaplanmasının faydalı olacağı görüşündeyiz.

6.3.2.1 Isı ve Enerji Kullanımları ile Birim Maliyetleri

1 MSF ünitesi için

Güç Kullanımı : 31.822 m³/d kapasiteli MSF prosesi kullanan tesiste güç kullanımının (Gd) 4.773,0 kW olduğunu biliyoruz (Wade, 2001). Buradan hareketle,

$$31.822 \text{ m}^3/\text{d} \rightarrow 4773,0 \text{ kW ise}$$

$$\underline{49.880 \text{ m}^3/\text{d} \rightarrow \text{Gd kW}}$$

$$\text{Gd} = 7.481 \text{ kW}$$

$$\text{Birim güç kullanımı, } g_d = \frac{7.481 \times 24}{49.880} = 3,6 \text{ kWh/m}^3$$

Güç Kullanımı $g_d = 3,6 \text{ kWh/m}^3$ (Başka bir kaynakta performans oranı 10 olan bir tesisinin 3,63 kWh/m³ güç kullanımı ile çalışması değerimizi doğrulamaktadır (Kamal ve Sims, 1997)).

$$\text{Isı Kullanımı (Qw)} = 297 \text{ Mj/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Yıllık Su Üretimi (Ew)} &= Ewd * 365 \text{ gün} * k \quad (\text{Yük faktörü, } k = 0.9 \text{ alınmıştır.}) \\ &= 49.880 * 365 * 0,9 = 16.385.580 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Mevcut Tesis (1 Türbine Göre)

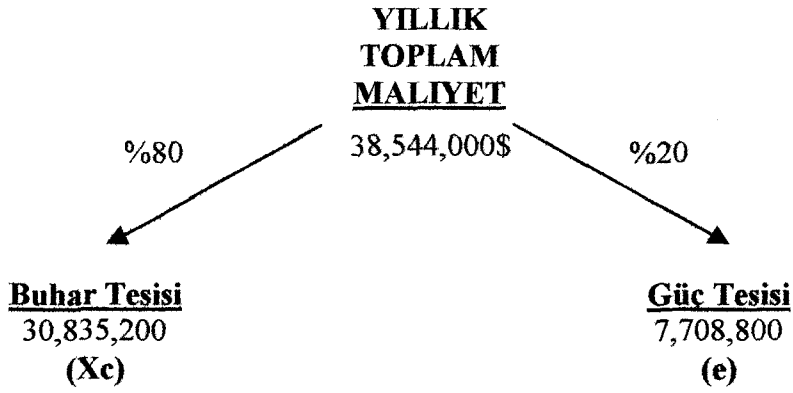
$$\begin{aligned}\text{Mevcut Yıllık Toplam Güç Üretimi} &= 110.000 * 24 * 365 * 0,8 \\ &= 770.880.000 \text{ kWh}\end{aligned}$$

(elektrik üretimi için yük faktörü %80 alınmıştır.)

Ambarlı Tesisindeki **Elektrik Üretim Birim Maliyeti** (Ce) = 5 c/kWh (Erdem, 2001)

$$\text{Yıllık Toplam Maliyet (Xt) } = 5 * 770.880.000 = 38.544.000 \$$$

Toplam maliyeti %80'i buhar tesisine, %20'side güç tesisine düşecek şekilde bölebiliriz. Aslında mevcut santrallarda bu oran tam tersidir. Yani maliyetin %80'i güç, %20'si buhar tesisine aittir. Fakat bunlarda tüm yakıt maliyeti güç tesisine aitmiş gibi düşünülür. Bizim amacımız kazandan çıkan buhara bir değer biçmek olduğundan yakıt maliyetinin hepsini buhar tesisine ait olarak düşünüyoruz. Bu şekilde maliyetin %80'ini buhar tesisi oluşturmaktadır Bu oranlar KentSA Santral işletme müdürü Kürşat Büyüktuğ ile yapılan görüşmede alınan bilgilere dayanmaktadır. Buna göre toplam maliyetin bölünmesi şekil 6.6'da görülebilir.



Şekil 6.6 : Yıllık Toplam Maliyetin Bölünmesi

110 MW'lık bir türbinin bir yılda çekeceği buhar miktarı (Eb) =

$$\begin{aligned}
 &= N * 86.400 * k \left(\frac{kJ}{s} \times \frac{s}{yil} \right) \text{ (Yük faktörü, k, 0.8 alınmıştır).} \\
 &= 110.000 * 60 * 60 * 24 * 365 * 0,8 = 2,775168 * 10^{12} \text{ kJ / yıl} \\
 &= 2.7752 * 10^6 \text{ Gj/yıl.}
 \end{aligned}$$

Buhar Birim Maliyeti (Cb) = Xc / Eb

$$= \frac{30.835.200}{2,7752 \times 10^6} \left(\frac{\$/yil}{Gj/yil} \right) = 11.11 \$/Gj$$

1 Gj = 1000 Mj

1000 Mj → 11.11 \$ ise

297 Mj → Cbw \$

$$Cbw = 3,3$$

Metreküp Başına Buhar Maliyeti (Cbw) = 3.3 \$/m³

$$\begin{aligned} \text{Güç Birim Maliyeti (Sade Güç Tesisi İçin)} &= \frac{e}{Ee} \\ &= \frac{7.708.800}{770.880.000} \left(\frac{\$/\text{yil}}{\text{kWh}/\text{yil}} \right) = 0,01 \$/\text{kWh} \end{aligned}$$

Güç Birim Maliyeti (Sade Buhar Tesisi İçin) = Yılda Kullanılan Buhar / Yıllık Güç

$$= \frac{Eb}{Ee} = \frac{2,7752 \times 10^6 \text{ Gj} / \text{yil}}{770.880.000 \text{ kWh} / \text{yil}} = 3,6 * 10^{-3} \text{ Gj/kWh}$$

$$\rightarrow 3,6 * 10^{-3} (\text{Gj/kWh}) * 11,11 (\$/\text{Gj}) = 0,04 \$/\text{kWh}$$

Cift Maksatlı Tesis

Çift maksatlı tesisi sade elektrik üretimi durumu ile kıyasladığımızda 27 MW'lık düşüş olduğunu görüyoruz. Yani çift maksatlı tesisin elektrik üretimi 83 MW'dır. Buna göre birim elektrik maliyetinde de bir artış olacaktır. Bunu hesaplırsak,

Güç tesisinin kullandığı buhar birim maliyetinin değişmesi için bir neden yok.

$$\text{Güç Birim Maliyeti (Sade Güç Tesisi İçin)} = \frac{e}{Ee}$$

$$Ee = N_2 * 8760 * k = 83.000 * 24 * 365 * 0,8 = 581.664.000 \text{ kWh} / \text{yil}$$

$$\rightarrow \frac{e}{Ee} = \frac{7.708.800}{581.664.000} \left(\frac{\$/\text{yil}}{\text{kWh}/\text{yil}} \right) = 0,0133 \$/\text{kWh.}$$

Elektrik Üretim Birim Maliyeti = 0,04 + 0,0133 = 0,0533 \$/kWh = 0,0533 \$/kWh olmuştur.

Bulunan tüm değerler Çizelge 6.8'de verilmiştir.

Çizelge 6.8 : Tesis ile İlgili Bulunan Değerler.

1 MSF Ünitesi'nin		
Kapasitesi	Ewd	49.880 m ³ /d = 10,97 mgd
Performans Oranı	PR	7,8 (Pound / 1000 BTU)
Güç Kullanımı	g _d	3,6 kWh / m ³
Isı Kullanımı	Qw	297 Mj / m ³
Yük Faktörü	k	0,9
Yıllık Su Üretimi	Ew	16.385.580 m ³ = 3.147 mgd
Mevcut Tesis'in (1 Türbine Göre)		
Yük Faktörü	k	0,8
Mevcut Yıllık Toplam Güç Üretimi	Ee	770.880.000 kWh / yıl
Elektrik Üretim Birim Maliyeti	Ce	0,05 \$ / kWh
Yıllık Toplam Maliyet	Xt	38.544.000 \$ / yıl
Buhar Tesisine Ait Maliyet	Xc	30.835.200 \$ / yıl
Güç Tesisine Ait Maliyet	e	7.708.800 \$ / yıl
110 MW'lık bir türbinin bir yılda çekeceği buhar miktarı	Eb	2,7752 * 10 ⁶ Gj/yıl
Buhar Birim Maliyeti	Cb	11,11 \$ / Gj
Metreküp Başına Buhar Maliyeti	Cbw	3,3 \$ / m ³
Güç Birim Maliyeti (Sade Güç Tesisi İçin)		0,01 \$ / kWh
Güç Birim Maliyeti (Sade Buhar Tesisi İçin)		0,04 \$ / kWh
Çift Maksatlı Tesis'de		
Elektrik Gücündeki Düşüş	N _d	27 MW
Mevcut Güç Değeri	N ₂	83 MW
Güç Birim Maliyeti (Sade Güç Tesisi İçin)		0.0133 \$ / kWh.
Elektrik Üretim Birim Maliyeti	Ce	0.0533 \$ / kWh
Yıllık Güç Üretimi (83 MW)	Ee	581,664,000 kWh / yıl

6.3.2.2 Amortisman Metodu İle Maliyet Hesaplanması

Hesaplarda kullanılan bazı değerler bir önceki bölümde hesaplanmış ve Çizelge 6.8'de sunulmuştur. Bunlar dışında bu metod için gerekli değerlerin başında 1 MSF ünitesinin yatırım maliyeti (kapital) gelmektedir. Bunun için üç kaynaktan elde edilen verilerin ortalaması alınmıştır. Bunları bizim tesis kapasitemize göre uyarlayarak sıralarsak; (M = Yatırım maliyeti)

$$31.822 \text{ m}^3/\text{d} \rightarrow 51,4 * 10^6 \$ \text{ (Wade, 2001).}$$

$$\underline{49.880 \text{ m}^3/\text{d} \rightarrow M_1}$$

$$M_1 = 80,568 * 10^6 \$$$

$$M_2 = 4 - 12 \$/\text{GPD} \text{ (Ali ve Nashar, 2001), ortalama bir değer alırsak,}$$

$$M_2 = 8 * 10,97 * 10^6 = 87,76 * 10^6 \$$$

$$20 \text{ mgd} \rightarrow 128,604 * 10^6 \$ \text{ (Kamal ve Sims, 1997).}$$

$$\underline{10,97 \text{ mgd} \rightarrow M_3}$$

$$M_3 = 70,53 * 10^6 \$$$

$$\begin{aligned} \mathbf{1 \text{ Desalinasyon tesisi yatırım maliyeti}} &= (M_1 + M_2 + M_3) / 3 \\ &= (80,568 + 87,76 + 70,53) * 10^6 / 3 \\ &= 79,62 * 10^6 \$ \end{aligned}$$

25 sene ömür (n) ve 0.08 faiz oranı (i) alarak yıllara göre amortisman dağıtırsak;

$$A = P \left[\frac{(1+i)^n \times i}{(1+i)^n - 1} \right]$$

$$A = 79,62 \times 10^6 \left[\frac{(1.08)^{25} \times 0.08}{(1.08)^{25} - 1} \right]$$

$$A = 7,459 * 10^6$$

Kapital maliyetinin suyun metreküp fiyatına yansması: (Tesis Maliyeti)

$$= \text{Amortisman} / \text{Yıllık Su Üretimi}$$

$$= \frac{7,459 \times 10^6 \text{ \$}}{16.385.580 \text{ m}^3} = 0,455 \text{ \$ / m}^3$$

Su birim maliyetinin bulunuşu Çizelge 6.9'da gösterilmektedir. Desalinasyon tesisinin genel işletme – bakım, yedekler ve kimyasalarının maliyeti Wade'in (2001) üç ana prosesi karşılaştırdığı çalışmasından alınmıştır.

Çizelge 6.9 : Kapital ve İşletme Maliyetleri ile Suyun Birim Maliyetinin Bulunması

Desalinasyon Tesisi Kapasitesi	49,880 m ³ /d
Yük Faktörü	%90
Enerji Maliyeti	11,11 \$ / Gj
Elektrik Maliyeti	0,0533 \$ / kWh
Faiz Oranı	% 8
Tesis Ömrü	25 yıl
Kapital Maliyeti	79,62 * 10 ⁶ \$
Güç Kullanımı	3,6 kWh / m ³
\$ / m³ Olarak Birim Maliyetler	
Kapital Yüklenimi	0,455
Enerji	
Isı (Cbw)	3,3
Elektrik	0,19
İşletme ve Bakım	0,126
Yedekler, vs	0,082
Kimyasallar	0,024
Toplam	Cw = 4,177 \$ / m³

6.3.2.3 Elektrik Üretimindeki Düşüşün Suyun Maliyetine Yansıtılması

Desalinasyon ünitesinden dolayı elektrik üretiminde meydana gelen düşüş 27 MW olarak bulunmuştur. Bu kaybın değerini desalinasyon ünitesine giren ısı enerjisine eşitleyebiliriz. Bunu hesaplama için elektrik satış fiyatını (P_e) 0,08 \$ / kWh alacağız.

$$\begin{aligned} \text{Meydana gelen yıllık üretim kaybı} &= E_d = N_2 * 8.760 * k \\ &= 27.000 * 24 * 365 * 0,8 \\ &= 189.216.000 \text{ kWh} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Yıllık Kayıp Tutarı (X}_L\text{)} &= E_d * P_e \\ &= 189.216.000 \text{ kWh} * 0,08 \$ \\ &= 15.137.280 \$ \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Birim Enerji Maliyeti (C}_{bw}\text{)} &= \text{Yıllık Kayıp Tutarı (X}_L\text{)} / \text{Üretilen Su Miktarı (E}_w\text{)} \\ &= 15.137.280 \$ / 16.385.580 \text{ m}^3 \\ &= 0,924 \$ / \text{m}^3 \end{aligned}$$

Çizelge 6.10'da birim ısı enerjisi olarak bulduğumuz değer kullanılarak suyun metreküp maliyeti hesaplanmıştır.

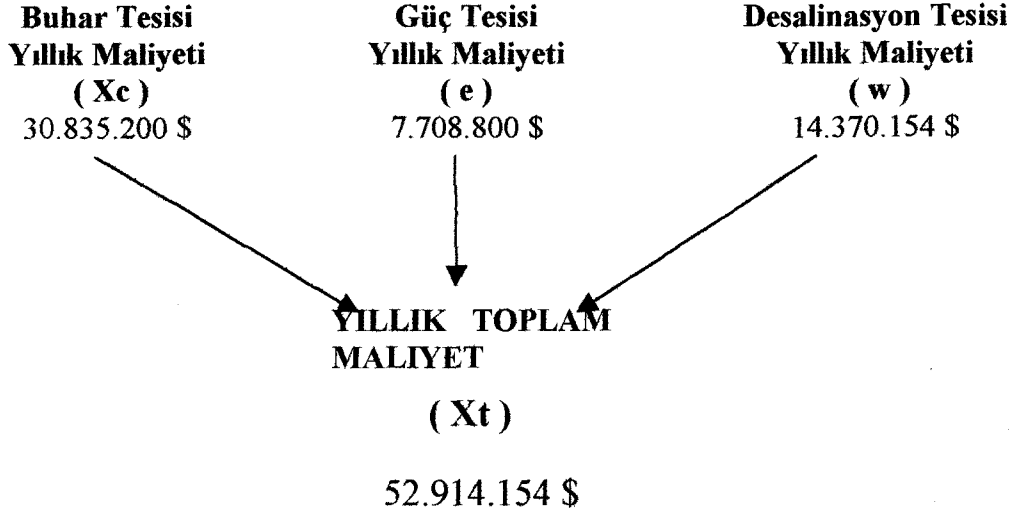
Çizelge 6.10: Suyun Maliyetinin Hesaplanması

\$ / m³ Olarak Birim Maliyetler	
Kapital Yüklenimi	0,455
Enerji	
Isı	0,924
Elektrik	0,19
İşletme ve Bakım	0,126
Yedekler, vs	0,082
Kimyasallar	0,024
Toplam	1,801 \$ / m³

6.3.2.4 B Metodu : Sade Elektrik Üretimine Göre Hesap

Metoda göre maliyeti hesaplamaya geçmeden önce çift maksatlı tesisin yıllık toplam maliyetini (X_t) bulmalıyız, ve bu maliyeti sade elektrik tesisine ait maliyet (e), sade su tesisine ait maliyet (w), ve ortak maliyet (X_c) olarak ayrı ayrı hesaplamalıyız. Şekil 6.7 bunu açıklamaktadır.

Desalinasyon tesisinin kullandığı ısı enerjisi dışındaki birim maliyetlerin toplamı 0.877 \$/m³tür. Dolayısıyla yıllık maliyeti de 14.370.154 \$'dır (0.877 * 16.385.580).



Şekil 5.7 : Yıllık Toplam Maliyetin oluşumu

Çift maksatlı tesisimizde $E_e = 83$ MW elektrik üretiyoruz.

Sadece elektrik üretseydik $E_e' = 110$ MW olacaktı.

$$p = \frac{E_e}{E_e'} = \frac{83}{110} = 0,755$$

Elektriğe yansıtılacak yıllık maliyet:

$$X_e = e + k * X_c = 7.708.800 + 0,755 * 30.835.200$$

$$X_e = 30.989.376$$

Suya yansıtılacak yıllık maliyet

$$X_w = w + (1-k) * X_c = 14.370.154 + (1 - 0,755) * 30.835.200$$

$$X_w = 21.924.778$$

$$\text{Üretilen Elektriğin Birim Maliyeti : } C_e = \frac{X_e}{E_e} = \frac{30,989,376}{581,664,000} = 0.0532 \text{ \$/kWh}$$

$$\text{Üretilen Suyun Birim Maliyeti : } C_w = \frac{X_w}{E_w} = \frac{21.924.778}{16.385.580} = 1.34 \text{ \$/m}^3$$

6.3.2.5 D Metodu : Tek Tesiste Aynı Gücün Üretilmesi Hali

Bu yönetime göre çift maksatlı tesiste üretilen elektrik miktarına eşdeğer üretim yapan bir tesisin aynı bölgede olması durumunda ki birim maliyetinin (C_e) bilinmesi gerekmektedir.

Bunun için daha büyük güç üretimine de sahip olan mevcut çalışan tesisin birim maliyetinden biraz daha yüksek ($C_e = 0.055 \text{ \$/kWh}$) alacağız. Bu maliyetle çalışan ve çift maksatlı tesisimizin kapasitesinde (83 MW) olan bir tesisin yıllık maliyetini (X_A) çift maksatlı tesiste üretilen elektriğin yıllık maliyetine denk alırsak;

$$\begin{aligned} X_A &= C_e * E_e \\ &= 0,055 (\text{\$/kWh}) * 581.664.000 \\ &= 31.991.520 \$ \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} X_w &= X_t - X_A \\ &= 52.914.154 \$ - 31.991.520 \$ \\ &= 20.922.634 \$ \end{aligned}$$

$$\text{Üretilen Suyun Birim Maliyeti : } C_w = \frac{X_w}{E_w} = \frac{20.922.634}{16.385.580} = 1,277 \text{ \$/m}^3$$

6.3.2.6 E Metodu (a) : Tek Tesiste Daha Fazla Güç Üretilmesi Hali

Bizim araştırmamız zaten mevcut olan bir tesise desalinasyon ünitesi eklemek olduğuna göre ve bunun sonucunda elektrik üretiminde bir düşüş meydana geldiğine göre santralin mevcut halini (110 MW) o yörede kurulabilececek daha büyük kapasiteli bir tesis olarak alabiliriz. Zira bizim tesisimiz řu an daha az elektrik üretiyor (83 MW).

Mevcut tek maksatlı tesiste elektrik üretim birim maliyeti, $C_e = 0,05 \$ / kWh$.

$$\begin{aligned} \text{Üretilen Gücün kredisi} &= C_e * E_e \\ &= 0,05 \$/kWh * 581.664.000 kWh \\ &= 29,083,200 \$ \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} X_w &= X_t - C_e * E_e \\ &= 52.914.154 \$ - 29,083,200 \$ \\ &= 23.830.954 \$ \end{aligned}$$

$$\text{Üretilen Suyun Birim Maliyeti : } C_w = \frac{X_w}{E_w} = \frac{23.830.954}{16.385.580} = 1,454 \$ / m^3$$

6.3.2.7 F Metodu

Su Kredisi Metodu :

Bu metod için suyun şebekeye satış fiyatının bilinmesi gerekiyor. Fakat İSKİ'ye gidilip yapılan görüşmeler maalesef olumsuz sonuçlandı. Bu sebepten buradaki fiyatı eve gelen su fiyatı olarak alıyoruz. Eve gelen suyun birim fiyatı 299,000 liradır, bu da yaklaşık 0.2 \$/m³ (Cw') etmektedir.¹⁰

$$X_e = X_t - (C_w' * E_w)$$

$$X_e = 52.914.154 \$ - (0,2 * 16.385.580)$$

$$X_e = 49.637.038 \$$$

$$\text{Üretilen Elektriğin Birim Maliyeti : } C_e = \frac{X_e}{E_e} = \frac{49.637.038}{581.664.000} = 0,0853 \text{ \$/kWh}$$

Elektrik Kredisi Metodu :

Şebekenin elektriği alış fiyatını 0,08 \$/kWh (Ce') olarak daha önce de kullanmıştık.

$$X_w = X_t - C_e' * E_e$$

$$= 52.914.154 \$ - (0,08 * 581.664.000)$$

$$= 6.381.034 \$$$

$$\text{Üretilen Suyun Birim Maliyeti : } C_w = \frac{X_w}{E_w} = \frac{6.381.034}{16.385.580} = 0,389 \text{ \$/m}^3$$

¹⁰ 1 \$ = 1,450,000 TL alınmıştır.

6.3.2.8 Bulunan Birim Maliyetlerin Yorumlanması

Çeşitli metodlara göre bulunan elektrik ve su birim maliyetleri çizelge 6.11'de özetlenmiştir.

Çizelge 6.11 : Elektrik ve Su Birim Maliyetleri

Maliyet Metodları	Elektrik Birim Maliyeti Ce (\$/kWh)	Su Birim Maliyeti Cw (\$/m ³)
Sade Elektrik Üreten Tesis	0,05	---
Amortisman Metodu	0,0533	4,177
Elektrik Üretimindeki Düşüşün Suyun Maliyetine Yansıtılması	0,0533	1,801
B Metodu	0,0532	1,34
D Metodu	0,055	1,277
E (a) Metodu	0,05	1,454
F Metodu		
Elektrik Kredisi	0,08	0,389
Su Kredisi	0,0853	0,2

Birim maliyetleri bulmak için kullandığımız metodları baştan itibaren yorumlarsak; öncelikle bizim ele aldığımız örneğin bazı metodların uygulanması ile tam örtüşmediğini söylemek gerek. Zira bu tip maliyet hesapları ihtiyaca göre kurulmuş ya da kurulması planlanan bir çift maksatlı tesis için yapılmaktadır. Bizim örneğimizin hazır kurulu bir elektrik santrali olması ve bu santrale bir desalinasyon ünitesi ekleyecek olmamız bazı açılardan farklılık yaratmaktadır.

Mevcut çalışan tesisin 0,05 \$/kWh birim maliyeti ile elektrik ürettiğini biliyoruz. Biz bu tesise desalinasyon tesisi eklediğimizde elektrik üretiminde belli bir düşüş meydana gelmesi çok doğal. Fakat bu noktada elektrik birim maliyetinin amortisman metodunda da görüldüğü gibi direkt artması gerekiyor. Çünkü düşünüldüğünde mevcut tesisin 110 MW'lık kapasitesine göre bir yatırım zaten yapılmış ve amortismanı ayrılmış durumda, yine bakım maliyetleri 110 MW'lık

tesis büyüklüğü ile doğru orantıda olacak, üretimdeki düşüş ile sadece kullanılan buhar maliyeti paralel olarak düşecek. Bunları dikkate alarak elektrik birim maliyetini 0,0533 \$/kWh olarak hesapladık.

Amortisman metodunda hesaplanan su birim maliyeti ise 4,177 \$/m³ gibi oldukça yüksek bir değer çıktı. Bu metodu her ne kadar literatürde olduğu ve hesaplanması gerekli görüldüğü için hesaplasak da sistemimiz için biraz anlamsız durmaktadır. Zira metoda göre desalinasyon tesisinin kullandığı buhar maliyeti hesaplanırken kazanda üretilen yüksek basınç ve sıcaklıktaki buharın birim maliyetini kullanıyoruz. Oysa biz buharı direkt kazandan değil türbinde belli bir genişleme yaptıktan sonra kullanıyoruz. Dolayısıyla burada çıkan yüksek fiyat yanıltıcıdır.

Görüşümüz, böyle sonradan bir desalinasyon tesisi çalışan bir santrale eklendiğinde elektrik üretimindeki meydana gelen düşüşün işletmeye verdiği kaybın desalinasyon tesisinin kullandığı buhar maliyetine yansıtılmasının çok daha mantıklı olacağıdır. Bu şekilde yapılan hesapta su birim maliyeti 1,801 \$/m³ çıkmıştır. Fakat burada da unutulmaması gereken nokta sade elektrik tesisin belirlenen kapasitede çalıştığının varsayılmasıdır. Aksi takdirde kayıp beklenenden az olacak ve dolayısıyla su birim maliyeti de düşecektir.

B metodu ise bir önceki metoda benzerlik göstermektedir. Yine sade elektrik tesisinin belirlenen kapasitede çalışması durumunda, desalinasyon tesisi dolayısıyla meydana gelen kaybı başka bir açıdan maliyetlere yansıtmakta, fakat burada kayıp olarak direk elektrik üretim kaybı alınıyor, bir önceki metotta olduğu gibi kayıp satış fiyatı ile çarpılarak parasal bir değer haline getirilmiyor.

D metodunda ise çift maksatlı tesisimizde üretilen elektrik miktarına eşdeğer elektrik üreten aynı bölgedeki bir tesisin birim elektrik maliyeti kullanılarak işlem yapılması isteniyor. Böyle bir tesis olmadığından biz bu değeri orjinal 0,05 \$/kWh fiyatının biraz üzerinde 0,055 \$/kWh olarak aldık.

E metodunda aynı kazanın bir sade elektrik üreten tesisi beslemesi durumunda üretilecek elektrik ve oluşacak birim maliyet isteniyordu. Zaten biz mevcutta var olan böyle bir tesisi çift maksatlı hale getirdiğimiz için mevcut değerleri hesaplamalarda kullandık.

F metodunda ise suya ve elektriğe birer fiyat vererek hesaplama yapıldı. Yani elektrik maliyeti olarak şebekeye satış fiyatını aldığımız zaman su maliyeti düştü, kar suyun üzerinde kalmış oldu. Bunun tam tersini de suya fiyat vererek yaptık.



7 SONUÇ

İnsan için, yaşam için çok önemli ve gerekli bir kaynak olan su dünya da bir çok doğal kaynaktan sağlanabildiği gibi, bu kaynaklara erişemeyen bölgelerde de çok büyük sorun teşkil etmektedir. Suyun yaşam için kesinlikle gerekli olması, her ne pahasına olursa olsun elde edilmesini zorunlu kılar.

Suyun doğal kaynaklardan elde edilemediği durumlarda en çok başvurulan yöntem desalinasyondur. Çalışmamızda bu yöntemin dünyadaki kullanımını ve çeşitlerini geniş bir şekilde anlattık. Geline sonuç, desalinasyon yöntemlerinin çeşitlerine, kullanım yerlerine, ve istenen kaliteye göre maliyetlerinde farklılıklar gösterdikleridir. Yinede ne kadar farklılık gösterirlerse gösterebilirler hiç bir yöntem doğal kaynaklardan su eldesinden ucuz değildir. Aslında bu yorum da tam olarak doğru sayılmaz. Zira doğal kaynağın sizin suyu ulaştırmak istediğiniz bölgeye uzaklığında çok önemli bir kriterdir. İşte çalışmamızın dayanak noktalarından biri de budur.

Ülkemiz doğal su kaynakları açısından zengin sayılabilir. Fakat bu kaynakların özellikle ilerleyen yıllarda bazı kalabalık bölgeler için yetmeme olasılığı düşünülürse uzaklardan su getirmenin maliyeti ile bir desalinasyon tesisinde üretilen suyun maliyeti yarışabilir duruma gelebilir.

Çalışmamızda mevcut bir santrale desalinasyon tesisi ekleyerek, oluşacak maliyetleri hesapladık. Bunun için Ambarlı elektrik santralında fuel – oil kullanan bölümde ki her biri 110 MW olan üç eş türbini ele aldık. Desalinasyon tesisinde de çift maksatlı santrallarda kullanmak için en uygun olduğu belirlenen, MSF prosesini kullandık. Her bir türbine bir MSF ünitesi bağlandı.

Çalışmanın sonucunda desalinasyon tesisi eklenmesi durumunda elektrik üretiminin 110 MW'tan 83MW'a düştüğünü görüyoruz. Bu 27 MW'lık düşüğe karşılık ise günde 1 MSF ünitesinden 49.880 metreküp su üretilecek. Üç türbine de desalinasyon tesisi eklememiz halinde günde 149.640 metreküp su üretebilecek kapasiteye sahip olacağız. Çalışmamızın içerdiği ve pek tabii ki böyle bir sistemin uygulanması gündeme geldiğinde ilgililerin yoğunlaşacağı bir

diğer konu ürünlerin fiyatlandırılmasıdır. Dizayn ettiğimiz sistem için su ve elektrik birim maliyetlerini çeşitli metodlar kullanarak bulduk.

Bu metodlarda bulunan anlamlı maliyetler $1,2 - 1,8 \text{ \$/m}^3$ fiyat aralığında değişmektedir. Evimize gelen suyun vergi, atık su, bakım gibi eklentiler hariç metreküp fiyatının $0,2 \text{ \$}$ düzeyinde olduğunu düşünürsek desalinasyon ile su üretmek oldukça maliyetli gözükmektedir. Ortaya çıkan bu yüksek maliyet bizim yaptığımız çalışmaya has bir durum değildir. Dünyadaki desalinasyon tesislerine baktığımızda birim maliyetlerin bu değerler civarında olduğu gözlenmektedir.

Her ne kadar bulunan anlamlı maliyetler olarak $1,2 - 1,8 \text{ \$/m}^3$ aralığını versek de hesaplanan F metodunu gözardı etmemek gerekmektedir. Bu metod su kredisi ve elektrik kredisine göre yapılan hesapları içermektedir. Yani tesis bir bütün olarak ele alınmakta, fakat kar tamamen elektriğin yada tamamen suyun üzerine bırakılmaktadır. Anlaşılacağı gibi izlenen politikalara göre buradaki değerler geçerli olabilir. Özellikle belediyeler izledikleri politikaya bağlı olarak tesisin karını bir ürüne geçirmeleri halinde çok farklı fiyatlar ortaya çıkmaktadır. Örneğimizde de görüldüğü gibi elektrik kredisi metodunda su birim maliyeti $0,389 \text{ \$/m}^3$ çıkmıştır. Bu değer eve gelen suyun fiyatına ($0,2 \text{ \$/m}^3$) oldukça yakındır.

Sonuç olarak desalinasyon ile su elde etmek pahalı bir yöntemdir. Fakat unutulmamalıdır ki, eğer gerekiyorsa su üretebilmek için her türlü maliyete katlanılabilmektedir.

KAYNAKLAR

- Armenta-Deu, C., (2001), "Effects of Temperature and Salt Concentration on Distilled Water Production", *Renewable Energy*, 25: 281-292.
- Aybers, N., ve Şahin, B., *Enerji Maliyeti*, Yıldız Teknik Üniversitesi Yayını, 299, İstanbul.
- Bakish, R., (1973), *Desalination – Challenge and Opportunity*, Noyes Data Corporation, London.
- Bayülken, A., (1970), *Çift Maksatlı Nükleer Tesisleri Optimal Boyutlandırma Metodları ve Elde Edilecek Ürünlerin Fiyatlandırılması*, Yüksek Lisans Tezi, İTÜ, İstanbul.
- Berk, N., (2000), *Finansal Yönetim*, Türkmen kitabevi, İstanbul.
- Dajnak, D., ve Lockwood, F. C., (2000), "Use of Thermal Energy from Waste for Seawater Desalination", *Desalination*, 130: 137-146
- Dalyannis, (1972), *Nuclear Energy Centres and Agro – Industrial Complexes*, International Atomic Energy Agency – Technical Report Series, 140: 9-12.
- Darwish, M. A., (1997), "Energy Consumption and Costs with a Multi-Stage Flashing (MSF) Desalting System", *Desalination*, 109: 285-302.
- Darwish, M. A., (2001), "On Electric power and Desalted Water Production in Kuwait", *Desalination*, 138: 183-190.
- Darwish, M.A., (1988), "Cogeneration power – desalination plants", *Desalination*, 69: 27-46.
- El – Nashar, A. M., (2001), "Cogeneration for power and desalination – state of the art review", *Desalination*, 134: 7 – 28.
- El-Nashar, A. M., (2001), "Cogeneration for Power and Desalination – State of the Art Review", *Desalination*, 134: 7-28
- Eyice, S., (1971), *Isı Ekonomisi*, İstanbul Teknik Üniversitesi, İstanbul.
- Farigon, M., (2001), "Process Control of Larnaca 51,000 m³/d deniz suyu RO tesisi", *Desalination*, 138: 1-4
- Hamed, O. A., Mohammad AK., Al-Sofi, İmam M., Mustafa G. M., Bamardauf, K., Al-Washmi, H., (2001), "Simulatipn of Multistage Flash Desalination Process", *Desalination*, 134: 195-203.

Hasan Hüseyin Erdem ile yapılan görüşmede alınan bilgiler.

Hoey, D., Coleman, M., Arakel, A., ve Ahmed, M., (2001), "Integrated Power, Water and Salt Generation: A Discussion Paper", *Desalination*, 134: 37-45.

Kamal, I. ve Sims, G. V., (1997), "Thermal cycle and financial modeling for the optimization of dual-purpose power-cum-desalination plants", *Desalination*, 109: 1-13.

KentSA Santral İşletme Müdürü Kürşat Büyüktuğ ile yapılan görüşmede alınan bilgiler, (2001).

Kirkwood, L., (1992), "Full Speed Ahead in Abu Dhabi", *Middle East Economic Digest*, 36: 1-16.

Liberman, M., (2001), "Larnaca Desalination Plant", *Desalination*, 138: 293-295.

Maheshwari, G. P., Al-Ramadhan, M., ve Al-Abdulhadi, M., (1995), "Energy Requirement of Water Production in Dual-Purpose Plants", *Desalination*, 101: 133-140.

Maheshwari, G.P., Al-Ramadhan, M. Al-Abdulhadi, M., (1995), "Energy Requirement of Water Production in Dual-Purpose Plants", *Desalination*, 101: 133-140.

Martinez, L., ve Diaz, F. J. F., (2001), "Theoretical and Experimental Studies on Desalination Using Membrane Distillation", *Desalination*, 139: 373-379.

Mazzotti, M., Rosso, M., Beltramini, A., Morbidelli, M., (2000), "Dynamic Modelling of Multistage Flash Desalination Plants", *Desalination*, 127: 207-218.

Mesa, A. A., Gomez, C. M., ve Azpitarte, R. U., (1996), "Claudio Miguez Gomez, ve Ramon Urcelay Azpitarte, Energy saving and desalination of water", *Desalination*, 108: 43-50.

Moatty, N., (2001), "Water Management and Desalination in Israel", *Desalination*, 136: 101-104.

Morris, R. M., (1993), "The development of multistage flash distillation process : A designer's viewpoint", *Desalination*, 93: 57-68.

Öztürk, F., (1985), Ambarlı Termik Santrali Yakıt Sisteminin Fuel-Oil'den Doğal Gaza Dönüştürülmesinin Araştırılması, Yüksek Lisans Tezi, YTÜ, Fen Bilimleri Enstitüsü.

Rimberg, D., (1974), Utilization of Waste Heat from Power Plants, *Pollution Technology Review*, 14, *Energy Technology Review*, 3, England.

Sciencetech, Inc., "Steam Tables" adlı program.

Stevenson, D., (1997), *Water Treatment Unit Processes*, London.

Tahri, K., (2001), "The Prospects of Fresh Water Supply for Tan Tan City from non-conventional Water Resources", *Desalination*, 135: 43-50.

Uche, J., Serra, L., Valero, A., (2001), “Thermoeconomic optimization of a dual-purpose power and desalination plant”, *Desalination*, 136: 147-158.

Wade, N. M., (2001), “Distillation Plant Development and Cost Update”, *Desalination*, 136: 3-12.

İNTERNET KAYNAKLARI

- (1) www.saudif.com/main/y2143.htm
- (2) <http://english.peopledaily.com.cn/china/home.html>
- (3) www.ida.bm/pages/publications/plant_inventory.htm



ÖZGEÇMİŞ

Doğum Tarihi	03.12.1976	
Doğum Yeri	İstanbul	
Lise	1987-1994	Özel Doğuş Lisesi
Lisans	1994-1999	Yıldız Teknik Üniversitesi Makina Fakültesi Makina Mühendisliği Bölümü
Yüksek Lisans	1999-Devam Ediyor	Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Makina Müh. Anabilim Dalı, Enerji Makinaları Programı
Yüksek Lisans	1999-Devam Ediyor	Yıldız Teknik Üniversitesi Sosyal Bilimler Enstitüsü, İşletme Anabilim Dalı, İşletme Yönetimi Programı

Çalıştığı Kurumlar

1999

Teknodizayn Plastik Sanayi