

**KOCAELİ ÜNİVERSİTESİ  
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**KİMYA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI**

**YÜKSEK LİSANS TEZİ**

**ELEKTRİK SANTRALLERİNDE MALİYET DÜŞÜRME VE  
SİSTEM İYİLEŞTİRME ÇALIŞMALARI**

**KEREM GÜROL**

**KOCAELİ 2019**

KOCAELİ ÜNİVERSİTESİ  
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

KİMYA MÜHENDİSLİĞİ  
ANABİLİM DALI

YÜKSEK LİSANS TEZİ

ELEKTRİK SANTRALLERİNDE MALİYET DÜŞÜRME VE  
SİSTEM İYİLEŞTİRME ÇALIŞMALARI

KEREM GÜROL

Prof. Dr. Osman BOZDAĞ  
Danışman, Kocaeli Üniversitesi  
Doç. Dr. Oğuzhan İLGEN  
Jüri Üyesi, Kocaeli Üniversitesi  
Dr. Öğr. Üyesi Derya ÜNLÜ  
Jüri Üyesi, Bursa Teknik Üniversitesi

  
.....  
.....  
.....

Tezin Savunulduğu Tarih: 29.11.2019

## **ÖNSÖZ VE TEŞEKKÜR**

Teknolojinin gelişmesiyle üretim ve enerjiye olan ihtiyaç artmıştır. Sınırlı sayıda kaynaklardan üretilen enerjinin devamlılığının sağlanabilmesi için farklı kaynaklar araştırılması gerektiği gibi var olan kaynakları da daha verimli ve daha ekonomik hale getirmek hem rekabetçi şartların hem de arz fazlalığının getirdiği doğal bir sonuç olmuştur.

Elektrik santralleri inceleyip bu konuda maliyet düşürme ve sistem iyileştirme konularında çalışma fırsatı veren değerli hocama teşekkür ederim. Ayrıca, bu ürünün ortaya çıkabilmesi için her aşamasında bana destek veren eşime de sonsuz minnet duygularımı sunarım.

Kasım-2019

Kerem GÜROL

## İÇİNDEKİLER

ÖNSÖZ VE TEŞEKKÜR .....	i
İÇİNDEKİLER.....	ii
ŞEKİLLER DİZİNİ.....	iv
TABLOLAR DİZİNİ .....	v
SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ .....	vi
ÖZET.....	viii
ABSTRACT .....	ix
GİRİŞ .....	1
1. GENEL BİLGİLER.....	3
1.1. Çalışma Yapılan Santrale Genel Bakış .....	7
1.2. Ana Sistemler .....	8
1.2.1. Gaz türbini ve jeneratörü .....	8
1.2.2. Atık ısı kazanı.....	11
1.2.3. Buhar türbini ve jeneratörü.....	14
1.2.4. Ana buhar sistemi .....	16
1.2.5. Kondensat sistemi.....	18
1.2.6. Besleme suyu sistemi .....	19
1.2.7. Ana soğutma suyu sistemi .....	21
1.2.8. Doğal gaz.....	25
1.2.9. Kapalı çevrim soğutma suyu .....	26
1.2.10.Ham ve demineralize su .....	27
1.2.11.Enstrüman havası (basınçlı hava sistemi) .....	29
1.3.Santralde Azot Gazı Kullanımı .....	30
1.4.Santralde Hidrojen Gazı Kullanımı.....	32
2. MALZEME VE YÖNTEM.....	35
2.1. Santral Atıksuların Değerlendirilmesi.....	35
2.1.1. Kimyasal ön çöktürme.....	36
2.1.2. Laboratuvar testlerinde izlenen metod ve alüminyum karakteristiği.....	37
2.1.3. Nanofiltrasyon (NF) ile yapılan deney .....	39
2.1.4. İyon değişimi yöntemi ile yapılan deney.....	40
2.1.5. Kuvvetli asidik katyon reçineleri.....	41
2.2. Santral Devreye Alımlarında Çalışan Bloktan Buhar Tedariği.....	48
2.3. Santral İşletmeciliğinde Yapılan İyileştirmeler.....	48
3. BULGULAR VE TARTIŞMA .....	49
3.1. Santral Atıksuların Değerlendirilmesi.....	49
3.1.1. Proses seçiminde dikkat edilecek teknik kriterler .....	55
3.1.2. Proses seçimi .....	58
3.1.3. Maliyet analizi .....	61
3.1.4. Geri ödeme süreleri .....	62
3.2. Azot Jeneratörü Kurulumu .....	67
3.2.1. Santralde azot üretim yöntemi seçimi .....	68
3.3. Hidrojen Jeneratörü Kurulumu.....	73

3.3.1. Santralde hidrojen üretim yöntemi seçimi.....	73
3.3.2. Hidrojen tüketimi ve maliyetleri .....	74
3.4. Santral Devreye Alımlarında Çalışan Bloktan Buhar Tedariği.....	76
3.4.1. Buhar tedarikinin etkileyeceği start aşamaları .....	77
3.4.2. Start çeşitleri.....	77
3.4.3. Start analizleri.....	77
3.5. Santral İşletmeciliğinde Kullanılan Kimyasalların Değişimleri .....	84
3.5.1. Reagent maliyeti düşürülmesi .....	85
4. SONUÇLAR VE ÖNERİLER .....	87
KAYNAKLAR .....	89
KİŞİSEL YAYIN VE ESERLER .....	94
ÖZGEÇMİŞ .....	95



## ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil 1.1. Elektrik santralleri sınıflandırılması .....	3
Şekil 1.2. İdeal rankine çevrimi .....	5
Şekil 1.3. Doğalgaz kombine çevrim santralinin görüntüsü .....	8
Şekil 1.4. Bakım yapılan gaz türbini .....	9
Şekil 1.5. Gaz türbini kesiti.....	10
Şekil 1.6. Atık ısı kazanı .....	12
Şekil 1.7. Atık ısı kazanının diğer sistemlerle ilişkisi.....	14
Şekil 1.8. Buhar türbini .....	15
Şekil 1.9. Soğutma kulesi.....	25
Şekil 1.10. Doğal gaz ölçme ve basınç kontrol istasyonu.....	26
Şekil 1.11. Su arıtma ters ozmoz ünitesi .....	29
Şekil 1.12. Enstrüman havası kompresörleri.....	30
Şekil 1.13. Korozyon Oluşumu.....	31
Şekil 2.1. Santral içerisindeki atıksu geri kazanım yolları.....	35
Şekil 2.2. Ph'a göre alüminyum hidroksit bileşiğinin iyon yükü.....	38
Şekil 2.3. Ph'a göre alüminyum hidroksit çözünürlüğü.....	38
Şekil 2.4. Drumlardan gelen suya bağlanmış zeolit reçine kolonu .....	43
Şekil 2.5. Drumlardan gelen suya bağlanmış aquamandix reçine kolonu .....	45
Şekil 2.6. Drumlardan gelen suya bağlanmış katyon reçine kolonu .....	47
Şekil 3.1. Santral içerisindeki atıksu desarjları .....	55
Şekil 3.2. Laboratuvarda yapılan testte çökelen fosfat tuzları .....	56
Şekil 3.3. Atık suyu mevcut arıtmaya geri döndürebilmek için ön proses .....	59
Şekil 3.4. Program çıktıları şematik gösterimi.....	60
Şekil 3.5. Atık sudan saf su üretme prosesi .....	61
Şekil 3.6. Net bugünkü değer ve iç verim oranı.....	66
Şekil 3.7. Debi ve saflığa göre azot tedarigi .....	68
Şekil 3.8. Membran tipli azot jeneratörü.....	69
Şekil 3.9. PSA azot jeneratörü .....	69
Şekil 3.10. PSA azot jeneratörü çalışma prensibi .....	70
Şekil 3.11. Kurulan azot jeneratörü.....	71
Şekil 3.12. Elektrolizin gerçekleşme olayı.....	74

## TABLolar DİZİNİ

Tablo 1.1. 2016 yılı doğalgaz tüketimleri .....	6
Tablo 2.1. Laboratuvarda yapılan jar test.....	36
Tablo 2.2. 0,45 µ filtrede alüminyum ve fosfat giderim performansı.....	39
Tablo 2.3. Zeolit reçinede alüminyum ve fosfat giderim performansı .....	43
Tablo 2.4. Aquamandix kimyasal özellikleri .....	44
Tablo 2.5. Aquamandix fiziksel özellikleri.....	44
Tablo 2.6. Aquamandix reçinede alüminyum ve fosfat giderim performansı .....	45
Tablo 2.7. Demir Mangan filtresi özellikleri .....	46
Tablo 2.8. Demir-Mangan filtresinde alüminyum-fosfat giderim performansı .....	46
Tablo 2.9. Katyonik reçine kimyasal ve fiziksel özellikleri.....	47
Tablo 2.10. Katyonik reçinede alüminyum ve fosfat giderim performansı .....	48
Tablo 3.1. Termik santraller tarafından deşarj edilen atıksu miktarı .....	51
Tablo 3.2. Termik santrallere ait atıksu arıtma tesisi mevcut durumu.....	51
Tablo 3.3. Santraldeki atıksu analiz sonuçları .....	53
Tablo 3.4. Program çıktıları .....	60
Tablo 3.5. Demin su prosesi için kimyasal ve elektrik tüketim tablosu .....	62
Tablo 3.6. Reçine ve medya değişim maliyetleri .....	64
Tablo 3.7. Yatırımın karşılığı.....	65
Tablo 3.8. 2019 yılı çalışma saatine göre yatırımın geri ödeme süresi.....	66
Tablo 3.9. Azot Tüketimleri ve Maliyetleri .....	71
Tablo 3.10. Azot jeneratörü ekipmanları ve maliyetleri .....	72
Tablo 3.11. Azot jeneratörü işletme- bakım giderleri ile amortisman süresi.....	72
Tablo 3.12. Aylık H <sub>2</sub> tüketimleri.....	75
Tablo 3.13. Aylık H <sub>2</sub> maliyetleri.....	75
Tablo 3.14. 2016-2017 yılları H <sub>2</sub> tüketimleri ve maliyeti.....	75
Tablo 3.15. Duruş ve bakımdaki H <sub>2</sub> tüketim kıyası .....	75
Tablo 3.16. 28/02/2018 startı analiz tablosu .....	77
Tablo 3.17. 09/03/2017 startı analiz tablosu .....	78
Tablo 3.18. 21/01/2018 startı analiz tablosu .....	79
Tablo 3.19. 27/03/2018 startı analiz tablosu .....	80
Tablo 3.20. 01/04/2018 startı analiz tablosu .....	80
Tablo 3.21. 28/02/2018 startı analiz tablosu .....	81
Tablo 3.22. Enerji santrallerinin yatırım ve birim enerji üretim maliyetleri.....	82
Tablo 3.23. Yakıt tiplerine göre santrallerin devreye giriş süreleri .....	83
Tablo 3.24. Kimyasal tüketimi.....	84
Tablo 3.25. Performans testi için numune değerleri .....	84
Tablo 3.26. Reagent değişimi için ölçüm değerleri .....	85
Tablo 3.27. Çalışılan reagent tüketim miktarları ve kıyası .....	86

## SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ

P	:Basınç, (Pa)
$W_{pompa,g}$	:Alınan pompa özgül işi, (J)
$Q_g$	:Alınan ısı, (J)
$W_{türbin,ç}$	:Verilen türbin özgül gerçek işi, (J)
$Q_ç$	:Verilen ısı, (J)
$\mu$	:Mikron, ( $10^{-6}$ metre)
C	:Su arıtma maliyeti, (\$)
CFC	:Toplam sermaye yatırımı, (\$)
DE	:Firma kârı ve supervizör hizmetleri, (\$)
X	:Beklenmedik Maliyetler, (\$)
T	:Sıcaklık, ( $^{\circ}C$ )
$T_{hpshaft}$	:Yüksek Basınç Türbini Şaft Sıcaklığı, ( $^{\circ}C$ )
$T_{ipshaft}$	:Orta Basınç Türbini Şaft Sıcaklığı, ( $^{\circ}C$ )

## Kısaltmalar

ACF	:Activated Carbon Filter (Aktif Karbon Filtresi)
AKM	:Askıda Katı Madde
BOTAŞ	:Boru Hatları İle Petrol Taşıma Anonim Şirketi
BWRO	:Brackish Water Reverse Osmosis (Kuyu Suyu Ters Ozmoz)
CEPCI	:Chemical Engineering Plant Cost Index (Maliyet Endeksi)
CMS	:Carbon Moleculer Sieve (Karbon Moleküler Elek)
CRH	:Cold Reheat Heater (Soğuk Tekrar Isıtma)
EDİ	:Electrodeionization (Elektrodeiyonizasyon)
HP	:High Pressure (Yüksek Basınç)
HRH	:Hot Reheat Heater (Sıcak Tekrar Isıtma)
IEA	:International Energy Agency (Uluslararası Enerji Ajansı)
IMS	:Integrated Membranes Solution Design (Membran Çözüm Tasarımı)
IP	:Intermediate Pressure (Orta Basınç)
IRR	:Internal Rate of Return (İç Verim Oranı)
KOİ	:Kimyasal Oksijen İhtiyacı
LP	:Low Pressure (Düşük Basınç)
MHD	:Magnetohydrodynamic (Mıknatıssal Hidrodinamik)
MMF	:Multimedia Filter (Kum Filtresi)
NBD	:Net Bugünkü Değer
NF	:Nanofiltrasyon
PE	:Polielektrolit
PEM	:Proton Exchange Membrane (Proton Değişim Membrani)
PI	:Processbook (İşlem Kitabı)
PSA	:Pressure Swing Adsorption (Basınç Salınımlı Emilim)
RO	:Reverse Osmosis (Ters Ozmoz)
ROI	:Return On Investment (Yatırım Kârlılığı)



TOC :Total Organic Carbon (Toplam Organik Karbon)  
TÜFE :Tüketici Fiyat Endeksi  
TÜİK :Türkiye İstatistik Kurumu  
WTP :Water Treatment Plant (Su Arıtma Tesisi)



## ELEKTRİK SANTRALLERİNDE MALİYET DÜŞÜRME VE SİSTEM İYİLEŞTİRME ÇALIŞMALARI

### ÖZET

Ülkelerin ve sanayilerin büyümeleri neticesinde enerjiye olan talebin artması enerji ihtiyacını arttırmaktadır. Enerjide arz-talep dengesi kurulamazsa veya arz yetersiz kalırsa, enerji ithalatıyla talep fazlası giderilmeye çalışır. Böyle bir durumla karşılaşmamak için var olan santraller verimlerini yükseltmenin yollarını ararlar. Diğer taraftan, enerji arzını arttırıcı alternatif kaynakların fazla miktarda oluşturulmasıyla serbest piyasada rekabet düzeyi artmaktadır. Bu durum ülkelerin ekonomisi için olumlu bir adım olmakla beraber, mevcut santralleri sistem iyileştirme ve maliyet düşürme çalışmalarına teşvik etmektedir. Bu kapsamda, santral atıksularının değerlendirilmesi, santral için gerekli olan azot ve hidrojen gazları için jeneratör kurulumu, santral devreye alımlarında hızlı tam yüke çıkabilmek için buhar transferi, santral işletmesinde kullanılan kimyasal fiyatlarının optimize edilme çalışmaları yapılmıştır. Santralin işletimi için var olan su arıtma tesisine, ilave sistem kurulup devreye alınarak yıllık 90.200 m<sup>3</sup> su kazanılmıştır. Yatırımın geri dönüş süresi 4 yıl olacak şekilde optimizasyon yapılmıştır. Termik santrallerin işletme giderlerini düşürmek için yapılan yerinde gaz üretimi ve kimyasal fiyatlarının optimizasyonu sonucunda 200.000 ₺/yıl işletme giderinde azalma sağlanmıştır.

**Anahtar Kelimeler:** Atıksu, Azot ve Hidrojen Jeneratörü, Geri Kazanım, Maliyet Düşürme, Termik Santral.

## **COST REDUCTION AND SYSTEM IMPROVEMENT IN ELECTRICAL POWER PLANTS**

### **ABSTRACT**

The rise in demand for energy as a result of the growth of countries and industries increases the energy requirements. If energy supply-demand balance can not be established or supply is inadequate, energy import tries to eliminate excess demand. To avoid such a situation, existing plants search ways to increase their efficiency. On the other hand, the level of competition in the energy market is increasing by creating excessive amounts of alternative sources of energy supply. While this is a positive step for countries' economies, it encourages existing plants to work on system improvement and cost reduction. Therefore, recycle of power plant wastewater, installation of generators for nitrogen and hydrogen gases required for the power plant, steam transfer for rapid full load on power plant start up, optimization of chemical prices used in power plant operations have been made. 90,200 cubic meters of waste water were recycled annually by installing and commissioning an additional water treatment plant for the plant operation. The return period of the investment has been optimized to be 4 years. As a result of on-site gas production and chemical prices optimization in thermal power plants, a reduction in operating costs of 200,000 £ has been achieved, annually.

**KeyWords:** Wastewater, Nitrogen and Hydrogen Generator, Recycling, Cost Reduction, Thermal Power Plant.

## GİRİŞ

Gelişen teknolojinin getirdiği rekabetçi şartlar, elektrik üretim piyasasındaki diğer üretim firmalarında yeni teknolojileri sistemlerine entegre etmeyi zorunlu hale getirmiştir. Türkiye'deki yenilenebilir enerjiye verilen önem ve elektrik üretimindeki payı her geçen gün artmasına rağmen termik santrallerden üretilen elektrik miktarı 2017 yılı itibarıyla %70'ten fazla olmuştur. 2017 yılında elektrik üretiminin, %37'si doğal gazdan, %33'ü kömürden, %20'si hidrolik enerjiden, %6'sı rüzgârdan, %2'si jeotermal enerjiden ve %2'si diğer kaynaklardan elde edilmiştir [1]. 2017 yılı kasım ayına ait verilere göre Türkiye'de 1282 adet lisanslı olmak üzere toplam 4060 adet santral bulunmaktadır [2].

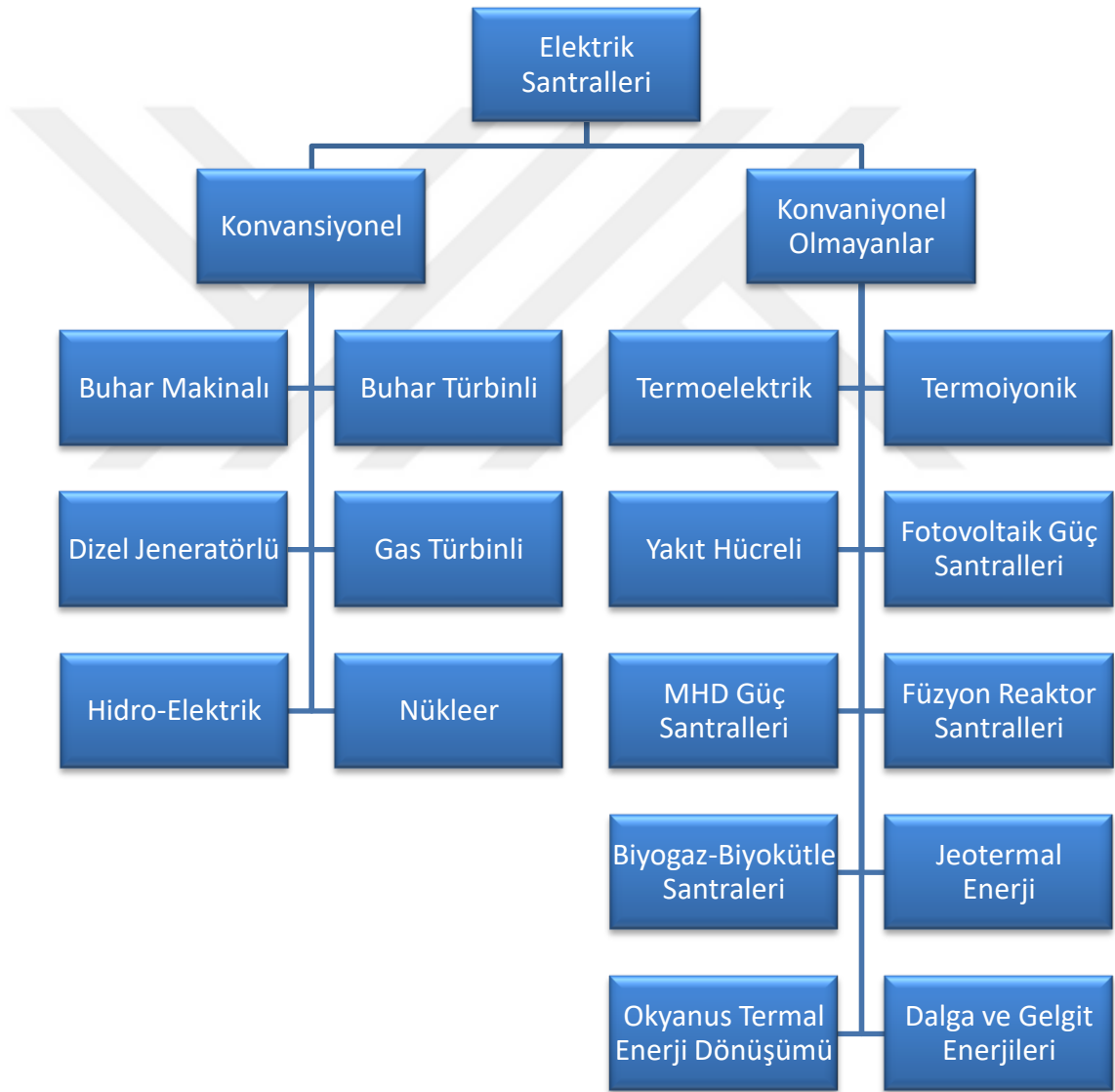
2000-2050 yılları arasında imalat, termal enerji üretimi ve evsel kullanımdaki artan taleplere bağlı olarak dünya çapındaki su ihtiyacının %55 oranında artması öngörülmektedir [3]. Uluslararası Enerji Ajansı'nın "Yeni Politikalar Senaryosuna" göre küresel enerji talebinin 2010-2035 yılları arasında %35, elektriğe olan talebin ise %70 oranında artması beklenmektedir [4]. Küresel ısınmanın etkisiyle ülkemizdeki su durumu gittikçe kritikleşmekte ve su kaynaklarında azalmalar meydana gelmektedir. Santrallerin yoğun olarak bulunduğu Marmara Havzası'nın Türkiye'deki nüfus yoğunluğu ve sanayileşme açısından önemli bir yeri bulunmaktadır. 1965'de 3 milyon kişi olan havza nüfusu, 2015'de 17 milyon kişiye ulaşmıştır [5]. Buna karşılık olarak da, dağıtılan su miktarı Marmara Havzası için 2014 yılında 438 milyon m<sup>3</sup>/yıl iken %21,8 artışla 2016 yılında 534 milyon m<sup>3</sup>/yıl olmuştur [6]. Havzanın kullanılabilir su potansiyeli, kullanılabilir yüzeysel su olarak 2,54 X 10<sup>9</sup> m<sup>3</sup>/yıl, yeraltı suyu olarak da 2,97 X 10<sup>8</sup> m<sup>3</sup>/yıl ve toplam 2,837 X 10<sup>9</sup> m<sup>3</sup>/yıl olarak hesaplanmıştır [5].

Yeni teknolojilerin işletmede olan santrallere adaptasyonu; zaman, ekonomi ve daha fazla verim elde edebilmenin imkânını sağlarken, rekabetçi piyasada var olabilmenin koşuludur. Bu kapsamda santrallerin işletme giderlerini düşürebilmek ve verimi arttırabilmek için azot, hidrojen gibi, ana madde ihtiyacı su ve hava olan

jeneratörler kurulabilir. Santrallerde tüketilen çeşitli kimyasalların tedarikçi pazarı araştırılıp maliyet düşürme yoluna gidilir. Santral devreye girerken ihtiyaç olan buharı üretmek yerine tedarik yolları araştırarak emre-amade olma süresini kısaltmanın yanı sıra tüketilen doğalgaz miktarında azaltma sağlanabilir. Santrallerin en önemli girdilerinden biri olan su ve yakıt tüketimi için geri kazanılabilir yöntemler araştırılmalı ve uygulanabilirliği ortaya konulmalıdır. Devamlı artan nüfus ve su tüketimi karşısında su kaynaklarını verimli kullanabilmek, çevreye olan etkiyi minimuma indirebilmek için önemlidir. Hem kalite yönetim sistemlerinde, hem de çevre yönetim sistemlerinde istenen standardın gerekliliği ve kullanılan suya verilen ücretin yıllık olarak kısa sürede amorti edilmesi bu projenin amacını kapsamaktadır. Amortisman süresi sonrasında, proses işletilmeye devam edilmesi avantajlıdır.

## 1. GENEL BİLGİLER

Elektrik santralleri, alt sistemlerden oluşan ve elektrik üreten ekonomik ve çevre dostu olması beklenen sistemler bütünüdür. Elektrik santralleri, konvansiyonel ve konvansiyonel olmayanlar olmak üzere Şekil 1.1’de gösterildiği gibi ikiye ayrılır:



Şekil 1.1. Elektrik santralleri sınıflandırılması [7]

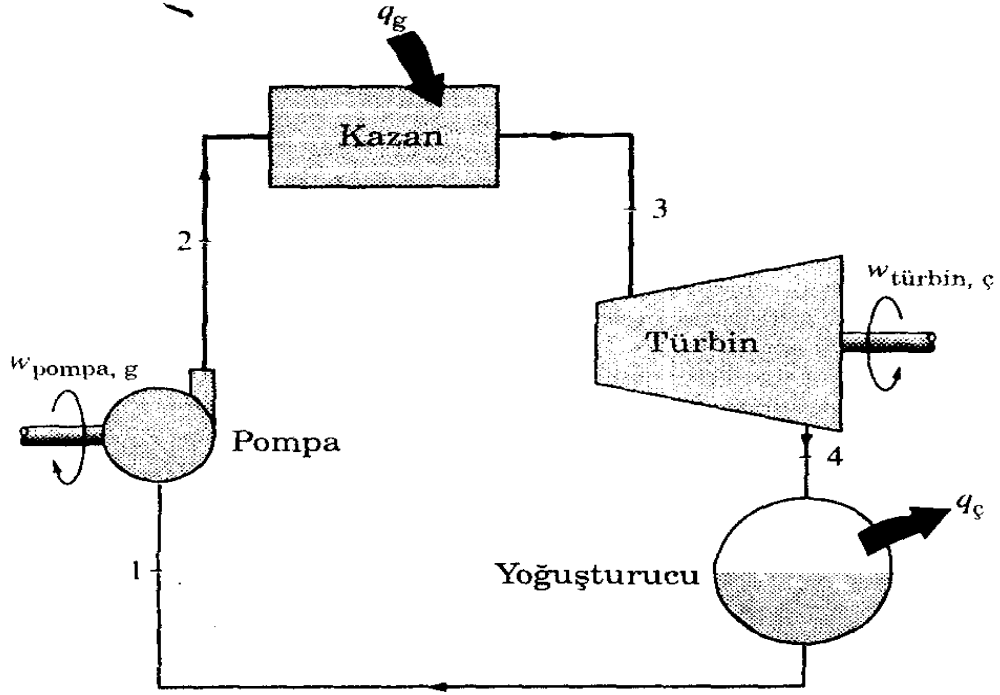
Elektrik üretiminde ana ekipman jeneratördür. Jeneratörle aynı şaft üzerindeki ekipmanın hareketiyle enerji üretilmektedir. Bu ekipmanın türü santralin çeşidini belirlemektedir. En büyük güç santralleri, buhar, dizel, gaz türbini, nükleer ve hidro elektrik güç santralleridir. Isıyı elektrik enerjisine çevirdiği için buhar, dizel, gaz türbini ve nükleer santrallere termik santraller denir [7]. Dünyadaki genel olarak termik santrallerin türbinleri buhar enerjisiyle çalışmaktadır. Bu sebeple, termik santrallere buhar gücü ile enerji üreten santraller de denmektedir. Termik santrallerde bulunan ekipmanlar ve çalışma prensipleri detaylı olarak bir sonraki kısımda anlatılmıştır.

Tez çalışmasının yapıldığı santral türü olan kombine çevrim santralının buhar türbini Rankine çevrimine göre çalışmaktadır. Bu nedenle santralin yapısına ve çalışma şekline ilişkin bilgiler vermeden önce, gaz türbinin ve buhar türbininin dayandığı temel mantık olan Rankine çevrimine ilişkin temel bilgiler incelenecektir.

Rankine Çevrimi: Carnot çevriminin uygulanmasında karşılaşılan zorlukların birçoğu, Atık ısı kazanında, suyu kızgın buhar haline ısıtarak ve yoğuşturucuda doymuş sıvı halinde yoğuşturarak oluşan çevrimdir. Bu düzenlemeler aşağıda gösterilmiştir. Buharlı güç santralleri için ideal çevrimdir.

İdeal Rankine çevriminde içten tersinmezliğin olmadığı dört hal değişimi vardır [8]:

- 1-2 Pompayla İzentropik sıkıştırma
- 2-3 Kazanda, sisteme sabit basınçta ( $P = \text{sabit}$ ) ısı geçişi
- 3-4 Türbinde İzentropik genişleme
- 4-1 Yoğuşturucuda, sistemden sabit basınçta ( $P = \text{sabit}$ ) ısı atılması



Şekil 1.2. İdeal rankine çevrimi

Şekil 1.2’de ideal rankine çevrimi yer almaktadır [9]. 1 numaralı proseste, su pompaya doymuş sıvı olarak girmektedir. İzentropik bir hal değişimi alır ve daha sonra atık ısı kazan basıncına sıkıştırılır. Bu esnada, suyun özgül hacmi az da olsa düşer ve su sıcaklığı bir miktar artar [10].

2 numaralı proseste su, atık ısı kazana sıkıştırılmış sıvı olarak girer. 3 numara halinde kızgın buhar olarak çıkar. Kazan temelde büyük bir ısı değiştiricisidir. Yanma sonucunda oluşan gazlardan sağlanan ısı, atık ısı kazanında basınç aynı olarak suya geçer [10].

3 numaralı proseste kızgın buhar, izantropik olarak türbine girer. Elektrik üretimi için bir jeneratöre bağlanan mili döndürerek iş yapar. Bu iş esnasında, buharın basıncı ve sıcaklığı azalır. Buhar, türbinden sonra yoğuşturucuya girer. Burdaki buhar, doymuş sıvı buhar halinde karışıktır. Yoğuşturucu büyük bir ısı değiştiricisidir. Buhar sabit basınç altında yoğuşur. Su, yoğuşturucudan doymuş sıvı halinde çıkar ve pompaya girerek çevrimi tamamlar [10].

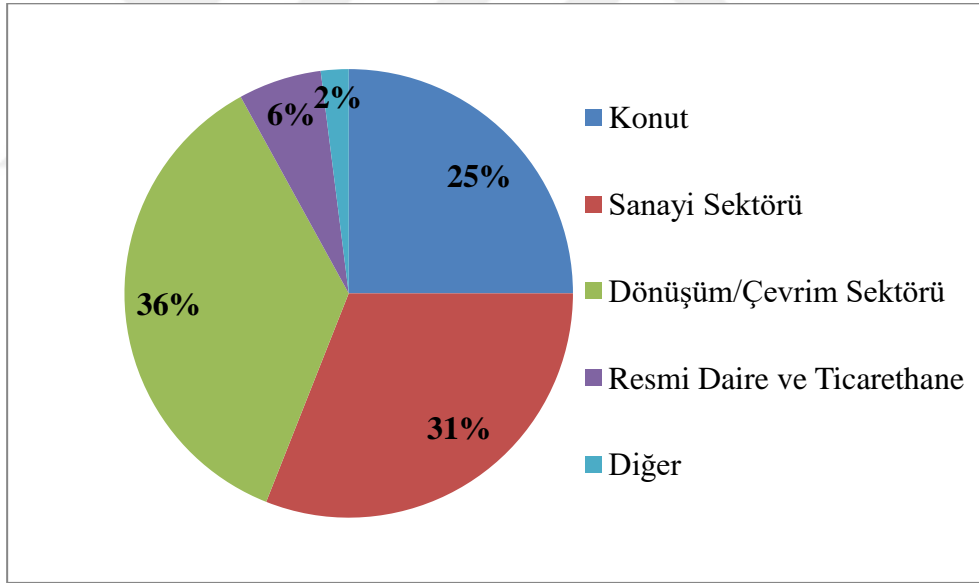
Türkiye’nin 2015 yılı nihai enerji tüketim dengesini yaklaşık 100 milyon ton eşdeğer petrol (mtep) (99,6) olarak kabul edersek; bu miktarın 18,7 mtep’ini elektrik, 21 mtep’ini doğalgaz, 37,8 mtep’ini petrol ürünleri, 16 mtep’ini kömür oluşturmaktadır.



Geriye kalan 7 mtep'e yakın kısmını da biyokütle, güneş ısı ve jeotermal ısı oluşturmaktadır. Elektrikte 18,7 mtep üretmek için 45 mtep birincil enerji kaynağı kullanılmaktadır [11].

Doğalgaz bir petrol türevidir. Yanıcı, havadan hafif, kokusuz ve renksiz bir gazdır. Propan türevi çeşitli gazlardan oluşur ve büyük çoğunluğu metandır. Yer altında genellikle petrol ile birlikte veya gaz rezervuarlarında bulunur. Kaynağın çıkarıldığı haliyle herhangi bir işleminden geçirilmeksizin kullanılabilen doğalgaz, boru hatları ile sıvılaştırılarak tankerlerle taşınır [1]. Ülkemizde 2016 yılında 367 milyon  $Sm^3$  doğalgaz üretimi gerçekleştirirken, 46 milyar  $Sm^3$  doğalgaz ithalatında bulunmuştur. 2015 yılına göre doğalgaz üretiminde %3,69'luk bir azalma gerçekleşirken, doğalgaz ithalatında ise %4,28 azalma gerçekleşmiştir. 2016 yılı doğalgaz tüketiminin sektörel dağılımları Tablo 1.1'de verilmiştir [12].

Tablo 1.1. 2016 yılı doğalgaz tüketimleri



Türkiye'de doğalgazın en çok kullanıldığı alan elektrik enerjisi üretimidir. Daha sonra, sanayi ve konut tüketimi yer almaktadır. Sanayi ve ülkenin büyümesiyle enerjiye olan talep artacaktır. Enerji üretiminde doğalgaz en çok paya sahiptir. Elektrik enerjisi üretiminde doğalgaza dayalı kurulu gücümüz 2016 yılı sonu itibariyle toplam kurulu gücümüzün %32,2'sini karşılamaktadır [13]. Marmara bölgesi doğalgaz çevrim santrallerinin en çok bulunduğu yerdir ve 123 santral vardır. Bölgede, Tekirdağ ilinde 31 adet doğalgaz çevrim santrali vardır.

## 1.1. Çalışma Yapılan Santrale Genel Bakış

Kombine çevrim santralleri, basit çevrim santrallerine göre daha verimlidir. Şekil 1.4'te kombine çevrim santralının kuşbakışı görüntüsü yer almaktadır. Kombine çevrim santralinde, elektrik üretimi iki ayrı kısımda olur. Birinci kısımda, türbinle aynı şaftta yer alan jeneratörden, yanma odalarında atmosferden gelen temiz hava ve dışardan tedarik edilen doğalgazla reaksiyon oluşması sonucu 1400 °C'deki sıcak yanmış gazlar türbinin kanatlarını döndürerek enerji üretilir [14]. Bu kısım basit santralin çalışma prensibidir. İkinci kısımda yanma odalarından çıkan sıcak gazlar türbinden sonra atık ısı kazanına gider. Atık ısı kazanındaki şartlandırılmış saf su düşük, orta ve yüksek basınç kademelerinde, buhar türbininden gelen sıcak gazlar sayesinde buhar fazına dönüştürülür. Saf su öncelikle, ön ısıtmaya tabi tutulur. Bu kısım eşanjörlerin ekonomizer kısmıdır. Burada, 150 °C'lere kadar ısıtılır. Daha sonra kızgınlaştırıcı eşanjörlerden geçerek 5 bar 220 °C'de düşük basınç buharı oluşturulur. Bu buhar, buhar türbinin kanatlarını çevirerek aynı şaft üzerinde bulunan jeneratörden elektrik üretilmesine imkan tanır. Aynı sistem, orta ve yüksek basınçta da bulunmaktadır. Orta basınç kızdırıcılarında gaz türbininden yanmış sıcak gazların etkisiyle oluşan 30 bar 565 °C'deki buhar, orta basınç türbinine giderek mekanik enerjinin elektrik enerjisine dönmesini sağlar. Atık ısı kazanılarında bulunan diğer basınç tipi yüksek basınçtır ve burada 132 bar 565 °C'de kızgın buhar üretilir. Atık ısı kazanında suyu buhar fazına döndürmekle görevli olan gaz türbininden gelen sıcak gazlar asit yağmurlarını engellemek için çiğlenme noktasından yukarıda atmosfere salınır. Bu durum, yanmış gaz içinde bulunan korozif asitlerin kazan çıkışında yoğunlaşarak kazan tüplerine zarar vermesini önlemek amacıyla düşük basınç ekonomizer giriş su sıcaklığını yoğunlaşma sıcaklığı üstünde tutan bir adet düşük basınç ekonomizer resirkülasyon pompasıyla sağlanır.



Şekil 1.3. Doğalgaz kombine çevrim santralinin görüntüsü

## 1.2. Ana Sistemler

### 1.2.1. Gaz türbini ve jeneratörü

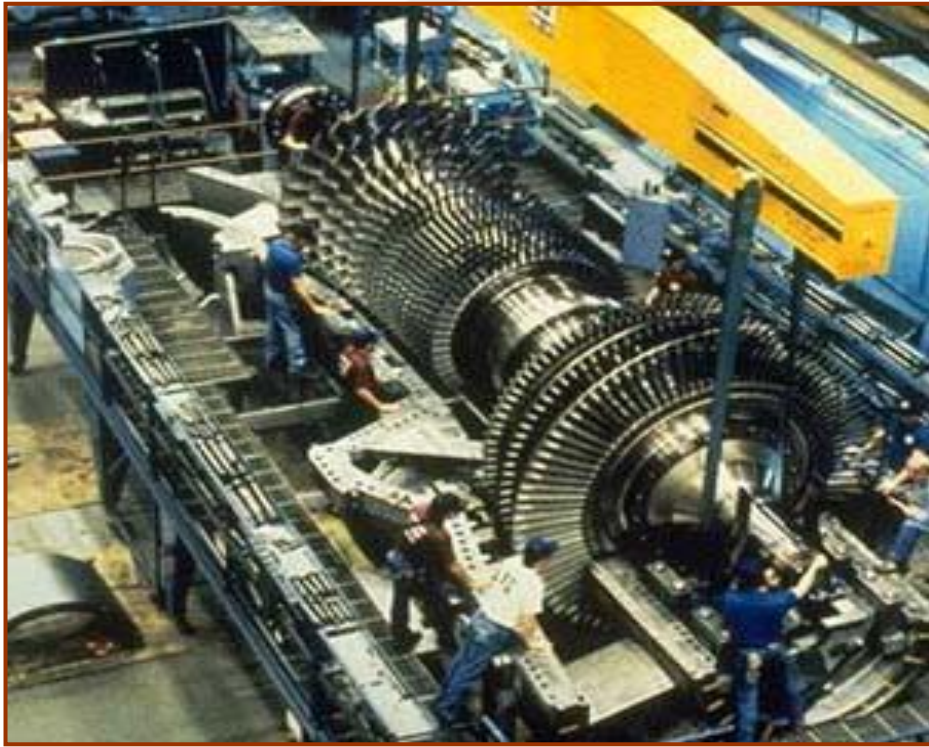
Gaz türbinleri ağır şartlar için tasarlanan endüstriyel tip ve doğal gaz yakıtlıdır [15]. Şekil 1.4'te üzerinde bakım yapılan gaz türbinin görüntüsü yer almaktadır. Türbinler, egzoz çıkışında  $NO_x$  emisyonunu kontrol altında tutabilmek amacıyla kuru tip düşük  $NO_x$  yakıcı sistemi ve türbinlere hava girişini ayarlamak üzere giriş havası yönlendirme kanatlarına sahip çok kademeli aksiyel akış kompresörü ile donatılmıştır [15]. Jeneratörler türbin şaftına direkt bağlı, hidrojen soğutmalı, 50 Hz frekansında çalışan senkron makinalardır. Her bir blokta iki adet gaz türbini vardır.

Gaz türbinlerine ilk hareketi verebilmek için jeneratörler statik start sistemi vasıtasıyla motor olarak çalıştırılır. Her bir blok için bir statik start sistemi olduğundan, o bloğa ait gaz türbinleri peşpeşe devreye alınabilmektedir.

Gaz türbinlerinin yağlama yağı ve hidrojen sızdırmazlık yağı ihtiyacını karşılamak üzere her gaz türbini için birer adet yağ ünitesi mevcuttur. Bir üniteye bir adet ısıtılmalı yağlama yağı tankı, iki adet motorlu yağlama yağı pompası, bir adet motorlu

acil durum yağlama yağı pompası, bir adet motorlu seal oil pompası, soğutucular ve filtreler mevcuttur.

Yağlama yağının görevi türbin jeneratör yatakları ve yardımcı sistemleri yağlamak ve yatakta oluşan ısıyı uzaklaştırmaktır [15]. Hidrojen sızdırmazlık yağı sisteminin görevi hidrojen gazını jeneratör içinde tutacak şekilde jeneratörün her iki yatağına hidrojen basıncından daha büyük yağ basıncı uygulayarak sızdırmazlığı sağlamaktır. Hava ve yakıt kontrol ekipmanları için gerekli olan hidrolik yağ ve yataklar için gerekli olan kaldırma yağı hidrolik sisteminden sağlanır. Bu sistem ihtiyaç duyduğu yağı yağlama yağı sistemi çıkışından almakta olup iki adet motorlu pompa, basınç akümülatörü ve filtrelerden oluşmuştur. Hidrolik yağ, hava ve yakıt kontrol ekipmanları tarafından kullanılır. Kaldırma yağı sistemi duran rotorun yatak yüzeyinden kaldırılarak düşük hızlarda çevrilmesi için gerekli olup, shaft hızı %46'nın üzerinde iken devreden çıkmaktadır.



Şekil 1.4. Bakım yapılan gaz türbini

İşletme durumu: Gaz türbinleri normal yük işletmesinde iken giriş havası yönlendirme kanatlarının pozisyonuna göre çalışırlar. Dış hava giriş haznesinden filtrelenerek içeri çekilir ve çok kademeli aksiyal akışlı kompresörde sıkıştırılır. Kompresör çıkışındaki hava 18 adet yakıcıdan oluşan yanma bölgesine girer. Doğal

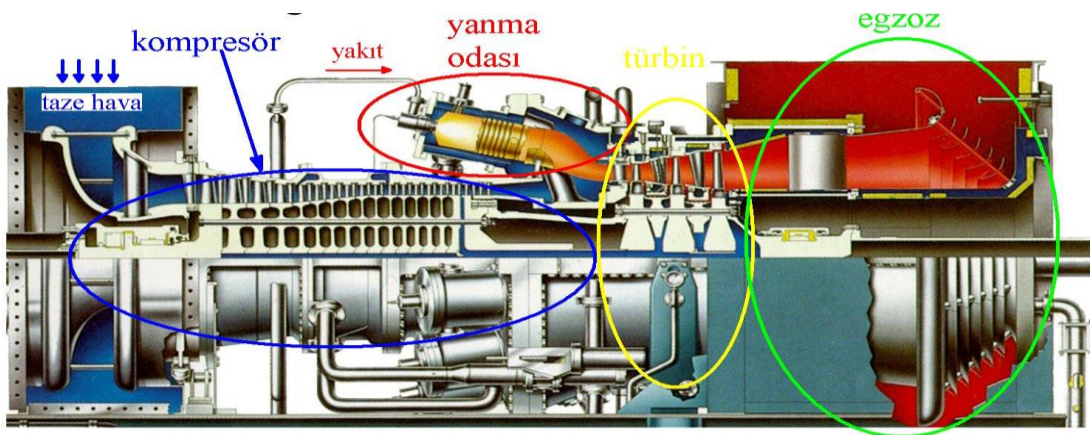


gaz; her bir yakıcıdaki yanma bölgesine yakıt nozullarından geçerek girer, burada sıkıştırılmış hava ile karışır ve ateşlenir [15]. Yanma bölgesinden çıkan sıcak gazlar üç kademeli türbin kısmına geçer. Her türbin kısmı bir sıra sabit, bir sıra hareketli kanatlardan oluşur. Yüksek sıcaklıktaki basınçlı yanma gazı her türbin kısmından geçerken genişler.

Üçüncü kısım kanatlardan da geçtikten sonra yanmış sıcak gazlar kazana giriş için egzoz bölgesine yönlendirilir. Şekil 1.5'te gaz türbinin üç kısmı görülebilir. Her gaz türbini için ayrı yağlama sistemi çalışmaktadır. Yağlama yağı iki adet motor tahrikli santrifüj pompanın birinden sağlanmaktadır. Düşük yağlama yağı basıncında otomatik olarak diğer pompa devreye girer. Belirlenen daha düşük basınç değerinde gaz türbini trip eder ve emniyetli duruş için motor tahrikli acil durum yağlama yağı pompası otomatik olarak devreye girer.

Jeneratör yataklarının sızdırmazlık yağı, yağlama yağı sisteminden çekilen ayrı bir hatla sağlanır. Yağlama yağı basıncının yeterli olmaması durumunda, motor tahrikli ana sızdırmazlık yağı pompası gereken sızdırmazlık yağını sağlamak üzere devreye girer.

Hidrolik yağı ise yağlama yağı sisteminin çıkışından beslenen iki adet motor tahrikli hidrolik pompaların herhangi biri ile sağlanır. Düşük hidrolik yağı basıncında diğer pompa otomatik olarak devreye girer.



Şekil 1.5. Gaz türbini kesiti

### 1.2.2. Atık ısı kazanı

Şekil 1.6’da atık ısı kazanının gösterimi yer almaktadır. Atık Isı Kazanı üç basınç kademeli, tekrar ısıtılmalı, yardımcı sirkülasyon sistemine sahip dikey gaz akışlı konvensiyonel tip kazanlardır. Kazanın ana yapısı, drumlar, ısı değiştiriciler, gövde, atık gaz giriş ve çıkış kısımları, baca, sirkülasyon pompaları, resirkülasyon pompası, genişleme parçaları, borular, vanalar ve çeşitli ölçüm cihazlarından oluşur. Kazanda her farklı basınç kademesi için bir adet drum vardır. Drumlarda sürekli ve kesintili tahliye sistemi mevcuttur. Her blokta iki adet kazan ve bu kazanlara ait ısı kaynağı olarak kullanılan birer adet gaz türbini vardır. Kazanlarda yüksek basınç, orta basınç ve alçak basınç kademelerinin her birinde ekonomizer, buharlaştırıcı ve kızgınlaştırıcı ısı değitirici kısımları mevcuttur. Bu ısı değitiriciler giriş-çıkış boruları arasında yatay olarak döşenmiş finli tüplerden oluşur [16].

Sistemdeki pompalar yeterli ısı transferi için gereken su/buhar oranını sağlarken aynı zamanda tortu ve korozyon problemlerini de minimuma indirmek amacıyla kullanılmaktadır. Ayrıca her bir kazan için yanmış gaz içinde bulunan korozif asitlerin kazan çıkışında yoğunlaşarak kazan tüplerine zarar vermesini önlemek amacıyla düşük basınç ekonomizer giriş su sıcaklığını yoğunlaşma sıcaklığı üstünde tutulur [16]. Kazanlarda düşük basınç buhar üretimi, düşük basınç buhar by-pass sistemi olmadığı için düşük basınç ekonomizer by-pass edilerek limitlenir. Düşük buhar basıncı, düşük basınç türbin giriş şartlarına ulaşıncaya kadar düşük basınç ekonomizer by-pass sistemi ve ana buhar hattında bulunan düşük basınç vent vanası yardımı ile kontrol altında tutulur. Düşük basınç ekonomizer devresinin %90’dan fazla atılması sakıncalıdır.

Yüksek basınç ve tekrar ısıtılmalı devrelerde bulunan ara kademe sıcaklık düşürücüleri gaz türbini düşük yüklerinde veya yüksek dış hava sıcaklıklarında buhar sıcaklıklarını, buhar türbininin kabul edilebilir limitlerinin altında tutabilmek için sisteme konulmuştur.

İlk start esnasında, yüksek basınç ve orta basınç bypass vanalarının kullanılabilmesi için buhar parametrelerinin sağlanması gerekmektedir. Buhar parametreleri istenen şartlara gelinceye kadar üretilen buhar yüksek basınç ve orta basınç süperheater çıkışlarında yer alan desarj vanaları ile atmosfere atılır. Aynı zamanda desarj vanaları

buhar türbini trip ettiğinde kazanda üretilmiş olan buharın basıncının kontrol altında tutulmasında buhar sistemine yardım eder.



Şekil 1.6. Atık ısı kazanı

İşletme Durumu: Atık ısı kazanları gaz türbinlerinin egzoz enerjisini kullanarak yüksek, orta ve düşük basınç buharı için tekrar ısıtma buharı üretirler. Kazanlara su, kondensat ve besleme suyu sistemlerinden sağlanır. Bu su, kazan drumlarına girmeden önce ekonomizlerden geçirilerek ısıtılır ve drumla gelen su doymuş buhar elde etmek için pompa aracılığıyla buharlaştırıcıda çevrilir. Drumların üst kısmında bulunan ayrıştırıcılar ile kızgın buhar eşanjörlerine verilmeden önce buhar ile su ayrıştırması yapılır. Kızdırıcı çıkışında elde edilen kızgın buhar ana buhar sistemine girer. Orta basınç kızdırıcıdan ve yüksek basınç buhar türbini çıkışından alınan buhar kazanların tekrar ısıtıcı kısımlarına verilerek tekrar kızdırılır. Şekil 1.7’de sistem işleyişi görülebilir.

Yüksek, orta ve düşük basınç sirkülasyon pompaları sürekli devrededir. Devrede olan herhangi bir pompanın trip etmesi durumunda veya düşük sirkülasyon debisinde beklemede olan pompa otomatik olarak start alır. Bir devredeki her iki sirkülasyon pompası birden devre dışı kalırsa veya pompa çalıştığı halde yeterli sirkülasyon debisi sağlanamaz ise yeterli debi sağlanana kadar ilgili gaz türbinine yük atma sinyali gönderilir. Yüksek, orta ve düşük basınçlı drum seviyeleri, besleme suyu akışını sağlayan kontrol vanaları aracılığıyla kontrol altında tutulur. Drum seviyelerinin kontrolü tek elemanlı ve üç elemanlı kontrol sistemi ile yapılır. Normal

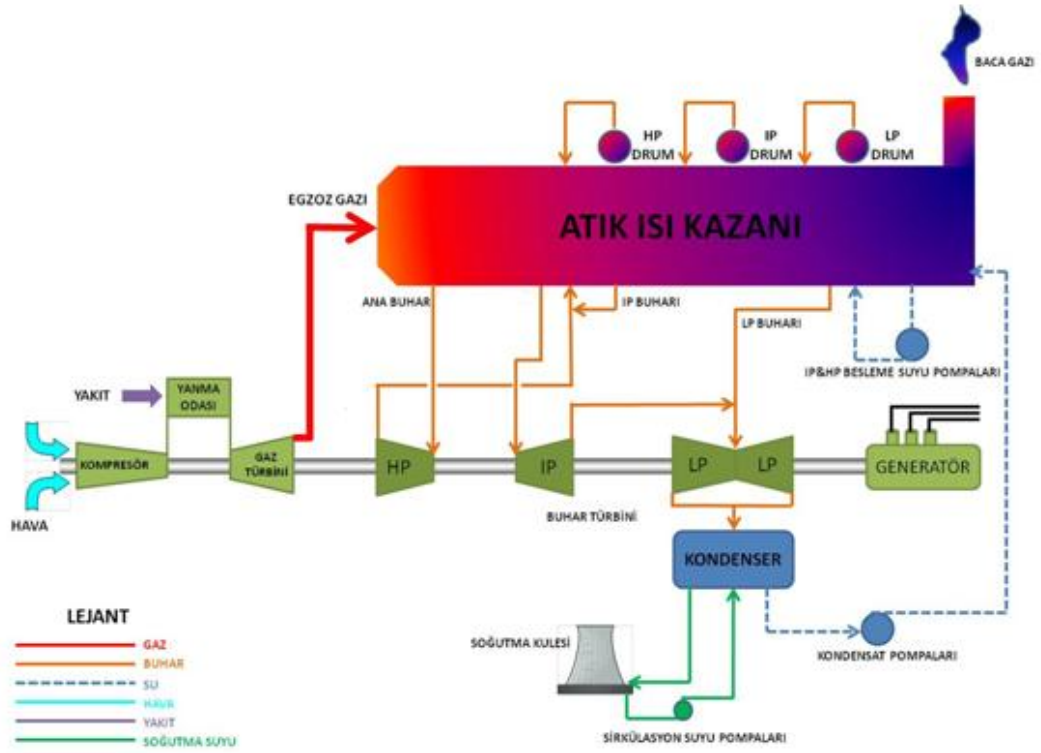
işletmede üç elemanlı kontrol sistemi kullanılır. Kızdırıcı çıkışındaki buhar miktarı izlenir ve besleme suyu vanasının açıklığı ayarlanarak, çıkış buhar debisine karşılık gelecek miktarda besleme suyunun drumuna girmesine izin verilir. Üç elemandan ikisinin kullanıldığı bu sistem drum seviyesinin kontrollü bir şekilde sabit tutulmasını sağlar. Üçüncü eleman yukarıda bahsedilen kontrol sisteminde dengeleyici olarak kullanılan drum seviyesinin kendisidir. Drum seviyesi izlenerek seviyenin belirlenen set değerinin altında veya üstünde olmasına göre besleme suyu kontrol vanası azar azar açılır veya kapatılır. Bu sistem, besleme suyu basınç dalgalanmaları, buhar basınç dalgalanmaları, buhar debisindeki dalgalanmalar, vananın kararsız bölgede çalışması gibi proses hatalarına karşı drum seviyesinin sabit tutulmasını sağlar.

Pompa aracılığıyla yapılan düşük basınç ekonomizer resirkülasyon çevrimi, düşük basınç ekonomizere giren besleme suyu sıcaklığını ısıtılmış düşük basınç ekonomizer çıkış suyunu tekrar girişe vererek kontrol eder. Kazanlar bu pompa devrede değilken devamlı çalışabilir, ancak bu pompanın özellikle kazan besleme su sıcaklığının düşük olduğu soğuk havalarda uzun süre çalışmaması düşük basınç ekonomizerde korozyon problemlerinin oluşmasına neden olur.

Düşük basınç ekonomizer by-pass kontrol sistemi normal işletmede çalışmaz, ancak gaz türbini veya buhar türbini triplerinde otomatik olarak açar.

Su kimyasını dengelemek için sürekli tahliye (daimi blöf) sistemi devrededir. Kesikli tahliye (dip blöf) sistemi normal işletmede kapalı olup ihtiyaç duyulduğunda kısa süreli ve çok miktarda blöf yapmak için kullanılır. Normal işletmede blöf tankına giden bütün kazan drainleri kapalıdır [16].





Şekil 1.7. Atık ısı kazanının diğer sistemlerle ilişkisi

### 1.2.3. Buhar türbini ve jeneratörü

Buhar türbinleri değişken basınç modunda çalışmaktadır. Türbin yekpare bir şaft üzerinde tek yönlü akışa sahip yüksek basınç (HP) türbini, tek yönlü akışa sahip orta basınç (IP) türbini ve çift yönlü akışa sahip alçak basınç (LP) türbini olmak üzere üç kademedен meydana gelmiştir. Türbine ait sızdırmazlık sistemi HP ve IP türbin içindeki basınçlı buharın yatak bölgesinden dışarıya kaçmasını, LP türbinde ise havanın yatak bölgesinden türbin içerisine girmesini engelleyecek şekilde tasarlanmıştır. Jeneratör su ve hidrojen soğutmalı, statik ikaz sistemine sahiptir [17]. Jeneratör içinde ısınan havayı soğutmak için kapalı çevrim soğutma suyu ile çalışan su-hava soğutucusu mevcuttur. Her bir blokta bir adet buhar türbini ve jeneratörü bulunmaktadır. Şekil 1.8 buhar türbinin izolasyonlu kısmını göstermektedir.

Yağlama yağı ve hidrolik yağı sistemleri birleşiktir. Yağlama yağı sistemi türbin ve jeneratör yataklarında oluşan ısıyı uzaklaştırmak ve yatakların yağlanması için kullanılmaktadır. Türbin kontrol ve koruma devrelerinin yağı hidrolik sistem tarafından temin edilir. Bu sistemde bir adet ısıtılmalı yağ tankı, türbin şaftından tahrikli ana yağlama pompası, bir adet motor tahrikli yardımcı yağlama pompası, bir

adet motor tahrikli acil durum yağlama pompası, iki adet motor tahrikli hidrolik yağ pompası, soğutucular ve filtreler mevcuttur.

Deformasyon oluşturmamak amacıyla şaft düşük hızda çevrilerek soğutulur. Kaldırma yağı sistemi, şaft ile yataklar arasındaki metalik teması önlemek için kullanılır. Kaldırma yağı bir adet motor tahrikli pompa vasıtasıyla sağlanır. Kaldırma yağı pompasının çalışması için motor tahrikli yardımcı yağlama pompasının çalışıyor olması gerekmektedir.

LP türbin düşük yükte çalışırken aşırı ısınmayı önlemek üzere LP egzoz bölgesine spreyleme yapılmaktadır.

Buhar türbini devre dışı yapılırken kondenser vakumunu kırmak için bir adet vakum kırma vanası konulmuştur.



Şekil 1.8. Buhar türbini

İşletme Durumu: Kazanlardan elde edilen buhar türbin kanatlarında genişleşerek türbin rotoru döndürülür ve jeneratör vasıtasıyla elektrik enerjisi üretilir.

HP, IP ve LP giriş kontrol vanaları değişken basınç modunda işletme şartını desteklemek için tam açıktır. Düşük gaz türbini yüklerinde, LP giriş kontrol vanası minimum LP buhar basıncını sağlayacak şekilde kısar. HP ve IP buhar sistemine ait giriş kontrol vanaları tam açık pozisyonda sliding pressure konumundadır.

Türbin yatak yağlama yağı türbin rotoruna bağlı bir dişli grubu ile tahriklenen ana yağlama yağı pompasından sağlanır. Pompa yağlama yağı tankından yağı çeker, yağ yataklara gönderilmeden önce yağ soğutucusu ve filtreden geçirilir. Türbin kontrol sistemine hidrolik yağlama yağı, yağlama yağı tankından çekilerek, bir tanesi yedekte bekleyen iki adet motor tahrikli hidrolik yağı pompasıyla gönderilir.

Buhar türbini yaklaşık olarak %60 yükün üstünde kendi sızdırmazlığını sağladığı için normal işletmede basıncı ve sıcaklığı düşürülmüş HP buharları sızdırmazlık buharı olarak kullanılmaz. Normal işletmede kaldırma yağı devrede değildir.

#### **1.2.4. Ana buhar sistemi**

HP, IP, LP, soğuk tekrar ısıtma (CRH) ve sıcak tekrar ısıtma (HRH) hatlarından oluşan ana buhar sistemi iki kazan ile buhar türbini arasındaki buhar akışını sağlar. Bu sistem aynı zamanda buhar türbini basınç kademeleri arasındaki sızdırmazlık sistemi için sızdırmazlık buharı ve kondenserde vakum tutmak için kullanılan buhar jetli hava ejektörüne yardımcı buhar temininde kullanılmaktadır. Her blok için bir ana buhar sistemi vardır.

Her iki kazan birbirinden HP, LP, CRH ve HRH motorlu izole vanaları ile ayrılmaktadır. CRH balans vanaları çalışan iki kazan arasındaki CRH buhar akışının dengesini, iki kazandan buhar türbinine giden HP buhar akışına bağlı olarak orantılı bir şekilde ayarlarlar. IP back pressure kontrol vanası, bir kazan devredeyken diğerinin devreye alınması sırasında IP sistem basınç değerlerini kontrol etme ve IP buharını CRH sisteminden ayırma işlemi için kullanılır.

HP ve IP by-pass sistemleri bloğun güvenli bir şekilde devreye alınmasını ve devreden çıkarılmasını sağlar. Bu sistemler aynı zamanda buhar türbinin trip etmesi sırasında ve diğer arıza durumlarında buharın kondensere gönderilmesini sağlar.

HP ve IP by-pass sistemleri kazanlar arasında ortaklaşa kullanılır ve motorlu by-pass izolasyon vanaları kullanılarak bir kazana bağlanıp diğerinden izole edilebilir. By-pass kontrol vanaları şartlandırılmalı tip vanalar olup, buhar parametrelerini kondenser için kabul edilen limitler içerisinde tutarak buharın hem basıncını hem de sıcaklığını düşürür. LP sisteminde buhar by-passı yoktur. Devreye alma ve devreden çıkarma sırasında ortaklaşa kullanılan LP buhar vent vanası ve kazanlara ait LP ekonomizer by-pass sistemi ile LP buhar basıncı kontrol edilir.

Blok işletme şartlarına bağlı olarak kondenserde vakum tutmak için kullanılan buhar jetli hava ejektörünün ihtiyacı olan buhar, gerekli parametrelere ulaşmış HP buharından veya CRH buharından elde edilebilmektedir. Buhar jetli hava ejektörü için gerekli olan buharın HP buharından kullanılabilmesi için hatta bir adet basınç düşürücü ve bir adet sıcaklık düşürücü vana monte edilmiştir.

Buhar sisteminin alt noktalarına konulan ve otomatik olarak çalışan drain vanaları ile start-up sırasında hatlar ısıtılırken yoğuşan buharın dışarı atılması sağlanmaktadır. Tekrar ısıtma sistemindeki drainler kondensere yönlendirilmişlerdir. HP, IP ve LP drainleri ise ilgili ventlerle atmosfere açıktır. HP türbin egzoz vanasından önceki drain vanası dışındaki bütün drain vanaları herhangi bir şekilde enstrüman havası kaybedilirse ısı enerjisini sistemde tutmak amacıyla kapatırlar, HP türbin egzoz drain vanası ise açar.

Normal İşletme: Ana buhar sistemi her bir kazandan gelen HP, RH ve LP buharlarını buhar türbinine, buhar türbininden gelen CRH buharını kazana transfer eder. Her iki kazandan üretilen HP buharı, iki set halindeki HP giriş stop ve kontrol vanalarından geçerek HP türbin kısmına girer.

HP türbin kısmında genleştikten sonra, buhar her iki kazana CRH buharı olarak geri döndürülür, kazanın IP devresinden gelen IP buharı ile birleştirilir ve kazanların tekrar ısıtma kısmında tekrar ısıtılır. HRH buharı iki set halindeki tekrar ısıtma giriş stop ve kontrol vanalarından geçerek IP türbin kısmına girer. LP buharı bir set halinde bulunan LP giriş stop ve kontrol vanalarından geçerek, IP türbin egzozundan çıkan buharla karışır. IP türbin egzozu ile LP türbin girişini birbirine bağlayan borudan geçen buhar LP türbine girer ve LP türbinden çıktıktan sonra vakum altında tutulan kondenserde yoğuşturulur [18].

Santrallerin normal işletme şartlarında iken CRH buharı, buhar jetli hava ejektörünün yardımcı buharı olarak kullanılır. Devreye alma ve düşük yüklerde basıncı ve sıcaklığı düşürülmüş HP buharı yardımcı buhar olarak kullanılmaktadır.

#### **1.2.5. Kondensat sistemi**

Kondensat sisteminin amacı, ana soğutma suyu sirkülasyon hattından emiş yaptığı suyu kazanlara basmaktır [17]. Kondensat sistemi aynı zamanda buhar jetli hava ejektörüne, kondensere, yardımcı buhar kondenserine, by-pass sistemi gibi yardımcı sistemlere soğutma ve spreyleme suyu sağlamaktadır. Buhar jetli hava ejektör sistemi ve yardımcı buhar kondenseri, normal işletme sırasında havayı ve yoğunlaştırulamayan gazları kondenserden atmaya yardımcı olarak kondenser içinde vakumun bozulmasını engeller. Buhar jetli hava ejektörü aynı zamanda devreye alma sırasında ilk vakumun tutulmasını sağlar [18].

Her blokta bir adet kondensat sistemi mevcuttur.

Üç adet %50 kapasiteli kondensat booster pompaları, ana soğutma suyu sistemi sirkülasyon pompalarının çıkış hattından emiş yapar. Bu pompalar alından emişli, yandan çıkışlı, tek kademeli, radyal gövdeli, yatay tip santrifüj pompalar olup elektrik motorlu tahrik ve mekanik sızdırmazlık sistemine sahiptirler. Pompaların çıkışı hem Buhar jetli hava ejektörü, hem de yardımcı buhar kondenserin içinden geçerek bunlar için gerekli soğutmaya sağlar ve ikiye ayrılarak her bir kazanın LP ekonomizer hattını beslerler. Kondensat akışı pompa çıkışında buhar jetli hava ejektörü ve yardımcı buhar kondenserinden geçtikten sonra kondensere giden hattaki resirkülasyon vanası yardımıyla ayarlanır. Kazanların LP drum seviye kontrol vanaları da kondensat akışını etkilerler. Kondensat sistemi aynı zamanda aşağıdaki yardımcı sistemlere de su sağlar:

- HP ve IP buhar by-pass kontrol vanaları,
- LP Türbin egzoz bölgesi spreyleme,
- Kondenser HP-IP by-pass bölgesi perde spreyleme,
- Kazan blowndown edüktörü ve kondensat manifoldu edüktörü,
- Kapalı devre soğutma suyu sistemine takviye suyu,
- Kimyasal enjeksiyon skidleri,

Kondensat sisteminden pH, iletkenlik, çözünmüş oksijen seviyelerini devamlı kontrol altında tutabilmek için numune alınır. pH seviyesi nötürleştirici amin enjeksiyonu ile kontrol altında tutulur. Oksijen tutucu LP ekonomizerin girişine enjekte edilerek kazan suyunda çözünmüş oksijen kontrol altında tutulmaktadır [19].

Ejektör için gerekli olan yardımcı buhar işletme moduna göre HP ve CRH buharından temin edilir. Her bir blok için bir adet buhar jetli hava ejektörü vardır. Buhar jetli hava ejektörü sistemii bir adet devreye alma ejektörü ve biri yedek diğeri işletmede olmak üzere iki adet ejektörden meydana gelmiştir. Ejektörlerde birinci kademe buhar jetleri, ikinci kademe buhar jetleri, ara kademe yoğuşturucusu ve son kademe yoğuşturucusu mevcuttur. Devreye alma sırasında vakum oluşturmak için ejektör kullanılır. Bu ejektörde kondenserdan çekilen hava ve yardımcı buhar atmosfere atılır. Diğere ejektörde birinci kademe jetinde kullanılan yardımcı buhar ara kademe yoğuşturucuda yoğuşmakta, ikinci kademe jetinde kullanılan yardımcı buhar son kademe yoğuşturucuda yoğuşmakta ve buhar tutuculardan geçtikten sonra kondensere geri gönderilmektedir. Kalan buhar ve hava vent hattından atmosfere atılmaktadır.

Normal İşletme: %50 kapasiteli üç adet kondensat pompasından ikisi çalışmaktadır. Kazan besleme suyu, yardımcı buhar ve buhar jetli hava ejektör kondenserlerinden ısı transferi yaparak geçtikten sonra her iki kazanın LP ekonomizerine basılmaktadır. Yardımcı buhar ve buhar jetli hava ejektör kondenserlerinde dönen buharın yoğuşturulması kondensat pompaların bastığı su ile ısı alışverişi ile gerçekleştirilir.

#### **1.2.6. Besleme suyu sistemi**

Besleme suyu sisteminin amacı kazan LP ekonomizer çıkışından HP, IP ekonomizer girişlerine besleme suyu göndermek ve gaz türbinine gelen doğal gazı ısıtmak için kullanılan ısıtıcıya gerekli suyu sağlamaktır [20]. Besleme suyu sistemi aynı zamanda kazan HP kızdırıcı ve tekrar ısıtıcı sıcaklık ayarlayıcı vanalarına spreyleme suyu sağlar. Her bir gaz türbini ve kazan ünitesi için bir besleme suyu sistemi mevcuttur. HP/IP kazan besleme suyu pompası normal işletmede emişini LP ekonomizer çıkışından yapar. Besleme suyu pompası, kondensat basıncı LP drum basıncının altına düştüğü zaman LP drum'ı su kaynağı olarak kullanır. Normal

işletmede daha yüksek basınçtaki LP ekonomizer çıkışından LP drum'a tersine su gidişi hat üzerindeki check valf ile önlenmektedir.

Besleme suyu pompası çok kademeli, yatay tip santrifüj pompa olup bir elektrik motoru ile tahrik edilmektedir ve pompaya ait mekanik sızdırmazlık sistemi mevcuttur. Pompanın kendisine ait yağlama sistemi mevcut olup, sistem yağ tankı, elektrik motor tahrikli yardımcı yağlama pompası, pompa rotorundan tahrikli ana yağlama pompası, yağ filtreleri ve yağ soğutucusundan oluşmaktadır. Pompada radyal yataklar ve itme yatak mevcuttur. İtme yatağa gelen yükün neredeyse tamamı dahili balans diski tarafından minimize edilir. Sızdırmazlık suyu sızdırmazlık elemanları, soğutucu eşanjör ve manyetik filtreler arasında kapalı bir çevrim olarak dolaşır. Yağ soğutucusu ve sızdırmazlık soğutucusu için soğutma suyu kapalı çevrim soğutma suyu sisteminden sağlanır.

HP besleme suyu, kazan besleme pompasının son kademesinden alınarak HP ekonomizere gönderilir. Besleme suyu akışı HP drum seviye kontrol vanası ile ayarlanır. Bu vana işletme moduna göre tek elemanlı veya üç elemanlı kontrol modunda çalışır. HP buharı sıcaklık ayarlama vanasına yüksek basınçlı su, besleme suyu hattından alınan bir branşmanla gönderilir.

IP besleme suyu, kazan besleme pompasının ara kademesinden alınarak IP ekonomizere gönderilir. Besleme suyu akışı IP drum seviye kontrol vanası tarafından ayarlanır. IP besleme suyundan aynı zamanda doğal gaz ısıtıcısına, tekrar ısıtma buharı sıcaklık ayarlama vanasına ve sızdırmazlık buharı sıcaklık ayarlama vanasına su temin edilir. Doğal gaz ısıtıcısından geri dönen su, kondensat sisteminde LP ekonomizer girişine geri gönderilir.

Kazan besleme suyu pompasının minimum akış koruması, pompanın yüksek basınç çıkış hattından alınan ve ana kondensere yönlendirilmiş olan bir minimum akış resirkülasyon hattı ile yapılır. Bu hat üzerinde bir adet akış kontrol vanası, bir adet motorlu kesme vanası ve arkasındaki basıncı kontrol eden bir adet kontrol vanası mevcuttur. Bu vanalar ile minimum akış gereklerine uygun olarak akış sağlanmakta ve pompa yüksek basınç çıkışındaki akış kontrolü otomatik olarak yapılmaktadır. Her iki üniteye ait kazan besleme suyu pompalarının minimum akış resirkülasyon hatları birleştikten sonra kondensere bağlanma noktasına yakın bir yerde bulunan

basınç kontrol vanası ile bu ortak hat üzerindedir. Ayrıca ek olarak pompanın yüksek basınç çıkışından pompa girişine resirkülasyon hattı mevcuttur. Bu hat üzerindeki basınç kontrol vanası hem pompa yüksek basınç çıkışını kontrol etmekte hem de minimum akış hattındaki akış kontroluna yardımcı olmaktadır. Bu resirkülasyon hattının amacı ünite duruş kalkışları sırasında pompa çıkışını yüksek basınçtan korumaktır. Besleme suyun pompası emişinde, pH değeri devamlı olarak gözlenmektedir. Besleme suyu pompa emişinden alınan numune ile laboratuarda iletkenlik ve çözülmüş oksijen periyodik analizleri yapılır.

Normal İşletme: İşletmede her bir kazana ait birer adet besleme suyu pompası çalışmaktadır. Bu pompalar ile kazanların HP ve IP ekonomizerlerine besleme suyu sağlanmaktadır.

IP ekonomizerden çıkıp doğal gaz ısıtıcısına giden besleme suyu sıcaklığı ısıtıcı çıkışındaki sıcaklık kontrol vanası ile kontrol edilmektedir. Doğal gaz sıcaklık kontrol elemanından alınan sinyal ile bu sıcaklık kontrol vanası ısıtıcıdan çıkan gaz sıcaklığını sabit tutacak şekilde pozisyon alır.

### **1.2.7. Ana soğutma suyu sistemi**

Buhar çevriminde kullanılan ve en son alçak basınç türbininden çıkan iş görmüş çürük (nemli) buhar yoğunlaştırılarak çevrime geri gönderilir. Bu yoğunlaşma sırasında buhardaki ısı enerjisi, soğutma amacıyla kullanılan suya aktarılır. Isınan su soğutularak çevrime geri gönderilir. Isı soğurma deposu yukarıda anlatılan ısı alışverişlerinin yapıldığı ortamların bütünü olarak tarif edilir.

Her blok için bir ısı soğurma deposu bulunmaktadır. Ana soğutma suyu sistemin ana ekipmanları; direkt temaslı kondenser, kuru tip hava soğutmalı, doğal sirkülasyonlu soğutma kuleleri, sirkülasyon pompaları ve hidrolik türbinlerdir.

LP türbin egzoz buharı, soğutma kulesinde soğutulan suyun kondenser içinde buhar üzerine doğrudan spreyleneceği ile yoğunlaştırılır. Sprey suyu ve yoğunlaşan buhar kondenser alt kısmında toplanır. Ana soğutma suyu pompaları, giriş çıkış boruları ve hidrolik türbinlerden oluşan iki paralel grup kondenser ve soğutma kulesini birleştirir. Ana soğutma suyu pompaları suyu, kondenserdan soğutma kulesine



aktarırlar. Bu akışın yoğunlaşan egzoz buharı kadarlık kısmı yardımcı pompalar vasıtasıyla ana soğutma suyu pompaları çıkışından alınarak kondensat sistemine pompalanır. Geride kalan ve akışın büyük kısmını oluşturan su soğutma kulesine doğru yoluna devam eder.

Kondenser; dış cidar, soğutma suyu giriş ve çıkış headerleri, dahili soğutma suyu sprej bağlantıları ve sprej nozulları, LP türbin egzoz buharı giriş bağlantısı, HP ve IP by-pass buharı bağlantıları, drainler, hava çıkışları, ekleme suyu girişi, perde spreyleme girişi, kondensat pompası ve kazan besleme suyu pompası resirkülasyon hatlarından oluşur. Seviye, basınç ve sıcaklık enstrüman bağlantıları da mevcuttur.

Ana soğutma suyu pompaları yatay, tek kademeli, çift emişli santrifüj pompaları olup sızdırmazlık sistemleri mekanik salmastralarla donatılmıştır. Pompa şaftı gövdenin her iki ucuna doğru uzamakta olup, bir uçta elektrik motor bağlantısı, diğer uçta da hidrolik türbin bağlantısı vardır.

Soğutma kulesi hiperbolik, donatılı beton bir gövdeye sahip olup tabanda çepeçevre dikine fin tüplü hava soğutmalı eşanjörlerle donatılmıştır. Şekil 1.9'da gösterilmektedir. Eşanjörler, üçgen şeklindeki fin tüp dizilişi ve panjur yapılarından dolayı delta soğutucu olarak adlandırılmaktadır. Ana soğutma suyu delta boruları içinden akarlar. Hava akışı soğutma kulesinin yapısından dolayı kule dışından içeriye doğrudur [18]. Hava, deltaları oluşturan finli tüplerin dış yüzeyinden kule içine doğru geçerken tüpler içerisindeki buhar çevriminde iş görerek kuleye gelen suyun ısınıp alır ve ısınarak doğal akımla kulenin çıkış ağzına doğru yükselir. Dış hava şartlarına bağlı olarak soğutma suyunun kondensere dönüş sıcaklığını kontrol altında tutabilmek amacıyla deltalar motorlu panjurlarla donatılmıştır. Soğuyan su deltaları terk ederek kondenserdeki spreylere gider ve çevrimini tamamlar. Soğutma suyunu kondensere basarken gerekli olan enerjinin bir kısmı (yaklaşık %40) dönüş suyu hattı üzerinde bulunan hidrolik türbinlerden geri kazanılır.

Hidrolik türbinler yatay santrifüj tip olup yatay girişi ve alından çıkışı olan salyangoz gövdelere sahiptir. Delta soğutucuların tam dolu olmasını sağlamak için kuleden geri dönen suyun basıncı hidrolik türbinlerin girişinde bulunan hareketli kanatçıklar ile kontrol altında tutulur.

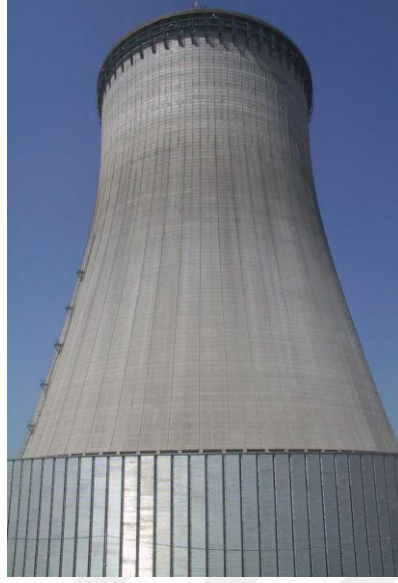
Ana soğutma suyu sistemi, kullanılan su miktarının izlenebilmesini ve miktarının kontrol edilebilmesini sağlamaktadır. Küçük kaçaklar ve kazan blöfünü karşılamak için kondens depolama ve sisteminden kondenserin içine vakum çekişiyle normal takviye yapılır. Kondensere tüketilenden daha fazla verilen su, soğutma kulesinde bulunan yer altı tanklarına aktarılır. Bu tanklar aynı zamanda, sistemin durması veya sistem devredeyken soğuk havalarda deltalarda donmayı engellemek üzere yapılacak olan acil boşaltmaları da karşılayabilecek kapasitedir. Tanklarda depolanan su gerektiğinde tankların içine yerleştirilmiş olan dalgıç pompalar vasıtasıyla, sisteme geri döndürülebilir veya deşarj sistemine boşaltılabilir.

Normal İşletme: Ana soğutma suyu sisteminin normal işletiminde her iki ana soğutma suyu çevrimi devrededir. Sirkülasyon pompaları suyu kondenserin alt kısmından soğutma kulelerine gönderir. Kulede soğuyan su, sirkülasyon pompalarının dönmesi için gerekli elektrik enerjisinin azaltılmasını sağlayan hidrolik türbinlere girer. Su akışı kondenser su giriş haznesine ve iç taraftaki sprej bağlantısına kadar devam eder. Daha sonra sprej nozullarından püskürtülerek türbin egzoz buharıyla karışır ve buharın yoğunlaşmasını sağlar. Alt kısımda toplanan su, çevrimi tamamlamak üzere sirkülasyon pompaları emişine gelir. Yoğuşan egzoz buharı ana soğutma suyu çevriminin birisinden kondensat yardımcı pompaları ile çekilerek kazan kondensat ve besleme suyu çevrimine geri verilir. Kondenserdeki hava ve yoğunlaşmayan gazlar iki kademeli buhar jetli hava ejektörü vasıtasıyla kondenserdan emilir.

Ana soğutma suyu sistemi kendi işletmesini desteklemek üzere üç ana fonksiyonu yerine getirir. Bunlar su envanter kontrolü, su sıcaklığı kontrolü ve soğutma kulesi deltalardaki su seviye kontrolleridir. Sistemdeki su envanteri, kondenser ve yeraltı depolama tanklarının seviyelerinin ölçülmesiyle izlenir. Kondenserde sekiz adet seviye aralığı vardır ve yeraltı depolama tankı seviyesi ile işletmede olan soğutma kulesi sektörlerinin sayısı arasında on adet kombinasyon vardır. Kondenser ve depolama tankları arasında su transferi seviyelerin bulunduğu aralıklara bağlı olarak yapılır. Örneğin, kondenserdeki seviye düşükse ve depolama tanklarında seviye fazlaysa, transfer pompalarından biri çalışarak kondensere su transfer edilir. Depolama tanklarındaki seviye değeri fazla değilse, kondenserin ihtiyaç duyduğu ilave suyu demineralize su tankından vakum aracılığı ile çekilir. Kondenserdeki su

seviyesi yüksek fakat depolama tanklarının seviyesi fazla değil ise su depolama tanklarına boşaltılır. Kondenserde su ihtiyacı yoksa fakat işletmede olan sektör sayısına bağlı olarak depolama tankları seviyesi yüksek ise depolama tanklarından su atık su sistemine deşarj edilir. Depolama tanklarında işletmede olan sektörlerin boşaltılmasına yetecek kadar rezerv boşluk bırakılmalıdır. Biri yaz diğeri kış işletmesi olmak üzere iki adet sıcaklık kontrol stratejisi vardır. Her iki sıcaklık kontrolü soğutma kulesi deltaları hava giriş menfezlerinin otomatik olarak ayarlanmasıyla yapılır. Yaz stratejisi kondenser sıcaklığını buhar türbinin optimum verim sağlayacağı seçilmiş aralıkta kontrol eder. Kış stratejisi deltaların içindeki soğutma suyunun donmasını önlemek için dizayn edilmiş olup soğutma kulesi dönüş suyunu belirlenen bir aralıkta kontrol eder. Hava sıcaklığı ile birlikte dönüş suyu sıcaklığı da düşükse, sisteme suyun geri dönüşüne izin verilmeden sirkülasyon pompaları durur. Donmayı önlemek amacıyla acilen deltalar otomatik olarak depolama tanklarına boşaltılır.

Herhangi bir soğutma kulesi sektörüne ait delta hava kapakları hareketlendirici motorların kısa aralıklarla itme vermesiyle kademeli olarak hep birlikte pozisyon alırlar. Bir sektördeki bütün hava kapaklarının pozisyonu günde bir kere otomatik olarak birbirine senkronize edilir. Soğutma kulesi deltalarının su seviyesini kontrol etmek için her sektöre ait hava vent hatlarındaki seviye transmitterleri kullanılır. Kontrol en düşük seviye baz alınarak yapılır. Ana soğutma suyu pompaları emiş ve basma basınçlarında ölçülmektedir. Hidrolik türbin giriş ve çıkış basınçları arasındaki fark sektör hava vent hatlarındaki su seviyesine karşılık gelmiyorsa hidrolik türbin giriş vanaları otomatik olarak pozisyon değiştirir. Örneğin, hava vent hattındaki yüksek su seviyesi ile beklenenden fazla bir pompa emme ve basma basınç farkı toplam dinamik head yüksekliğinin göstergesi olacak ve hidrolik türbin giriş vanasının açılması gerekecektir. Hidrolik türbin giriş vanasının pozisyonu, elektrik motorlu aktüatör ile hassas olarak ayarlanır.



Şekil 1.9. Soğutma kulesi

### 1.2.8. Doğal gaz

Santralde yakıt olarak doğal gaz kullanılmaktadır. Doğal gaz BOTAŞ hatlarından ölçme ve basınç kontrol istasyonuna getirilir. Santral için bir adet basınç kontrol istasyonu mevcuttur. Doğal gaz şekil 1.10'da yer alan basınç kontrol istasyonunda ilgili gaz türbinine gönderilmeden şartlandırılır. Gaz, basınç kontrol istasyonu içinde üç adet %50 kapasiteli filtre ünitesinden geçirilerek içindeki parçacıklar ve bünyesindeki sıvılar atılır. Bundan sonra gazın bir kısmı üç adet %50 kapasiteli harici ısıtılmalı doğal gaz yakıtlı, su hazneli ısıtıcılardan geçirilerek ısıtılır. Bir tam kapasiteli karıştırma ünitesi istenilen nihai gaz sıcaklığına uygun olarak ısınmış gazla ısınmamış gazı karıştırır. Karıştırma ünitesi çıkışında her santral için ayrı kurulmuş olan basınç düşürme ve ölçüm hatlarına gelen gaz, basıncı düşürüldükten ve ölçüldükten sonra yeraltı boru hattı ile santrale gönderilir. Gazın kalorifik değerinin ölçümü karıştırma ünitesi çıkışından alınan nümune ile yapılmakta olup her iki santralin tükettiği enerjinin hesaplanmasında kullanılmaktadır.

Basınç kontrol istasyonu çıkışından alınan doğal gaz ilgili gaz türbini girişinde bulunan şartlandırma ünitesine gönderilir. Gaz türbinlerinin herbirine ait ayrı şartlandırma ünitesi vardır. Bu şartlandırma ünitesinde gaz ısıtıcısı, basınç kontrol vanası, filtre ve gaz ölçümü için debimetre vardır. Şartlandırılmış doğal gaz daha sonra gaz türbinine ait gaz yakıt sistemine gelir.



Şekil 1.10. Doğal gaz ölçme ve basınç kontrol istasyonu

Normal İşletme: Gaz ölçme ve basınç kontrol istasyonunda, doğal gaz 61-75 barg basınç aralığında BOTAS' tan alınır. Basınç kontrol istasyonundaki ekipman doğal gaz basıncını 37-42 barg basınç aralığına düşürür, sıcaklığını ise 0-25°C' ye çıkartır [21]. Buna ek olarak istasyonda doğal gazın içinde bulunabilecek sıvı ve katı partiküller alınır. Gaz türbinlerine gitmeden önce gaz basıncı basınç kontrol valfi ile 32 barg olarak ayarlanır. Aksesuar modülüne girmeden önce, doğal gaz son şartlandırma için ısıtıcı ve filtreden geçer. Doğal gaz ısıtıcısı gazı, istenen performans gaz sıcaklığına çıkarabilmek için IP ekonomizer çıkışından alınan ısıtılmış suyu kullanır. Sıcaklık kontrol vanası gaz sıcaklığını ayarlamak için ısıtıcıya giren IP besleme suyu akışını ayarlar. Doğal gaz performans ısıtıcı ve filtre drainleri daha sonra saha dışına atılmak üzere atmosferik drain tankına otomatik olarak boşaltılır. Gaz türbini performans izleme amacıyla doğal gaz debisi, yüksek hassasiyetli bir fark basınç debimetresi ile ölçülmektedir.

### **1.2.9. Kapalı çevrim soğutma suyu**

Her yardımcı sistemlerdeki soğutma ihtiyacını karşılamak üzere, kapalı çevrim soğutma sistemi bulunmaktadır. Soğutma suyu, soğutulan sistemle soğutma suyunun soğutulduğu fan sistemi arasında kapalı çevrim olarak sirküle etmektedir [20].

Soğutma suyunun soğutulması, hava soğutmalı kuru tip, fin tüplü eşanjörlerle yapılmaktadır. Bu sistem; sekiz sıralı, her bir sırada elektrik motorlu kayış-kasnak

düzenekli üç adet fan bulunan fan modüllerinden ve her bir sırada iki tane üçgen yapı oluşturacak şekilde dört adet finli tüp eşanşör bulunan eşanşör modüllerinden oluşmaktadır. Sistemde toplam 24 adet fan ve 16 adet delta soğutucu eşanşör bulunmaktadır. Bu düzenek hava şartlarında ve soğutma yüklerinde oluşacak değişimleri, gruptaki vanaları açıp-kapatarak ve fanları durdurup-çalıştırarak karşılayabilecek esnekliğe sahiptir. Her fan için yüksek vibrasyon alarmı veren bir vibrasyon ölçüm aleti bulunmaktadır. Eşanşörlerde, finler alüminyum ve tüpler çelik malzemedir yapılmıştır. Sistemde iki adet %100 kapasiteli, yatay santrifüj, mekanik salmastralı, alından emişli, radial gövdeli, elektrik motor tahrikli pompa bulunmaktadır. Sistemde ayrıca bir adet atmosferik fiberglas genleşme tankı ve bir adet karbon çeliğinden imal edilmiş basınçlı kimyasal enjeksiyon tankı bulunmaktadır. Sistemdeki su miktarı, yüksek ve düşük seviye alarmları ile donatılmış genleşme tankı seviye transmitterleri sayesinde izlenebilmektedir. Düşük seviye durumunda, kondensat sisteminden takviye yapılmaktadır. Kondensat sisteminden alınan demineralize suya donma sıcaklığını düşürmek üzere propilen glikol ve bakteri oluşmasını önleyici, pH düzenleyici kimyasallar ilave edilmektedir.

Normal İşletme: İşletmede %100 kapasiteli pompalardan biri çalışmakta olup, çalışan pompanın trip etmesi halinde beklemede olan pompa otomatik olarak devreye girer. Kapalı çevrim soğutma suyu genleşme tankı seviyesi belirlenen bir değerin altına düştüğünde seviyeyi sağlamak üzere seviye kontrol vanası ile otomatik olarak kondensat sisteminden tanka su alınır.

Santral için ünitenin dizayn durumu baz alınarak, 24 adet ısı eşanjörü fanından 23 adeti çalışmaktadır. Düşük kuru termometre sıcaklıklarında, kabul edilebilir soğutma suyu sıcaklıkları sağlanıyorsa, fan veya fanlar yardımcı yük tüketimini azaltmak amacıyla durdurulabilir.

#### **1.2.10. Ham ve demineralize su**

Santralde ham su dört adet kuyudan temin edilmektedir. Su, kuyulardan ham su, yangın suyu tankına ve kullanma suyu tankına basılmaktadır. Herhangi bir yangın durumunda kullanılmak üzere tank kapasitesinin belirlenmiş miktarı yangın suyu olarak tutulmaktadır. Bu tank aynı zamanda su arıtma tesisinin besleme suyunu sağlamaktadır. Eğer ham su, yangın suyu tankı seviyesi belirlenmiş miktarın altına

düşerse, su arıtma ünitesi otomatik olarak durdurulmaktadır. Santralle hizmet veren ham su, kullanım suyu ve su arıtma tesisi bir adettir.

Su arıtma sisteminde ham su önce filtre edilir sonra iyon değişimi yapılır ve çevrim için gerekli demineralize su elde edilir. Demineralize besleme pompaları ile ham, yangın suyu tank çıkışından alınan ham su %100 kapasitede birbirine paralel iki su işleme ünitesindeki ekipmanlara pompalanır. Su işleme ünitesine ait ekipmanların tanıtımı aşağıda yapılmıştır.

Su arıtma tesisinde ham su sırayla multimedya ve aktif karbon filtrelerinden geçirilmektedir. Aktif karbon filtrelerinden gelen su, Şekil 1.11'de yer alan ters osmoz ünitesine basılır. Ters osmoz ünitesinin ürün suyu ara toplama tankına, atık suyu ise ikinci kademe ters osmoz ünitesi besleme tankına gönderilir. İkinci kademe ters osmoz ünitesinin ürün suyu ara toplama tankına beslenir. Atık su ise atık su havuzuna tahliye edilir. Bu işlemin ardından ara toplama tankındaki su bir adet zayıf/kuvvetli asit katyon değiştiriciye gönderilir. Daha sonra her iki ünite için ortaklaşa kullanılan bir adet dekarbonatörde karbon gazlarından arındırılır. Dekarbonatörden alınan su transfer pompaları ile bir adet zayıf/kuvvetli baz anyon değiştiriciye basılır. Burada gerekli iyon değişimi yapılır ve son aşama olarak bir adet kuvvetli asit katyon ve kuvvetli baz anyondan geçirilir. Elde edilen şartlandırılmış su daha sonra demineralize su tanklarına gönderilir. Her bir blok için bir adet demineralize su tankı bulunmaktadır.

Blok işletme esnasında, kondenser ve besleme suyu sisteminde ihtiyaç duyulan su kondenserdeki vakum vasıtasıyla sisteme takviye edilir.

Demineralize su transfer pompaları, blok devre dışıyken kondensere ve besleme suyu sistemine yüksek kapasitede su doldurmak için kullanılmaktadır.

Filtre geri yıkamalarından ve su arıtma ekipmanlarının rejenerasyonlarından çıkan atık su, atık su deşarj sistemine gönderilmektedir. Rejenerasyonda kullanılan atık su nötrale sisteminden geçirildikten sonra deşarj edilmektedir.





Şekil 1.11. Su arıtma ters ozmoz ünitesi

### 1.2.11. Enstrüman havası (basınçlı hava sistemi)

Basınçlı hava sisteminin amacı santraldeki ekipmanlara kesintisiz, temiz, kuru ve yağsız enstrüman havası sağlamaktır [22]. Bu sistemde aynı zamanda, harici bir kompresörün bağlanabileceği servis havası dağıtım hatları ve bağlantı noktaları bulunmaktadır. Her blok için birer adet enstrüman hava ünitesi vardır. Şekil 1.12’de görülmektedir.

Enstrüman havasının birincil kaynağı iki gaz türbininden basıncı daha yüksek olanıdır. Havanın basıncı basınç kontrol vanasında düşürüldükten sonra sıcaklığının düşürülmesi için kapalı devre soğutma suyuyla soğutulan bir eşanjöre gönderilmektedir. Soğutulan hava ile yoğuşturulan su, eşanjör çıkışında bulunan nem ayırıcıyla mekanik olarak ayrıştırılmaktadır.

Gaz türbinleri devrede değilken enstrüman havası harici hava kompresöründen temin edilir. Bu hava kompresörü yağsız, hava soğutmalı, vidalı tip bir kompresör olup, devreye almalarında ve duruşlarda birincil hava kaynağıdır. Hava tankından hemen önce, gerek duyulduğunda harici bir seyyar hava kompresörünün bağlanabileceği bir branşman bulunmaktadır.

Soğutucudan çıkan hava önce hava tankına, daha sonra içinde kalan nemin alınması için kurutuculara gönderilir. Hava kurutucusu, ısıtmasız rejenerasyon için dizayn edilmiş kurutucu dolgu malzemesi içeren iki kuleden oluşmuştur. Kurutucunun girişi ve çıkışında ikiz tip filtreler vardır. Kurutma modunda çalışan kuleden çıkışından



alınan bir miktar hava diğer kulelerin kurutucu dolgu malzemesini rejenere etmek için kullanılır. Kulelerin her ikisinde de beklenmedik bir arıza halinde, hava beslemesini devam ettirebilecek bir by-pass hattı teçhiz edilmiştir. Kurutucudan alınan yağsız ve kuru enstrüman havası kullanılmak üzere uygun yerlere gönderilir.



Şekil 1.12. Enstrüman havası kompresörleri

Sistem için ihtiyaç duyulan hava, ya enstrüman havası kompresöründen ya da gaz türbini kompresöründen alınmaktadır. Normalde hava kaynağı gaz türbini kompresörlerinden birisi olup hava kompresörünün yedekte beklemesi öngörülmüştür. Hava kompresörünün ilk kaynak olarak kullanıldığı durumda hava basıncı izlenir ve kompresör çalışır veya yükleme yapar, eğer çalışıyorsa, hava talebini karşılamak üzere isteğe göre yükler veya yük düşer. Kurutucu havanın yeteri kadar kuru olmasını sağlamak amacıyla çiğlenme noktasını düşürmek için işletmededir.

### 1.3. Santralde Azot Gazı Kullanımı

Çalışmayan kazana gerekli koruma sağlanmadığında istenmeyen korozyona uğrar. Korozyonu sağlayan ana madde oksijendir, metal yüzeylerde paslanma yoğunluğu ile birlikte çukurluklar oluşmaya ve malzeme et kalınlığını zayıflatmaya başlar. Gerekli koruma önlemleri alınmamış durağan kazanlarda Denklem (1.3a), (1.3b) ve (1.3c)'deki elektrokimyasal tepkimeler gözlenmektedir,

Oksidasyon :



Redüksiyon:



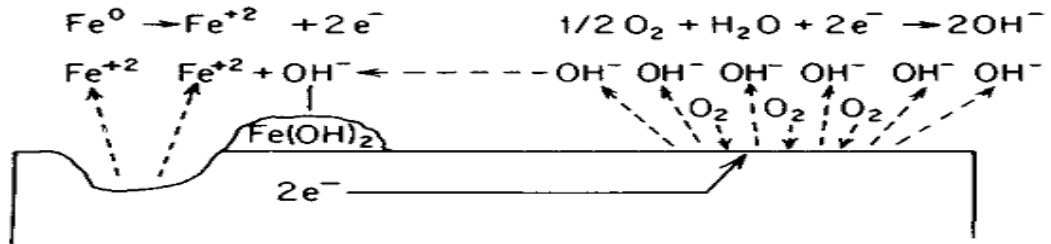
Denklem (1.3a) demir su ile temasta olduğu zaman olur.  $\text{Fe}^{++}$  iyonları suda çözülürken metal (anot) negatif elektronları absorbe eder. Reaksiyon metal elektrodun polarize olmasıyla durur. Metal yüzeyinde (katot) ise Denklem (1.3b) ve Denklem (1.3c) numaralı reaksiyonlar oluşur.

Yukarıdaki reaksiyonların dengesi sudaki  $\text{OH}^-$  iyonlarının konsantrasyonuna bağlıdır (suyun pH değerine). Denklem (1.3c) numaralı reaksiyon oksijen miktarı ile artar.

Anottaki elektronlar metal içinde katota doğru hareket eder: Denklem (1.3a) numaralı reaksiyonun dengesi bozulur ve demir su içerisinde  $\text{Fe}^{++}$  iyonları olarak çözünmeye devam eder.

Reaksiyonları engellemek için tepkimeye giren  $\text{O}_2$  veya  $\text{H}_2\text{O}$  olmamalıdır. Metallerin sular içindeki korozyon hızını tayin eden en önemli etken su içinde çözülmüş oksijen miktarıdır. Hızlı korozyon oluşumu için çözünen oksijen miktarı normal koşullarda 8 ppm (5,6ml/lt) civarındadır. Bu sebeple, denizlerde suyla temas eden çelik gövdeler, bakır-nikel alaşımıyla giydirme yapılarak  $\text{CuO}$ 'li boyalar gemilerde ve diğer yapılarda kullanılır.

Diğer nokta ise suda bulunan çözülmüş oksijen tepkimeye girerek azalacak, korozyon oluşacak ve sistem atmosfer ile temas halinde değilse oksijen su da tekrar çözülemeyecek ve korozyon devam etmeyecektir.



Şekil 1.13. Korozyon Oluşumu

Kuru konservasyon (susuz ortam), yukarıdaki reaksiyonların oluşumunu engeller. Sistemin çalışmadığı durumlarda, kazanı boşaltmanın yanı sıra ortama korozyona uğraticı O<sub>2</sub> girmesini engellemek için kazana N<sub>2</sub> gazı basılır.

#### **1.4. Santralde Hidrojen Gazı Kullanımı**

Hidrojen gazı jeneratör soğutmasında kullanılır. Hidrojen, yüksek ısı iletkenliğine sahip bir element olarak, jeneratörlerin soğutulmasında çok büyük avantaj sağlamaktadır. Soğutmada hava yerine hidrojen kullanılması, jeneratörün yapımı sırasında ihtiyaç duyulan malzemenin azalmasını sağlar. Hidrojenin havaya göre diğer bir avantajı da düşük yoğunluğudur. Havaya göre yoğunluğu 14 kat daha az olan hidrojen gazı oldukça hafiftir [23]. Bu yüzden jeneratör sargılarının hava direnciyle yaşadığı sürtünme kaybı, hidrojen ortamında neredeyse yok edilmiş olur. Hidrojen havaya oranla armatüre izalasyonunun bozulup delinmesini azaltır.

Hidrojen gazının jeneratör soğutmasında kullanılmasının iki nedeni vardır :

- Hidrojen en iyi ısı transfer eden gazdır.
- Yoğunluğunun düşük olması sürtünme kayıplarını azaltır.

Jeneratör kabini içindeki soğutucu gaz olarak kullanılan hidrojenin kalitesi jeneratörün çalışma şartlarını temel olarak üç şekilde etkiler:

- Hidrojen safiyeti sürtünme kayıpları nedeniyle, jeneratörün çalışma verimini etkiler.

Jeneratör kabini içindeki hidrojenin safiyetinin seviyesi emniyet nedeniyle önemlidir. Hava içindeki H<sub>2</sub> karışım oranı % 4,1 ile % 74,2 arasında olursa yüksek patlama riski taşır. Santrallerde, hidrojen konsantrasyonunun % 85'in altına düşmesi durumunda jeneratörü durdurup otomatik olarak karbondioksit ile yıkamayı devreye sokan sistem kullanılmaktadır. Bunun yanı sıra, jeneratör kabini içindeki hidrojen safiyeti, sargıların sürtünme kayıplarını azaltma açısından önemlidir. Ortamdaki yabancı maddelerden dolayı oluşan sürtünme kayıplarının artması, jeneratörün çalışma verimini etkilemektedir.

- Hidrojenin içerdiği nem miktarı jeneratör sargılarının ömrünü etkiler.

Jeneratör kabini içindeki soğutucu hidrojen gazında bulunan nem miktarı yüksekse, sürtünme kayıplarının yanında başka sorunlar da ortaya çıkar. Su buharı, jeneratör parçalarının ömrünün kısılmasına yol açar, yüksek nem koruyucu contaları gerilim korozoyonu kırılmasına uğratarak stator sargılarında kısa devreye neden olur. Jeneratörlerde hidrojen çığlenme noktasının 0 °C'nin altında tutulur. Soğutucu gaz olarak kullanılan hidrojenin içindeki nemin en yaygın kaynağı, conta yağı ile birleşen sudur. 0 °C'nin altında çığlenme noktasına ulaşabilmek için conta yağı içindeki su oranını 100 ppm altında tutmak gereklidir. Eğer -9 °C çığlenme noktası için bu oran 50 ppm civarında olmalıdır.

- Jeneratör kabinindeki hidrojen gaz basıncının kararlı olması jeneratörün maksimum kapasitesini etkiler.

Yükselen basınç ile birlikte hidrojen daha yoğun hale gelerek ısıyı daha hızlı absorbe eder ve daha çabuk uzaklaştırır. Sonuç olarak sargılarda sıcaklık yükselmesi olmadan daha yüksek kapasiteye erişilebilir. Yükselen hidrojen basıncı, gaz soğutucusunda kullanılan soğutma suyu sıcaklığını arttırmadan normal yükte çalışmasını sağlar. Üreticinin verdiği sabit hidrojen basıncını koruyarak çalışıldığında yükselen kVA çıkışı, santralin en yüksek elektirik üretim kapasitesinde çalışabilmesini sağlar.

Elektrik santrallerinde hidrojen emniyetini göz önünde bulundurduğundan bilinçli olarak potansiyel kapasitenin tamamı kullanılmaz. Riski azaltmak için, jeneratör basıncını el ile ayarlabilmek amacıyla genellikle tüplerden hidrojen besleme yöntemi kullanılır. Bu el ile kontrol edilen tüple besleme sistemi ayrıca, hidrojen sızıntı oranını takip ederek contalardaki kaçırmayı da izleyebilecek şekilde kullanılabilir.

H<sub>2</sub> ve O<sub>2</sub> 'in jeneratör içinde karışmasını önlemek için inert gaz olan CO<sub>2</sub> ara gaz olarak kullanılır. Boşaltım sırasında CO<sub>2</sub> ile hava daha sonra H<sub>2</sub> ile CO<sub>2</sub> yer değiştirir.

Santraldeki sistem iyileştirme ve maliyet düşürme çalışmaları aşağıdaki konularda yapılabilir.

- Santral atıksularının değerlendirilmesi
- Santral için gerekli olan azot ve hidrojen gazları için jeneratör kurulumu

- Santral devreye alımlarında hızlı tam yüke çıkabilmek için buhar transferi
- Santral işletmesinde kullanılan kimyasal fiyatlarının optimize edilmesi

Yukarıdaki çalışmalar, işletme maliyetleri yüksek olan ve verimi arttırmak isteyen benzer santraller için örnek teşkil etmektedir.

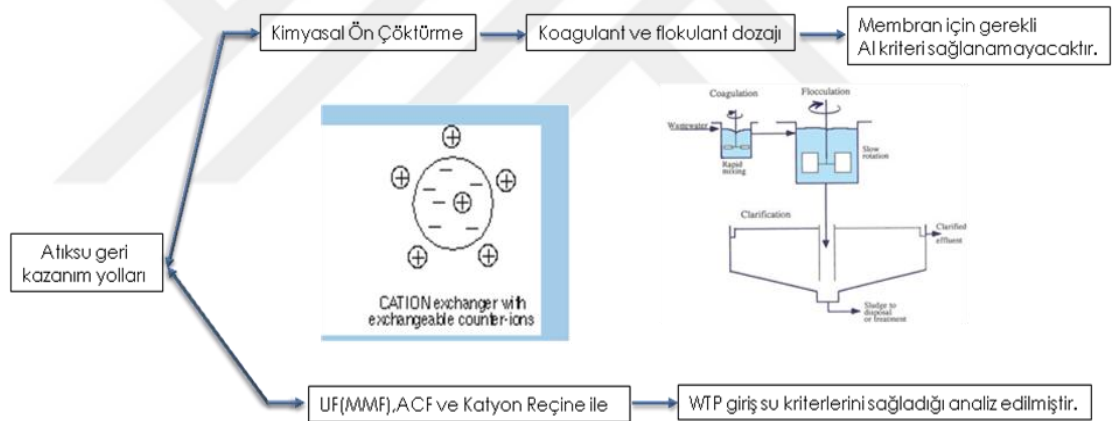


## 2. MALZEME VE YÖNTEM

### 2.1. Santral Atıksuların Değerlendirilmesi

Santral işletmesinden (buhar kazanları atık su), evsel kullanımdan ve su hazırlama ünitesinden kaynaklanan atıksu analizleri santral bünyesinde bulunan tam donanımlı laboratuvarında spektrofotometre, pH metre ve iletkenlik ölçer kullanılarak yapıldı.

Blöf sularının geri kazanım yolları çeşitlidir ama en ekonomik ve verimli olanı suyun karakterizasyonuna bağlı olarak değişmekle birlikte, incelediğimiz santralde ön çöktürme yöntemidir. Şekil 2.1 santralde uygulanabilecek atık su geri kazanım yolları yer almaktadır.



Şekil 2.1. Santral içerisindeki atıksu geri kazanım yolları

Laboratuvarında yapılan tüm deneylere ait analitik metotlar şöyledir:

**Metal Analizi:**

Alüminyum, demir ve diğer metal analizleri Hach-Lange Dr5000 spektrofotometresi ile kullanılarak yapılmıştır.

**pH analizi:**

Su numunelerinin pH'ı HACH marka pH metre ile SM 4500-H+ yöntemi kullanılarak ölçülmüştür.

pH metre oda sıcaklığında pH 4, 7 ve 10 kalibrasyon standartlarına göre ayarlanarak kalibrasyonu yapılmıştır.

İletkenlik Analizi:

İletkenlik analizleri HACH marka iletkenlik ölçer ile SM 2510 B ölçüm yöntemi kullanılarak ölçülmüştür.

### 2.1.1. Kimyasal ön çöktürme

Kimyasal çöktürme, koagülasyon ve flokülasyondan oluşmaktadır.

Kimyasal koagülasyon (yumaklaştırma), sulara bulunan ve kendi ağırlıkları ile çökelemeyen kolloid boyutundaki 1 nm ( $10^{-7}$  cm)-0.1 nm ( $10^{-8}$  cm) katı parçacıkların çeşitli kimyasallar yardımıyla çökebilir hale getirilmesi işlemidir. Bu işlemin ikinci adımı ise büyüyen taneciklerin birleşerek çökmesinin sağlandığı flokülasyon işlemidir. Koagülasyonun amacı, askıda veya çökmüş halde bulunan küçük iyon parçacıklarını uygun pH'da biraraya getirerek toplamaktır [24].

Flokülasyon, kolloidlerin topaklaştırıp belirli oranlarda susuzlaştırılması ve çöktürülmesi olayıdır [19].

Koagülasyon ve flokülasyon prosesleri için ortama uygun Nalco 8103 ve 7132 kimyasalları sırayla ilave edilir. Laboratuvar ortamında yapılan deneyin sonuçları kaydedilir.

Tablo 2.1. Laboratuvarda yapılan jar test

Numune				
pH	9,25			
Aluminyum (ppb)	2440			
Fosfat (ppm)	4,37			
Bulanıklık (NTU)	0,426			
Silika (ppb)	49			
Toplam Demir (ppb)	15			
İletkenlik ( $\mu$ S/cm)	33			
Denemeler				
Sıra	1	2	3	4
Koagulantın Adı	8103	8103	7132	7132
Dozaj (ml)	0,25	0,5	0,25	0,22

Tablo 2.1. (Devam) Laboratuvarda yapılan jar test

Denemeler				
Numune Hacmi (l)	0,5	0,5	0,5	0,5
Dozaj (ppm)	5	10	5	4,4
Ayarlanan pH	7,2	7,1	7,1	7,2
40 mikron kum filtresi ile filtrasyon sonrası				
Alüminyum (ppb)	116	192	249	267
Fosfat (ppm)	0,25	0,54	0,84	1,45
İletkenlik ( $\mu\text{S}/\text{cm}$ )	64	52	50	51

Tablo 2.1’de yer alan, 24 °C ortam sıcaklığına sahip laboratuvarda, numuneleri yine aynı sıcaklığa getirerek yapılan jar deneyinde, numuneler yaklaşık 200 rpm’de 2 dakika karıştırdıktan sonra kum filtre kolonundan geçirilerek analizler yapıldı. Membran için hesaplanılan alüminyum değerinin (>50 ppb) olduğu görüldü. Koagulant olarak Nalco  $\text{Fe}(\text{Cl})_3$  bazlı kimyasallar kullanıldı. Dolayısıyla, bu yöntem tek başına yeterli olmadı. Aynı zamanda, bu yöntem aşağıdaki dezavantajları bulundurdu.

- Çamur oluşumu gerçekleşir ve oluşan çamur kimyasal içerikli olduğu için bertarafı zordur.
- Yüksek miktarlarda kullanılan kimyasal maddelerden kaynaklanan ikincil kirlenme sorunu meydana gelmektedir.
- Çeşitli demir ve alüminyum hidroksit polimer kompleksleri ve çöktürmeleri meydana gelmektedir.
- Arıtma verimi elektrokoagülasyona göre daha düşüktür.
- Oluşan çamurun giderimi için ekstra işletme ve yatırım maliyeti gereklidir.

Yukarıda anlatılan sebeplerden dolayı, kimyasal ön çöktürme prosesi membran öncesinde alüminyum gideriminde yeterli şartı sağlamadığı için tek başına ön arıtma prosesi olarak seçilmedi.

### 2.1.2. Laboratuvar testlerinde izlenen metod ve alüminyum karakteristiği

- Şekil 2.2’de göre, alüminyum pH 7-8 arasında iyon formundan bileşik formuna dönüşmektedir.





### 2.1.3. Nanofiltrasyon (NF) ile yapılan deney

Nanofiltrasyon (NF) yönteminde süzme işlemi, sıvının yarı geçirgen bir membrandan hidrostatik basınç etkisiyle geçirilmesi prensibine dayanır. Yüksek moleküler ağırlıklı katılar ve çözünmüş maddeler tutulurken, su ve düşük moleküler ağırlıklı çözünmüş maddeler membrandan geçer. NF ünitesi ile suda bulunan AKM, bulanıklık, bakteri ve virüsler gibi parametrelerin giderilmesi ve temel anlamda çökebilir formda olan  $Al(OH)_3$  ve  $Al(OH)_2$  formunda bulunan partiküller tutulabilir.

Nanofiltrasyon (NF): 24 °C sıcaklığa sahip laboratuvarımızda numune sıcaklığı 24 °C'ye getirilerek yapılan testlerde 0,45 mikron gözenek boyutunda filtre kullanıldı ve bu testte pH dengelemesi yapılarak (HCl veya NaOH ile) ideal pH bulundu. İdeal pH maksimum giderimin sağlandığı pH'dir ve 7 olarak belirlendi.

NF'in net performansını görebilmek için çıkış suyunun pH'ı başlangıç koşullarına getirildi ve filtreden geçirildi. Alüminyum giderim performansı %85 ve fosfat giderim performansı %91 oldu. Alüminyum, fosfat ile reaksiyona girerek alüminyum fosfat bileşimini oluşturdu.

Numunenin ilk halindeki alüminyum (B), numunenin filtreden geçirilip pH ayarlaması sonrası alüminyum değeri (C) olmak üzere; numunedeki alüminyum ve fosfat için performans hesabı, Denklem (2.1)'deki gibi hesaplanır (A):

$$A = (B - C) / B \quad (2.1)$$

Tablo 2.2. 0,45 µ filtrede alüminyum ve fosfat giderim performansı

	İletkenlik (µS/cm)	pH	Alüminyum (ppb)	Fosfat (ppm)
Tüm Numunelerin İlk Hali	27	9,4	2146	3,74
1.Numune 0,45 µ Filtre Çıkışı	26	9,4	2144	3,68
<b>1.Numune İçin 0,45 µ Filtre Performansı</b>	-	<b>9,4</b>	<b>%0</b>	<b>%0</b>
2.Numune pH Ayarlaması (HCl)	50	5,0	578	3,74
2.Numune 0,45 µ Filtre Çıkışı	48	5,1	473	3,59
2.Numune Filtre Çıkışı pH Ayarlaması NaOH	86	9,9	1418	3,53
<b>2.Numune İçin 0,45 µ Filtre Performansı</b>	-	<b>5,0</b>	<b>%34</b>	<b>%5</b>

Tablo 2.2. (Devam) 0,45 µ filtrede alüminyum ve fosfat giderim performansı

	İletkenlik (µS/cm)	pH	Alüminyum (ppb)	Fosfat (ppm)
3.Numune pH Ayarlaması (HCl)	38	6,9	264	3,66
3.Numune 0,45 µ Filtre Çıkışı	38	7,0	125	0,50
3.Numune Filtre Çıkışı pH Ayarlaması NaOH	86	9,9	270	0,53
<b>3.Numune İçin 0,45 µ Filtre Performansı</b>	-	<b>7,0</b>	<b>%87</b>	<b>%86</b>
4.Numune pH Ayarlaması (NaOH)	110	10,1	2054	2,93
4.Numune 0,45 µ Filtre Çıkışı	110	10,1	1977	2,83
<b>4.Numune İçin 0,45 µ Filtre Performansı</b>	-	<b>10,1</b>	<b>%0</b>	<b>%0</b>

#### 2.1.4. İyon değişimi yöntemi ile yapılan deney

İyon değişimi, katı parçacığın yüzeyindeki yükü fonksiyonel gruplara bağlı iyonların, bir çözelti içindeki aynı yüklü iyonlarla yer değiştirmesidir. İyon değişimi yaygın olarak içme suyu ve atık su arıtımında kullanılmaktadır. Deiyonizasyon çeşitli endüstriyel atıkların arıtımında kullanılır. Katyonlar  $H^+$  veya  $Na^+$ , anyonlarda  $OH^-$  ile yer değiştirirler. İyon değiştirici olarak reçineler kullanılmaktadır.

Örneğin tam rejenere edilmiş bir katyon değiştirici hidrojen formunda ise ve bu katyon değiştirici suda bulunan sodyum iyonlarının tutulması amacıyla kullanılıyorsa ve KR-H tam rejenere edilmiş hidrojen formundaki katyon değiştirici olmak kaydıyla; suda bulunan  $Na^+$  iyonu ile katyon değiştiricideki  $H^+$  yer değiştirerek sodyum iyonu katyon değiştirici tarafından tutulmaktadır. Benzer şekilde AR-OH tam rejenere edilmiş hidroksil formundaki anyon değiştirici olmak kaydıyla ve KR'den çıkan suyun içerdiği HCl (Hidroklorik asit) anyon değiştiricide; suda bulunan  $Cl^-$  iyonu ile anyon değiştiricideki  $OH^-$  yer değiştirerek Klorür iyonu anyon değiştirici tarafından tutulmakta ve demineralize su üretilmektedir.

Katyon değiştiricide bulunan  $H^+$  iyonlarının tamamının yerine  $Na^+$  iyonu geçtiğinde reçine tamamen tükenmiş olur. Bu koşullar altında katyon değiştirici tarafından tutulan  $Na^+$  iyonu miktarı katyon değiştiricinin maksimum iyon değiştirme kapasitesini verir.

Anyon değiştirici için de OH<sup>-</sup> ve Cl<sup>-</sup> iyonları yönünden aynı şeyler geçerlidir.

İyon Seçimliliği: İyon değiştiriciler suda bulunan tüm iyonları aynı öncelik ve aynı kararlılıkla tutamazlar. Örneğin H<sup>+</sup> formundaki bir katyon değiştiriciden su geçirdiğimizi düşünelim. Reçine kirlenmeye başladığında katyon değiştiriciden kaçacak ilk iyonlar Na<sup>+</sup> ve NH<sub>4</sub><sup>+</sup> iyonları olacaktır. Benzer şekilde anyon değiştiriciden ilk kaçacak iyonlar ise HSiO<sub>3</sub><sup>-</sup> ve HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> iyonlarıdır.

İyon Seçimlilik Sırası:

Katyonlar: Fe<sup>+3</sup>, Al<sup>+3</sup>, Pb<sup>+2</sup>, Fe<sup>+2</sup>, Mn<sup>+2</sup>, Ca<sup>+2</sup>, Mg<sup>+2</sup>, K<sup>+</sup>, NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, Na<sup>+</sup>, H<sup>+</sup>

Anyonlar: CrO<sub>4</sub><sup>-2</sup>, SO<sub>4</sub><sup>-2</sup>, HPO<sub>4</sub><sup>-2</sup>, NO<sub>3</sub><sup>-</sup>, Br<sup>-</sup>, Cl<sup>-</sup>, HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>, HSiO<sub>3</sub><sup>-</sup>, OH<sup>-</sup>

Bu değerlerin incelenmesinden de anlaşılacağı gibi yüksek değerlikli iyonlar; iyon değiştiricilerden daha zor kaçmakta ancak küçük değerlikli iyonlar daha kolay kaçmaktadır. İyon değişimi ve rejenerasyonun temeli bu esasa dayanmaktadır.

Yukarıdada belirtildiği gibi demineralizasyon işlemi suda buluna + yüklü iyonların katyon reçinesindeki Hidrojen ile yer değiştirmesi, - yüklü iyonların ise anyon reçinesindeki hidroksil ile yer değiştirmesi ana işleminden ibarettir. Demineralize tesislerinde genellikle kuvvetli asidik katyon reçineleri ve kuvvetli bazik anyon reçineleri kullanıldığından ağırlıklı olarak bu reçinelerin rejenerasyonlarından söz edilecektir.

### **2.1.5. Kuvvetli asidik katyon reçineleri**

Kuvvetli Asidik katyon reçineleri en ucuz ve en kolay bulunan asit olması nedeniyle seyreltik sülfirik asit ile rejenere edilirler Rejenerasyon esnasında oluşan kalsiyum sülfat'ın çözünlüğü düşük olduğundan (%0,2'den az) reçine üzerinde çökmeyi engellemek amacıyla %2'nin altında derişimlerde kullanılırlar. Bir başka uygulama ise rejenerasyona %2'lik sülfirik asit ile başlayıp kalsiyum iyonlarının tamamı uzaklaştırdıktan sonra sülfirik asit derişimini %4-5'e yükseltmektir.

Hidroklorik asit ile rejenerasyon yapıldığında kalsiyum sülfat çökelmesi sözkonusu olmadığından asit %17 derişimlere kadar kullanılabilirse de genellikle %5'li HCl kullanılır. Rejenerasyon için; KR katyon reçinesi, KR-Na sodyum iyonu tarafından kirlenmiş katyon reçinesi kabul edilirse; HCl ile rejenerasyon yapılır.

Sodyum iyonu ile hidrojen iyonu yer değiştirerek reçine tekrar iyon değişimine hazır duruma gelmektedir.

Anyon reğinelerinin rejenerasyonlarının felsefe olarak kation reğinelerinin rejenerasyonundan farkı yoktur.

Kuvvetli bazik reçineler ancak NaOH gibi kuvvetli bazlarla rejenere edilirler ve silis'in daha iyi uzaklaştırılması için yaklaşık 50°C dolaylarına kadar ısıtılırlar. Rejenerasyon ise;

AR-Cl klorür ile kirletilmiş bir anyon reçinesi kabul edilir ve NaOH ile rejenere edildiği varsayılırsa, OH- iyonu reğineye bağlı Cl- iyonu ile yer değiştirip reğineye bağlanarak reğineye tekrar iyon değiştirme yeteneği kazandırmaktadır.

Görüşülen gerek atık su geri kazanım firmalarından gerekse reçine tedarikçisi firmalarından birçok farklı özellikte reçine numunesi alındı ve 24 °C ortam sıcaklığına sahip laboratuvarında, 24 °C'de numune ile aşağıdaki testler yapıldı.

- Zeolit reçine: Su ve atık su uygulamalarında özellikle sertlik giderimi ve ağır metal giderimi gibi çeşitli alanlarda önemli bir potansiyeli vardır. Doğal zeolitler esas itibariyle hidrat alüminyum silikatlardan oluşur. Bu minerallerin yıkanması, elenmesi ve hafif yüzeysel bir erimeye kadar ısıtılıp, sonra NaOH ilavesiyle iyon değistirme özelliği kazandırılır. Doğal zeolitlerin gözenekleri fazla değildir. Ancak dirençleri yüksektir ve kimyasal olarak dayanıklıdırlar. Bunların iyon değistirme kapasiteleri oldukça küçüktür. Doğal zeolitlerin daha çok sertliği az demiri oldukça yüksek ve pH sı 7-8 arasındaki sular için kullanılmaları uygundur [27].

Sentetik jel zeolitler eskiden kil, kum ve sodadan eritme yoluyla elde edilirdi.

Bugün daha çok Na<sub>2</sub>SiO<sub>3</sub> ve NaAlO<sub>2</sub> çözeltilerinden çöktürülerek hazırlanmaktadır.

Bunlar doğal zeolitlere göre daha gözeneklidir. Diğer taraftan dirençleri az kimyasal bakımdan daha az dayanıklıdırlar. Yüzeylerinin demir çözeltiliyle kaplanması için suda çözünmüş oksijen ve demiri az ve özellikle yüksek değistirme kapasitesine ihtiyaç gösteren sular için kullanılır [27].

Rota Madencilik firmasından alınan doğal zeolit numuneyle laboratuvarında analiz yapıldı. Reçinenin net performansını görebilmek için çıkış suyunun Ph'ı başlangıç koşullarına getirildi. Bunun sonucunda, %100 doğal yollarla üretilen ve çevreye hiç bir zarar vermeyen zeolit reçine alüminyum ve fosfat gideriminde performans göstermedi.



Şekil 2.4. Drumlardan gelen suya bağlanmış zeolit reçine kolonu

Tablo 2.3. Zeolit reçinede alüminyum ve fosfat giderim performansı

	İletkenlik ( $\mu\text{S}/\text{cm}$ )	pH	Alüminyum (ppb)	Fosfat (ppm)
Tüm Numunelerin İlk Hali	28	9,1	1650	4,62
1.Numune Zeolit Çıkışı	33	8,8	1484	4,04
<b>1.Numune İçin Zeolitin Performansı</b>	-	<b>9,1</b>	<b>%10</b>	<b>%18</b>
2.Numune pH Ayarlaması (HCl)	69	5	410	3,59
2.Numune Zeolit Çıkışı	92	7,8	358	2,50
2.Numune Zeolit Çıkışı pH Ayarlaması NaOH	111	9,1	976	2,53
<b>2.Numune İçin Zeolitin Performansı</b>	-	<b>5</b>	<b>%40</b>	<b>%45</b>
3.Numune pH Ayarlaması (HCl)	58	7,1	770	4,18
3.Numune Zeolit Çıkışı	54	7,8	324	2,34

Tablo 2.3. (Devam) Zeolit reçinede alüminyum ve fosfat giderim performansı

	İletkenlik ( $\mu\text{S/cm}$ )	pH	Alüminyum (ppb)	Fosfat (ppm)
3.Numune Zeolit Çıkışı pH Ayarlaması NaOH	74	9,4	950	2,25
<b>3.Numune İçin Zeolitin Performansı</b>	-	<b>7,1</b>	<b>%42</b>	<b>%51</b>
4.Numune pH Ayarlaması (NaOH)	54	9,9	1796	4,62
4.Numune Zeolit Çıkışı	39	8,6	1809	4,36
<b>4.Numune İçin Zeolitin Performansı</b>	-	<b>9,9</b>	<b>%0</b>	<b>%5</b>

- Aquamandix reçine:  $\text{MnO}_2$ 'den oluşan reçine, çözülmüş demir ve mangan iyonlarını tutmak için dizayn edilir. Tek bir filtrasyon adımı ile, pH limiti olmadan çözülmüş demir ve mangan gideriminde kullanılan katalitik bir mineraldir. Reçinenin net performansını görebilmek için çıkış suyunun Ph'ı başlangıç koşullarına getirildi. Alınan aquamandix reçine ile yapılan testte Al giderimi %97 oldu. Yalnız, bu reçinenin geri yıkaması  $\text{KMnO}_4$  ile yapıldığı için işletme maliyeti oldukça yüksek çıkar çünkü  $\text{KMnO}_4$  birim fiyatı, diğer katyonik reçinelerin rejenarasyonunda kullanılan HCl birim fiyatınının 40 katıdır. Tablo 2.4 ve 2.5'de deney yapılan numunenin kimyasal ve fiziksel özellikleri yer almaktadır. Tablo 2.6'da ise Aquamandix reçinede alüminyum ve fosfat giderim performansı hesaplanmıştır.

Tablo 2.4. Aquamandix kimyasal özellikleri

$\text{MnO}_2$ (Kütlece %)	78
$\text{Fe}_2\text{O}_3$ (Kütlece %)	6,2
$\text{SiO}_2$ (Kütlece %)	5,2
$\text{Al}_2\text{O}_3$ (Kütlece %)	3,1
Nem	<1

Tablo 2.5. Aquamandix fiziksel özellikleri

Üreticisi ve Ürün Kodu	AquaTechniek BV
Yoğunluk ( $\text{g/cm}^3$ )	3,5
Döküm Yoğunluğu ( $\text{kg/m}^3$ )	2000
Şekil	Düzensiz
Renk	Koyu Siyah
Mevcut boyutlar	0,5 mm



Şekil 2.5. Drumlardan gelen suya bağlanmış aquamandix reçine kolonu

Tablo 2.6. Aquamandix reçinede alüminyum ve fosfat giderim performansı

	İletkenlik ( $\mu\text{S/cm}$ )	pH	Alüminyum (ppb)	Fosfat (ppm)
Tüm Numunelerin İlk Hali	32	9,4	1789	2,86
1.Numune Aquamandix Çıkışı	29	9,1	55	1,10
<b>1.Numune İçin Aquamandix Performansı</b>	-	<b>9,4</b>	<b>%97</b>	<b>%61</b>
2.Numune pH Ayarlaması (HCl)	44	5	731	2,84
2.Numune Aquamandix Çıkışı	37	8,2	82	0,60
2.Numune Aqm Çıkışı pH Ayarlaması NaOH	46	9,3	489	0,60
<b>2.Numune İçin Aquamandix Performansı</b>	-	<b>5</b>	<b>%72</b>	<b>%79</b>
3.Numune pH Ayarlaması (HCl)	37	7	555	2,8
3.Numune Aquamandix Çıkışı	32	8,6	49	0,4
3.Numune Aqm Çıkışı pH Ayarlaması NaOH	44	9,2	413	0,4
<b>3.Numune İçin Aquamandix Performansı</b>	-	<b>7</b>	<b>%77</b>	<b>%86</b>
4.Numune pH Ayarlaması (NaOH)	110	10,1	2054	2,93
4.Numune Aquamandix Çıkışı	17	8,8	419	0,6
<b>4.Numune İçin Aquamandix Performansı</b>	-	<b>10,1</b>	<b>%79</b>	<b>%79</b>



- Demir-Mangan Filtresi: Aquamatch firmasından numune temin edilen; aquamandix ile fiziksel ve kimyasal özellikleri oldukça birbirine yakın olan bu reçineyle yapılan laboratuvar testinde, Ph=7 olarak ayarlandığında, Al giderimi %90 verimle başarılı oldu ama reçinenin geri yıkaması KMnO<sub>4</sub> ile yapıldığı için rejenerasyonun işletme maliyeti HCl göre 40 kat daha yüksek çıktı. Tablo 2.7’de demir mangan filtresinin özellikleri yer alırken tablo 2.8’de, Demir-Mangan filtresinde alüminyum ve fosfat giderim performansı hesaplanmıştır.

Tablo 2.7. Demir Mangan filtresi özellikleri

Ticari İsmi	DMI 65
İçeriğindeki Silikondioksit Oranı (%)	>90
Yoğunluk (kg/l)	2,61
Erime-Donma Noktası (°C)	1610
Kaynama Noktası (°C)	2230
Renk	Koyu Renkli
Koku	Kokusuz
Fiziksel Hal ve Görünüm	Katı-Granül

Tablo 2.8. Demir-Mangan filtresinde alüminyum-fosfat giderim performansı

	İletkenlik (µS/cm)	pH	Alümin- yum (ppb)	Fosfat (ppm)
Tüm Numunelerin İlk Hali	19	9,4	1720	2,26
1.Numune Demir-Mangan Çıkışı	22	9,1	1685	2,26
<b>1.Numune Demir-Mangan Performansı</b>	-	<b>9,4</b>	<b>%2</b>	<b>%0</b>
2.Numune pH Ayarlaması (HCl)	37	5	478	2,23
2.Numune Demir-Mangan Çıkışı	43	8,1	247	0,20
2.Numune Filtre Çıkışı pH Ayarlaması NaOH	65	9,8	242	0,18
<b>2.Numune Demir-Mangan Performansı</b>	-	<b>5</b>	<b>%85</b>	<b>%91</b>
3.Numune pH Ayarlaması (HCl)	43	7	825	2,11
3.Numune Demir-Mangan Çıkışı	28	8,6	280	0,27
3.Numune Filtre Çıkışı pH Ayarlaması NaOH	50	10	314	0,21
<b>3.Numune Demir-Mangan Performansı</b>	-	<b>7</b>	<b>%81</b>	<b>%90</b>
4.Numune pH Ayarlaması (NaOH)	30	9,8	1643	2,30
4.Numune Demir-Mangan Çıkışı	16	8,7	940	2,28
<b>4.Numune Demir-Mangan Performansı</b>	-	<b>9,8</b>	<b>%45</b>	<b>%0</b>

- Katyonik Reçine: Reçinenin net performansını görebilmek için çıkış suyunun Ph'ı başlangıç koşullarına getirildi. Mevcut arıtma sisteminde kullanılan reçine ile yapılan laboratuvar testinde % 95 giderim alüminyum performansı ile başarılı olundu. Geri kazanılması planlanan bu suyu direkt olarak katyon reçinesine vermek teknik olarak uygun değildir. Katyon reçine kolonunda fosfat tuzlarından kaynaklanan çökelmeyi engellemek için suyun içerisinde bulunan fiziksel partiküller ön arıtmada tutulmalıdır. Tablo 2.9'da deney yapılan Jiangsu Suqing firmasının DL519-93 ürün kodlu reçinesinin özellikleri yer almaktadır.

Tablo 2.9. Katyonik reçine kimyasal ve fiziksel özellikleri

Toplam İyon Değişirme Kapasitesi (meq/g)	4,5
Hacimsel İyon Değişirme Kapasitesi (meq/l)	1,9
Su Toplama Hacmi (%)	45-50
Dökme Yoğunluk (g/ml)	0,77-0,87
Özgül Yoğunluk (g/ml)	1,25-1,29
Partikül Boyutu (mm)	0,315-1,25
Homojenlik Katsayısı (maksimum)	1,6
Renk	Kahverengi
İyonik Formu	Na <sup>+</sup>



Şekil 2.6. Drumlardan gelen suya bağlanmış katyon reçine kolonu

Tablo 2.10. Katyonik reçinede alüminyum ve fosfat giderim performansı

	İletkenlik ( $\mu\text{S/cm}$ )	pH	Alüminyum (ppb)	Fosfat (ppm)
Tüm Numunelerin İlk Hali	29	9,4	2220	2,94
Katyon Reçine Çıkış	4,3	6,9	45	1,21
Reçine Çıkışı pH Ayarlama Sonrası (NaOH)	25,1	9,4	117	1,25
<b>Reçine Performansı</b>	-	<b>9,4</b>	<b>%95</b>	<b>%57</b>

## 2.2. Santral Devreye Alımlarında Çalışan Bloktan Buhar Tedariği

Blok devreye alma çalışmaları esnasında kondenserde vakum tutmak için harcanan sürenin kısaltılması ve bu esnada gaz türbinlerinde gereğinden fazla yakıt tüketiminin azaltılması amacıyla çalışan sistemden devreye alınan sisteme buhar tedariği için mevcut durumu analiz etme ve iyileştirme yöntemi tercih edildi. Bu sayede, kondenserde vakum tutma süresini ve bu süre boyunca gaz tüketimini azaltıp blok start up süresini minimum 40dk'ya kadar düşürmek amaçlandı.

## 2.3. Santral İşletmeciliğinde Yapılan İyileştirmeler

Su hazırlama ünitesinde, ters ozmoz sistemlerinde membranlara yapışıp çökelen tuz, kireç, silis gibi iyon konsantrasyonlarının kayganlığını sağlayan antiskalant kimyasalı ve alınan su-buhar numunelerinde bakılmak istenen iyon miktarınının (Al, Fe, Cl gibi), oluşturduğu reaksiyon tepkimesiyle spektrofotometrenin gönderdiği dalga boyunda tespit için kullanılan kimyasallarının (reagent) başka tedarikçi firmadan satın alımı yapılmıştır. Bunu yapabilmek için ve azot, hidrojen jeneratörlerinin kurulumu için de izlenilen yöntem diğer firma tekliflerinin değerlendirilip maliyet analizi yapılma yöntemidir.

### 3. BULGULAR VE TARTIŞMA

#### 3.1. Santral Atıksuların Değerlendirilmesi

2000-2050 yılları arasında imalat, termal enerji üretimi ve evsel kullanımdaki artan taleplere bağlı olarak dünya çapında su ihtiyacının %55 oranında artması öngörülmektedir [28].

Uluslararası Enerji Ajansı'nın (IEA) "Yeni Politikalar Senaryosuna" göre küresel enerji talebinin 2010-2035 yılları arasında %35, elektriğe olan talebin ise %70 oranında artması beklenmektedir [29].

Yine aynı raporda, enerji üretimi için çekilen su miktarının 2010 yılında 540 milyar m<sup>3</sup> iken 2035 yılında 560 milyar m<sup>3</sup> olacağı tahmin edilmektedir, ayrıca su tüketiminin %40 artacağı öngörülmektedir [29].

Santrallerde atıksu arıtma tesisine gelebilecek olan atıksu akımlarının tamamı aşağıda özetlenmektedir. Termik santrallerin kapasiteleri, kullandıkları ekipmanlar ve farklı teknoloji seçimlerine göre her tesisin atıksu kaynakları farklılık göstermektedir.

- Su hazırlama ünitesi
- Filtre geri yıkama suları
- Rejenerasyon suları
- Tesis temizlik suları
- Membran konsantre suları
- Flokülör suları
- Cüruf temizleme ve kül nakliyatından kaynaklı atıksu oluşumu
- Kule ve kazan drenaj suları
- Kazan blöf suları
- Kazan temizleme (asitle yıkama) atıksuları
- Baca gazı arıtma sisteminden kaynaklı atıksular

- Araç temizlik ve sanitasyon suları
- Laboratuvar suları

Termik santrallerde atıksu arıtma tesisine gelen atıksuların kaynakları, karakterizasyonları, desarj sıklıkları ve debileri farklılık gösterebilmektedir. Bu yüzden atıksu arıtma tesisleri şok yükelemeler ve toksititeyi tolere edebilecek şekilde tasarlanmalıdır. Kazan altı dreneaj sularında alkalinite değerleri yüksektir. Kazanlarda oluşacak korozyonu engellemek için kazan temizleme işlemi yapıldığında oluşacak atıksular asidik özellikte olduğundan nötralizasyon yapıldıktan sonra veya dengeleme havuzlarında bekletildikten sonrası atıksu arıtma tesisine alınmalıdır. Soğutma kulesi blöf suları ise sadece su şartlandırma kimyasalları içerdiğinden temiz sayılabilecek niteliktedir. Blöf suyu, santrallerde kimyasal dengeyi sağlayabilmek için daimi veya kesikli olarak basınçlı drumların en dip noktasından yapılan su desarjıdır. Bu yüzden soğutma kulesi blöf suları tesis içi temizlik ve baca gazı desülfürizasyon ünitelerinde yeniden kullanılabilir. Yeniden kullanım yapılacak ünitelerde istenen su kalite gereksinimlerine göre geri kazanım yapılır. Ancak, su buhar çevriminde hidrazin gibi kansorejen bileşiklerin kullanıldığı durumlarda yeniden kullanılacak veya desarj edilecek blöf suların arıtılması önemlidir. Açık devre soğutma sistemlerine sahip termik santrallerde saf su hazırlama ünitesinden oluşan rejenerasyon sularının nötralize edildikten sonra alıcı ortama desarj edilebilmektedir.

Termik santrallerde atıksu arıtma tesisleri tasarlanırken göz önüne alınması gereken parametreler aşağıda özetlenmiştir [30].

- Kullanılan yakıtın cinsi ve kalitesi
- Yakıt hazırlama ünitesinin türü
- Kazan sisteminin türü
- Soğutma sisteminin türü
- Kazan ve soğutma kuleleri için kullanılan kimyasal şartlandırma programı
- Ham atıksu karakterizasyonu
- Yanma sonucu oluşan yan ürünler
- Alıcı ortamın özellikleri

TÜİK(Türkiye İstatistik Kurumu), Termik Santral Su, Atıksu ve Atık İstatistikleri anketi sonuçlarına göre 2016 yılında termik santrallerde toplam kapasitesi 43,6 milyon m<sup>3</sup> olan 84 adet atıksu arıtma tesisinde 18,5 milyon m<sup>3</sup> atıksu arıtılmıştır [31]. Termik santraller tarafından alıcı ortamına deşarj edilen atıksu miktarı Tablo 3.1’de verilmiştir. Termik santrallere ait atıksu arıtma tesisi mevcut durumu Tablo 3.2’de verilmiştir [31].

Tablo 3.1. Termik santraller tarafından deşarj edilen atıksu miktarı

	2010	2012	2014	2016
<b>Santral sayısı</b>	<b>51</b>	<b>59</b>	<b>66</b>	<b>61</b>
Deşarj edilen atıksu miktarı (10 <sup>9</sup> x m <sup>3</sup> )	4,167	6,305	6,4	8,476
Deniz (10 <sup>9</sup> x m <sup>3</sup> )	4,126	6,249	6,371	8,452
Akarsu (10 <sup>3</sup> x m <sup>3</sup> )	19	29	11	10
Kül dağı/kül barajı (10 <sup>3</sup> x m <sup>3</sup> )	17	21	12	11
Diğer (10 <sup>3</sup> x m <sup>3</sup> )	3	6	3	3

Su kaynağı kuyu suyu veya yerüstü suyu ise toplam organik klor parametresi uygun arıtma teknolojisinin seçiminde kilit rol oynamaktadır. Su hazırlama proseslerinin seçiminde bölgesel tercihler ön plana çıkmaktadır. Örneğin, Avrupa’da önceki yıllarda iyon değiştirme prosesi kullanılırken son yıllarda ters ozmoz ve reçinelerin kullanımı yaygınlaşmıştır. Orta Doğu’da ise termal prosesler ve ters ozmoz teknolojileri kullanılmaktadır. Kuzey Amerika’da ise EDİ prosesi su safsızlaştırma işleminde yaygın olarak kullanılmaktadır [32].

Tablo 3.2. Termik santrallere ait atıksu arıtma tesisi mevcut durumu

Tesis tipi	Yıl	Tesis sayısı	Kapasite (10 <sup>6</sup> x m <sup>3</sup> /yıl)	Arıtılan Atıksu miktarı (10 <sup>3</sup> x m <sup>3</sup> /yıl)
<b>Toplam</b>	2010	60	35	17.334
	2012	67	37	16.941
	2014	77	37	13.055
	2016	84	43	18.477
<b>Fiziksel/ kimyasal arıtma</b>	2010	28	33	16.466
	2012	30	35	15.821
	2014	29	35	12.207
	2016	30	41	17.299
<b>Biyolojik ve ileri arıtma</b>	2010	32	1	868
	2012	37	1	1.119
	2014	48	2	848
	2016	54	2	1.178

Arıtılmış atıksuların termik santrallerde yeniden kullanımında literatürde yer almış ülkelerin tecrübeleri ise şöyledir:

Amerika’da günlük tüketilen 3300 milyon galon suyun %2’si enerji santrallerinde kullanılmaktadır. Enerji santrallerinde kullanılan suyun büyük bir kısmı soğutma ihtiyacı için kullanılmaktadır. Enerji santrallerinde kullanılan suyun yaklaşık %2’si buharlaşma ile kaybolur, geri kalan kısmı ise yeniden kullanılabilir [33]. Ayrıca, ABD’de yapılan bir çalışmada arıtılmış atıksuların yeniden kullanılması durumunda oluşacak olan biyolojik kirlilik, kondensatörün temizliği ve azalan üretim verimliliğini yönetmek için gerekli olan maliyetin, satış gelirinin %1-2’sine karşılık geldiği belirtilmektedir [32].

Çin’de 2012 yılında toplam kapasitesi 149 milyon m<sup>3</sup>/gün olan 3836 adet evsel/kentsel Arıtılmış Atıksu Tesisi bulunmaktadır. 2008 yılında arıtılmış atıksuların sadece %8’i yeniden kullanılmıştır [35]. Yeniden kullanımın %24’ü endüstri tarafından yapılarak çoğunlukla soğutma amaçlı kullanılmıştır. Pekin’de bulunan Gaojing Termik Santrali ve İç Moğolistan’daki Jinqiao Termik Santrali su kaynağı olarak arıtılmış atıksu kullanmıştır [36]. İç Moğolistan’daki Jinqia Termik Santrali su kaynağı olarak arıtılmış atıksu kullanmaktadır. İç Moğolistanda’daki Baotou Donghua Termik Santrali su kaynağı olarak 40.000 m<sup>3</sup>/gün kapasiteli üçüncül arıtma prosesleriyle işletilen atıksu arıtma tesisi çıkış suyunu kullanmaktadır. Arıtılmış atıksular 7 km’lik boru hatlarıyla termik santrale iletilmektedir. Arıtılmış atıksular termik santralde soğutma kulesinde tamamlama suyu olarak kullanılmadan önce ilave arıtma işlemlerinden de geçmektedir. Santral içinde kireç sertliğinin giderimi ve pH düzenlemesi yapıldıktan sonra antiskalant ve dezenfektan ilave edilerek soğutma kulelerinde tamamlama suyu olarak kullanılmaktadır. Geriye kazanılan atıksuyun işletme maliyeti 0,6 RMB/m<sup>3</sup>’tür. Projenin maliyeti %10 faiz oranıyla hesaplandığında 1 RMB/m<sup>3</sup> ‘tür. Elektromekanik teçhizat için 15 yıl, inşaat işleri için 20 yıl amortisman süreleri de dahil edilerek işletme maliyetine 1,6 RMB/m<sup>3</sup> daha eklenmesi durumunda bile 3,3 RMB/m<sup>3</sup> olan tatlı su maliyetine göre önemli ölçüde tasarruf edilmiştir [37].

Hindistan’da 2014-2015 yılında toplam kapasitesi 23,2 milyon m<sup>3</sup>/gün olan 816 atıksu arıtma tesisi bulunmaktadır. Maharasta Eyalati Elektrik Üretim Şirketi

(Mahagenco), PENCH Nehri'nden yıllık 55 milyon m<sup>3</sup> su kullanım hakkına sahipken, 2015 yılında devreye alınan yeni ünitelerle birlikte su ihtiyacı 58 milyon m<sup>3</sup> daha artmıştır. Nagpur Belediyesi ile yapılan anlaşma ile 110.000 m<sup>3</sup>/gün arıtma kapasitesine sahip atıksu arıtma tesisinin artırılmış atıksuları termik santralin su ihtiyacını karşılamak için kullanıldı. Ayrıca, Maharashtra Eyalat Yönetimi elektrik santrallerinin su ihtiyaçlarını karşılayamayarak kapanmalarını engellemek ve kentler için temiz su tasarrufu sağlamak için 6 termik santrale daha su tedarik etmeyi planlanmıştır [38]. Örneğin, 2013 yılında 1130 MW kapasiteli Parli Termik Santrali yeterli suyun temin edilememesi nedeniyle kapatılmıştır.

Yukarıda yer alan bilgilere kıyasla yaptığımız çalışmanın bulgusu olan 4 yıl amortisman süresi oldukça kısa ve geri dönüşünüz hızlı alınabileceği zaman dilimidir. Gelecek yüzyıl savaşlarının su kıtlığından çıkacağı düşünülürse, suyu geri kazanmak ve tekrar sistemde kullanmak iki önemli temel fayda sağlayacaktır. Öncelikle, mevcut su kaynaklarına ilaveten güvenilir bir su kaynağı olarak değerlendirilebilir. İkincisi, arıtılmış atık su deşarjını azaltarak veya ortadan kaldırarak çevresel etkilerin azaltılması ve bunun sonucunda alıcı su ortamlarında su kalitesinin korunmasının sağlanmasıdır. Bu nedenle, havza ölçeğinde bütüncül su yönetimi çerçevesinde değerlendirildiğinde havzanın su kaynaklarının geliştirilmesi yanında alıcı ortamlara deşarj edilen atıksu miktarını azaltır.

Termik santralde incelen atıksuların kimyasal değerleri, Tablo 3.3'te yer almaktadır.

Tablo 3.3. Santraldeki atıksu analiz sonuçları

Parametre	Birim	Atık Havuzu	Atık Isı Kazanı Blöf Suyu	Nötrali -zasyon	Geri Ters Ozmoz Suları	Evsel Kullanım
İletkenlik	µS/cm	2870	51,5	3600	5100	1120
Bulanıklık	NTU	7	15,7	8,85	0,6	4,25
Serbest Klor	ppb	0,02	0	0	0	0
Toplam Sertlik	Fr	110	0	85	145	104
Nitrit	ppb	4	2	3	6	2
Toplam Demir	ppb	40	8	16	8	12
Silika	ppm	30	8	4	1	3

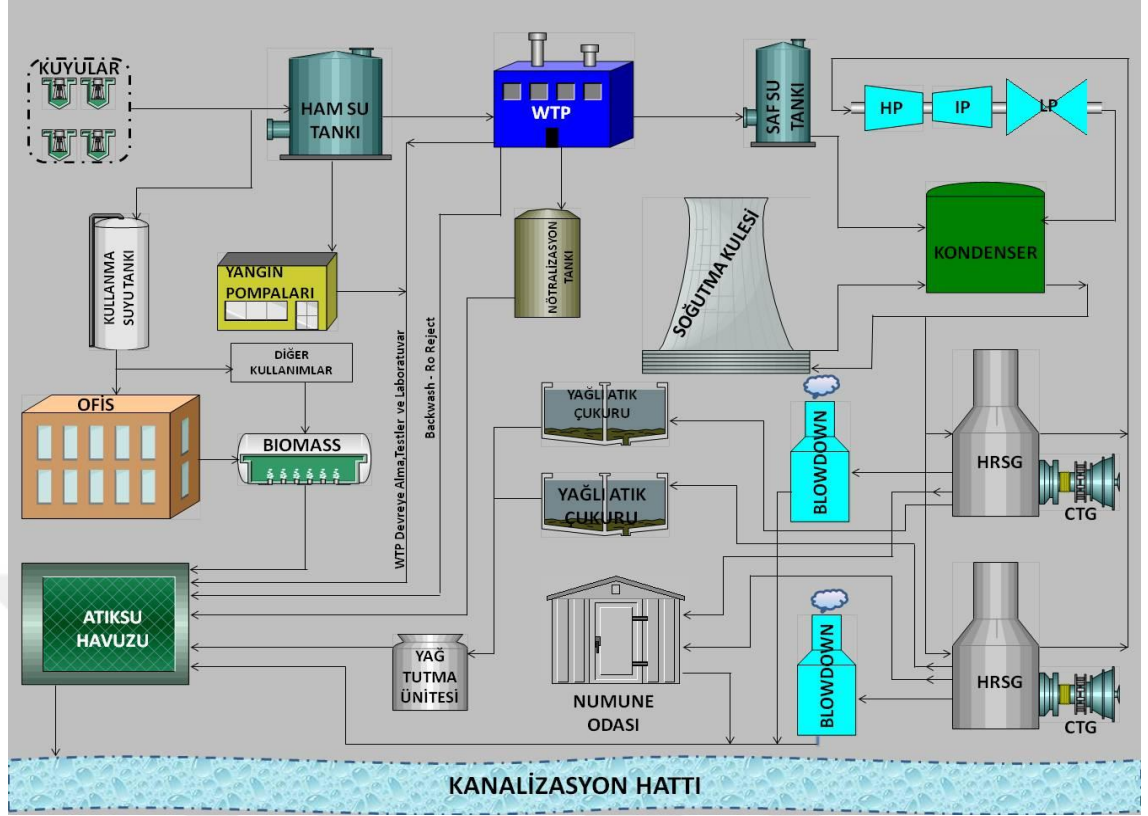


Tablo 3.3. (Devam) Santraldeki atıksu analiz sonuçları

Parametre	Birim	Atık Havuzu	Atık Isı Kazanı Blöf Suyu	Nötrali -zasyon	Geri Ters Ozmoz Suları	Eysel Kullanım
pH	-	7,48	8,7	9,28	6,96	7,9
Su sıcaklığı	°C	23,9	21,3	18,8	21,3	20,6
Alüminyum	ppb	811	1270	20	20	60
Fosfat	ppm	2,75	5,89	0,57	1,3	4,55

Yukarıdaki sonuçlara göre, en kaliteli suların blöf suları olduğu görüldü. Blöf yapılmasının amacı, kazan suyunun kimyasal konsantrasyonunu kontrol altında tutmak ve drumlarda oluşan birikintiyi uzaklaştırmaktır [39]. Santral içerisinde blöf suları tüm atıksuların büyük bir oranını kapsamaktadır. Bu sebepten bundan sonraki çalışmalar blöf sularında yapıldı. Diğer suların da geri kazanımı mevcut olmakla beraber yatırım maliyetleri yüksek ve işletmesi daha zordur. Diğer atık sular, PI (Processbook) programı kullanılarak çizilen şekil 2.1’de görülmektedir. Çünkü bu durumda, kontrol altında tutulacak bir çok parametre olmaktadır. Örneğin, yağlı atık sulardan gelebilecek yağ kaçaqları arıtma sisteminde bulunan ters ozmoz membranlarını çok ciddi tehlike altına sokacaktır.

Geri kazanım tesisi kurulmadan önce, tesiste kullanılacak kimyasalların işlevselliği laboratuvar ortamında jar testle kanıtlandı. Tesisi kurması için çeşitli arıtma firmalarıyla görüşüldü, tesisin teknik bilgi ve mühendislik altyapı çalışmaları yapıldı. Teklif alınıp ihaleye çıkan firmaların içinden seçilen yüklenici firmayla yapılan anlaşma çerçevesinde kalıcı tesis kurulumu öncesinde daha küçük kapasiteli pilot tesis sahada kuruldu ve sonrasında kalıcı sistem devreye alındı.



Şekil 3.1. Santral içerisindeki atıksu desarjları

### 3.1.1. Proses seçiminde dikkat edilecek teknik kriterler

- Membran için alüminyum < 100 ppb limiti önemli bir kriterdir [40]. Güvenli tarafta yer almak için belirtilen 100 ppb değeri, tüm çalışmalar boyunca 50 ppb olarak alınmıştır. Alüminyumun sudan arıtılması, katyon değiştirici reçine, ters ozmoz membran, koagülasyon, filtrasyon ve elektrodiyaliz yöntemleriyle gerçekleşir [41]. Katyon değiştirici reçineler ağır metal giderimi için uygundur [42]. Yapılan deneylerde, farklı performansları olsa bile katyon değiştirici reçine ve filtrasyonda bunun gerçekleştiği ispatlanmıştır.
- Alüminyumun sudan arıtılabilmesi için uygun pH oldukça önemlidir. pH 5'den 8,5'a kadar su arıtımı için uygun aralıktır [41]. Yapılan deneylerde pH 7 civarı en uygun olduğu görülmüştür.
- Blöf sularını geri kazanım prosesine sokmadan önce, suyu hem soğuması için hem de dinlendirmek için havuza almak gerekir. Bunun için mevcut havuz bölünebilir.

- Su bir toplama havuzunda toplanacağı için bakteri oluşumuna karşı hipoklorit dozajlaması yapılmalı ve hipokloritte bulunan klor, aktif karbon ile alınmalıdır.
- Laboratuvar testlerinde gördüğümüz alüminyum fosfat tuzları, reçine kolonlarında sıvanıp çökeldiği için katyon kolonu öncesinde mutlaka alınması gereklidir.



Şekil 3.2. Laboratuvarda yapılan testte çökelen fosfat tuzları

- Mevcut arıtmaya suyu geri döndürebilmek için arıtma dizayn edilirken kuyulardan alınan suyun iyon karakteristiğine göre ön arıtmadan geçirilmiş suyun özellikleri belirlenir.
- Kimyasal ön çöktürme deneyinde, 2440 ppb değerindeki alüminyumun, 116 ppb değerine düştüğü görülmüştür. Bu sonuç, tesiste bulunan Hydronautics membranlar için yüksek bir değerdir [40]. Dolayısıyla, kimyasal çöktürmeyi bu tesis için ön arıtma olarak düşünmek doğru olmayacaktır ama ağır metal gideriminin büyük oranda ön çöktürme ile başarılı olacağı görülmüştür. Kimyasal çöktürme ile yöntemi ile atıksu arıtımına ilişkin örnek çalışmalar vardır:
  - i. Tabakhane atıksularında bulunan kirletici konsantrasyonlarının giderilmesi için yapılan bir çalışmada koagülant olarak  $Al_2(SO_4)_3$  ve  $FeCl_3$  kullanılmış, uygun pH ve koagülant dozajları araştırılmıştır.  $KOİ$  ve ilk konsantrasyonu 12 mgL olan kromun %74-%99 oranında giderimi 800 mgL koagülant dozajı ile pH 7,5 degerinde basarılmıştır.  $FeCl_3$  kullanımı,  $Al_2(SO_4)_3$  koagülantına nazaran daha iyi sonuçlar vermiştir. Çökeltmenin yüksek mertebelerinde %85-86' yı asan oranlarda renk giderimi hedefine ulaşılmasıdır [43].
  - ii. Çamaşırhane atıksularının arıtılması amacıyla yapılan bir çalışma  $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$  ile koagülasyon, flokülasyon, çöktürme prosesleri ve granül aktif karbon

ile adsorbsiyon prosesine dayandırılmıştır. Analizler göstermiştir ki, yalnızca koagülasyon ile iyonik olmayan yüzey aktif maddeler giderilememiştir. KOİ giderimi %36 ile sınırlı kalmıştır. Alınan sonuçlara bağlı olarak arıtım için, koagülasyonun ardından granül aktif karbon adsorbsiyonuna gerek duyulmuş ve KOİ gideriminin %93 oranında gerçekleştiği görülmüştür [44].

- iii.  $Al_2(SO_4)_3$  ve  $FeCl_3$  kullanılarak atıksu numuneleri üzerindeki arıtım veriminin belirlenmesi için sırasıyla 2400 ve 5400 NTU ile 7000 ve 13500 mgL yüksek bulanıklık ve KOİ değerlerindeki, iki farklı emülsifiye olmuş polimerik atıksu örneği üzerinde yapılan jar testleri göstermiştir ki, ilk numuneye pH 9' da 200 mgL  $FeCl_3$  dozlandığında en iyi arıtma verimine ulaşılmıştır. En uygun şartlarda bulanıklık ve KOİ sırasıyla %99,6 ve %99,3 oranında azaltılmıştır.  $Al_2(SO_4)_3$  diğer atıksu numunesinde pH 9' da 250 mgL dozlandığında en iyi sonucu vermiştir. En uygun şartlarda bulanıklık ve KOİ sırasıyla %96,3 ve %95,9 oranında azalmıştır [45].
- iv. Tasan kanalizasyon sularının koagülasyonunun  $FeCl_3$  ve  $AlCl_3$  çözeltileri ile arıtımı için yapılan testler göstermiştir ki, verimli bulanıklık giderimi alüminyum bazlı koagülant sayesinde sağlanmıştır. Alüminyum temelli koagülant konsantrasyonuna molar olarak az gereksinim duyulmasına rağmen, her iki koagülant madde etkili durulma sağlamıştır [46].
- v. Mesrubat endüstrisinden kaynaklanan atıksuların arıtılması üzerine yapılan başka bir çalışmada, koagülasyon sürecinin farklı pH değerleri, koagülantların farklı dozları ve polielektrolitler değerlendirilmiştir. Sonuçlar göstermiştir ki, 3 ile 8 aralığındaki pH değerleri kirleticilerin giderim verimlerini arttırmaktadır. KOİ, AKM için sırasıyla %78, %74 oranında giderim, 500 mgL  $Fe_2(SO_4)_3 \cdot 3H_2O$  ilavesi ile başarılmıştır. KOİ, AKM için sırasıyla %93, %94 oranında giderme, koagülasyon sürecinde 25 mgL polielektrolit ilavesi ile gerçekleşmiştir [47].
- vi. Alüminyum sülfat ile tuzlu çözeltilerin koagülasyonunun sınındığı bir çalışmada laboratuvar deneyleri, 4' ten 10' a kadar değişen pH aralıkları ve 3 ile 10 mgL-1 arasında değişen  $Al_2(SO_4)_3$  dozajı ile geniş bir yelpazede gerçekleştirilmiştir. pH 6' da çözünürlük en alt seviyede kalırken pH 9 ve 10' da alüminyumun çözünürlüğü azalmıştır. Bunun sonucunda, kalsiyum ve magnezyum tuzlarının pH ile çözünmezliği artırmasına neden olduğu kanısına varılmıştır [48].

- vii. Zeytinyağı endüstrisi atıksularının hava flotasyonu ile koagülant kullanılarak arıtılması amacıyla yapılan bir çalışmada katyonik PE ve  $Al_2(SO_4)_3$  sırasıyla 15 ve 25 mg/L dozlarında kullanılmış ve pH 6 değerinde en düşük bulanıklık seviyesi elde edilmiştir. Hava flotasyonu ile 100 mg/L konsantrasyonda doğal katyonik PE ile pH 6 değeri en uygun şartlar olarak belirlenmiştir ve %95 oranında KOİ giderimi sağlanmıştır [49].
- viii. Bir afyon üretim tesisine ait atıksuyun fizikokimyasal olarak arıtılması amacıyla laboratuvar ölçeğinde gerçekleştirilen çalışmada farklı pH değerlerinde koagülasyon ve çöktürme yöntemi uygulanmıştır.  $Al_2(SO_4)_3$ ,  $FeCl_3$ ,  $FeSO_4$  koagülantları ile çalışılmış ve en iyi giderme verimi %11 oranında TOC gideriminin sağlandığı  $Al_2(SO_4)_3$  ile gerçekleşmiştir [50].
- Yapılan deneysel çalışmalarda, alüminyum giderimindeki filtrelerin performansı şöyle gerçekleşmiştir: Aquamandix reçine %97 pH=9,4; katyonik reçine %95 pH=9,4; kimyasal çöktürme %95 pH=7,2; NF %87 pH=7; demir-mangan filtresi %85 pH=5; doğal zeolit reçine %42 pH=7. Kayseri’de bulunan en büyük alüminyum üreticilerinden biri olan tesiste oluşan atıksu incelenmiş ve deneysel çalışmalar yapılmıştır. Çalışmanın sonucu olarak; pH arttıkça kimyasal çöktürmedeki alüminyum giderme performansı artmaktadır. pH 6 değerinde, alüminyum giderme performansı  $Fe(Cl)_3$  koagulantıyla %72 olmuş ve pH arttıkça performans artmıştır. NF alüminyum giderme performansı %87 olarak gerçekleşmiş ve bu çalışmanın sonucuyla aynı çıkmıştır [51]. Bursa Organize Sanayi Bölgesi’nde atıksu arıtma tesisi çıkışından değişik zamanlarda atıksu numunesi alınıp proses suyu olarak geri kazanılabilirliğinin araştırıldığı çalışmada en uygun alternatifin kimyasal çöktürme (demir için %94 arıtma performansı) ve iyon değişimi yöntemi olduğu görülmüştür [52].

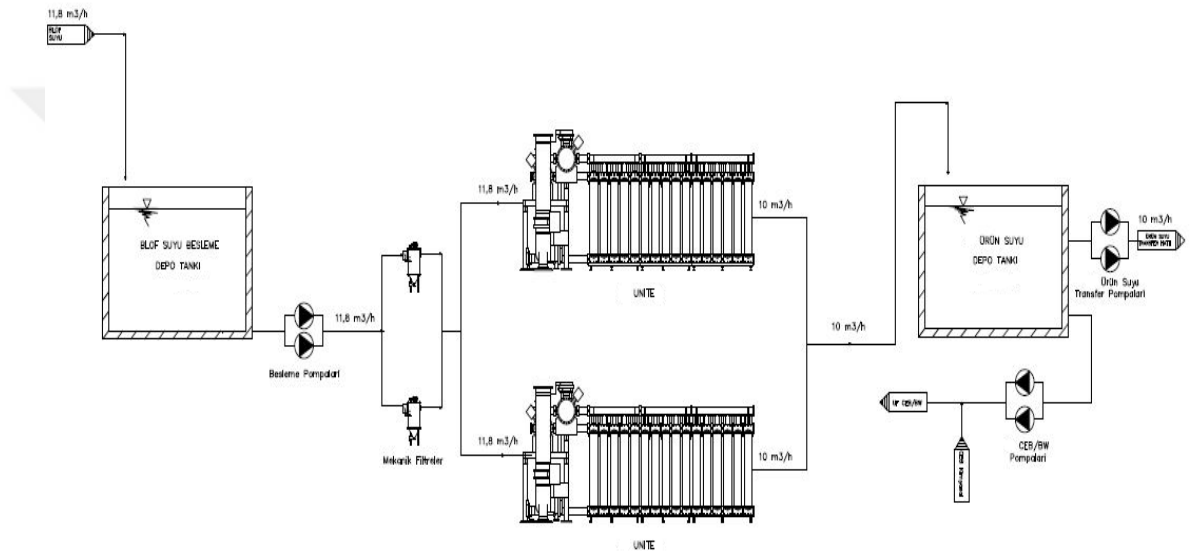
### 3.1.2. Proses seçimi

Mevcut su arıtma sistemi, kum filtresi (MMF), aktif karbon filtresi (ACF), ters ozmoz (RO), katyon, anyon ve karıştırıcı yatak (katyon ve anyon) reçinelerinden oluşmaktadır.

Gerek yapılan laboratuvar testlerinde gerekse literatür araştırmalarında yer alan çalışmaların desteklediği sonuçlara göre teknik olarak en uygun çözüm ön arıtmada alüminyum ağır metalinin giderildiği prosestir. İki yolla çözüm mevcuttur.

- a. Mevcut Arıtma sistemine geri besleyebilecek özelliğe suyu getirip mevcut arıtmanın girişine kuyu suyuyla, aluminyum değerini düşürmek için %50 oranında paçallama yaparak beslemek,

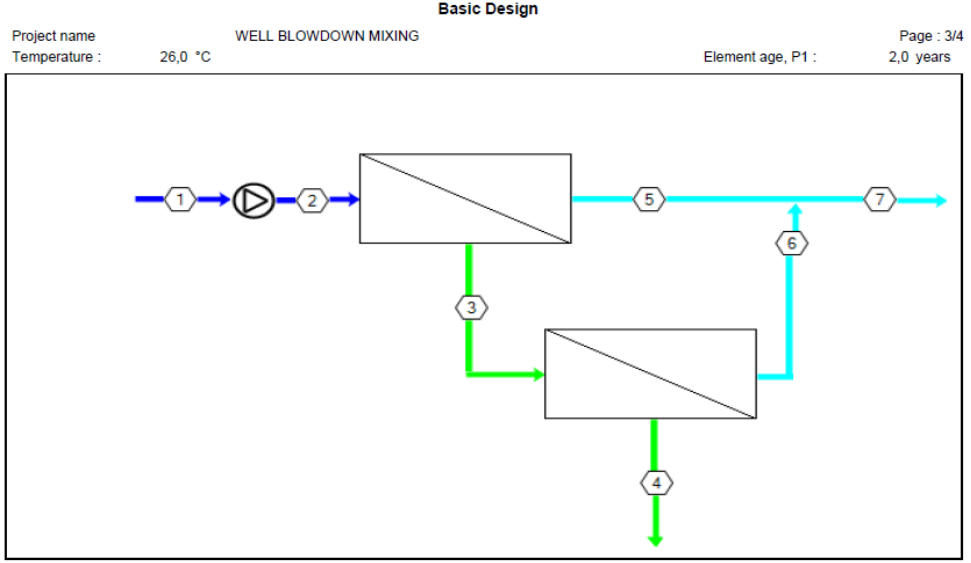
Prosesi: MMF, NF ve mevcut arıtma



Şekil 3.3. Atık suyu mevcut arıtmaya geri döndürebilmek için ön proses

PI (Processbook) programıyla çizilen Şekil 3.3'te ön arıtma prosesi yer almaktadır. Santralde işletilen WTP'de (su arıtma tesisi) aktif karbon, katyon reçineleri olduğu için bu proses üzerinden geri kazanım gerçekleştirilebilir. Suyun içerisinde bulunan alüminyum fosfatın uygun pH'da çöküp mevcut WTP'ye geri döndürülmesi gerçekleştirilebilir.

WTP'de kullanılan membranların atık su geri kazanımında kullanılabilmesi için IMS Design (Integrated Membranes Solutions Design Software) programıyla modelleme yapıldı ve yeterli ön arıtma sağlandığı takdirde problemsiz çalışacağı aşağıdaki gibi analiz edildi. Tablo ve Şekil 3.4'te program çıktıları yer almaktadır.



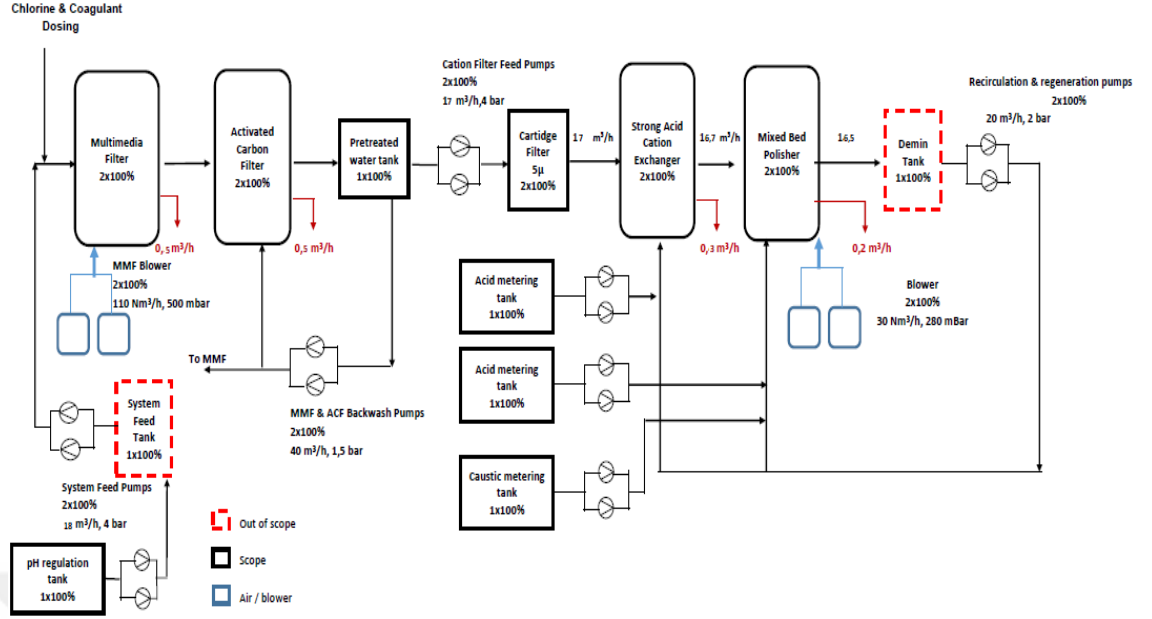
Şekil 3.4. Program çıktıları şematik gösterimi

Tablo 3.4. Program çıktıları

Numara	Debi (m <sup>3</sup> /saat)	Basınç (bar)	Toplam Çözülmüş Katı (mg/l)	Aluminyum (ppm)	pH	İletkenlik (µS/cm)
1	56,3	0	371	0,045	7,24	581
2	56,3	7,45	371	0,045	7,24	581
3	28,2	5,10	739	0,090	7,52	1198
4	18,3	4,37	1133	0,138	7,70	1735
5	28,1	0	3,14	0	5,25	6,10
6	9,89	0	8,06	0	5,66	11,5
7	38	0	4,42	0	5,40	7,20

b. Ayrı bir arıtma sistemi kurup blöf suyunu saf su haline getirmek,

Prosesi: MMF, ACF, katyon reçine ve karıştırıcı yatak reçine



Şekil 3.5. Atık sudan saf su üretme prosesi

PI (Processbook) programıyla çizilen Şekil 3.5'te kum filtresi, aktif karbon filtresi, 5 mikron kartuş filtre ve reçineler yer almaktadır ve prosenin gerçekleştirilebileceği yapılan deney sonuçlarıyla görülmüştür.

Yukarıda teknik olarak uygun iki procesten en fizibil olanı maliyet analizin sonucuna göre belirlendi. Firmalardan gelen iki proses için de devreye alma teklifleri oldukça birbirine yakındır. Bu nedenle, mevcut arıtmayı kullanacağımız proseste, blöf suları ile kuyu sularını paçallama yapmamıza rağmen işletme maliyeti diğer prosese göre 4,5 kat fazla çıktı.

### 3.1.3. Maliyet analizi

Sabit Sermaye Yatırımı [53]:

➤ Ekipman Maliyeti:  $C_e = a + b \cdot S^n$  41.210 \$ ( US Ocak 2006 fiyatlarına göre)

2006 CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index)= 499,6 (yıllık indeks)

2013 CEPCI= 567,3

Ekstrapolasyon ile; 2018 CEPCI=615,6



50.778 \$ (US 2018 yılı fiyatı)

- Su Arıtma Maliyeti (C) : Ekipman maliyeti, kurulum, borulama, vanalar, inşaat giderleri ve işçilik maliyetlerini içerir.

$$= 50.778 * 3,3 = 167.567 \$$$

- Toplam Sermaye Yatırımı ( $C_{FC}$ ): Firma kârı ve supervizör hizmetleri (DE), beklenmedik maliyetler (X) ve su arıtma maliyetleri (C) toplamından oluşmuştur.

$$C_{FC} = C * (1 + DE + X)$$

$$= 167.567 * (1 + 0,3 + 0,5)$$

$$= 300.000 \$ \text{ (2018 US fiyatlarına göre) Orta Doğu Lokasyon faktörü } 1,07$$

$$300.000 * 1,07 = 320.000 \$ \text{ toplam sermaye yatırımı}$$

### 3.1.4. Geri ödeme süreleri

Demin Su Üretim Tesisi:

Yatırım Maliyeti:  $300.000€ = 1.800.000TL$  (1€=6 ₺, 1\$=5,3 ₺)

İşletme Maliyeti:

Aşağıdaki tabloda yer alan kimyasal ve elektrik tüketim miktarları tek train devrede, saf su üretim prosesi gerçekleşme durumu baz alınarak hesaplandı.

Tablo 3.5. Demin su prosesi için kimyasal ve elektrik tüketim tablosu

KİMYASAL TÜKETİM TABLOSU					
Kimyasal	Dosajlama Periyodu	Günlük Tüketim (kg/gün)	Saatlik Tüketim (kg/saat)	Kimyasal Birim Fiyatı (₺/kg)	Birim Maliyet (₺/saat)
NaClO	Sürekli	1	0,04	0,6	0,02
Koagulant	Sürekli	3	0,12	2,9	0,35
Asit	Kesikli	60	2,5	0,80	2,0
Kostik	Kesikli	30	1,25	1,5	1,87
Toplam					4,2

Tablo 3.5. (Devam) Demin su prosesi için kimyasal ve elektrik tüketim tablosu

<b>ELEKTRİK TÜKETİM TABLOSU</b>					
<b>Ekipman</b>	<b>Miktar</b>	<b>Birim Kurulu Güç (kw)</b>	<b>Çekilen Kurulu Güç (kw)</b>	<b>Çalışma Süresi (saat/gün)</b>	<b>Enerji Tüketimi (kw/gün)</b>
pH ayarlayıcı Pompa	2	0,25	0,23	24	5,52
Sodyumhipoklorit Pompası	2	0,25	0,23	24	5,52
Besleme Pompaları	2	4	3,8	24	91,2
Koagulant Pompası	2	0,25	0,23	24	5,52
MMF ve Aktif Karbon Geri Yıkama Pompası	2	3	2,85	2	5,7
MMF Backwash Blower	2	5	4,75	0,5	2,37
Katyon Reçine Besleme Pompası	2	4	3,8	24	91,2
Karışık Yatak Blower	2	2	1,9	0,1	0,19
Rejenerasyon Pompası	2	2,2	2,09	4	8,36
Asit Dozajlama Pompası	4	0,37	0,35	0,2	0,07
Kostik Dozaj Pompası	2	0,37	0,35	0,1	0,03
Kostik Tank Isıtıcısı	1	3	2,55	8	20,4
Kontrol Sistemi	1	0,1	0,095	24	0,24
<b>Toplam</b>					230,8

Tablo 3.6. Reçine ve medya değişim maliyetleri

<b>REÇİNE VE MEDYA DEĞİŞİM MALİYETLERİ</b>				
<b>Filtre veya Reçine Adı</b>	<b>Miktarı (kg)</b>	<b>Değişim Süresi* (yıl)</b>	<b>Birim Maliyet(€/kg)</b>	<b>Toplam Maliyet (€/yıl)</b>
Kum Filtresi	450	5	2,5	225
Aktif Karbon Filtresi	450	5	2,68	241
Katyon Reçinesi	275	5	5,58	307
Anyon Reçinesi	450	5	9,78	880
Inert Reçine	75	5	5,64	85
Karışık Yatak Anyon Reçine	175	5	4,32	151
Karışık Yatak Katyon Reçine	100	5	8,16	163

Değişim süreleri, üreticiler tarafından belirtilmiş ve hesaplamalarda kullanılmıştır.

Enerji işletme maliyeti:  $9,62 \text{ kw/saat} = 0,42 \text{ ₺/m}^3$  (1 MW=67,9\$=360₺)

Kimyasal işletme maliyeti:  $0,51 \text{ ₺/m}^3$

Yıllık Sarf Malzemelerin Maliyeti: 2.052 €/yıl

İşletme Maliyeti:  $0,93 \text{ ₺/m}^3 + 2.052 \text{ €/yıl}$  saf su üretim

1  $\text{m}^3$  saf su üretim maliyeti=6,1₺

Yıllık 4000 saat çalışma ve 80 Blok startı için detay hesaplama:

80 blok startın 40'ında birer kere kazan doldur-boşalt yapıldığı ve drumların yarısına kadar su seviyesi alındığı varsayıldı.

Yıllık Arıtma Tesisine Girmesi Planlanan Su Miktarı:  $6 \text{ m}^3/\text{saat} \times 3 \text{ Blok} \times 4000 \text{ saat} + 40 \times 220 \times 3 = 98.400 \text{ m}^3$

Yıllık Kazanılması Planlanan Su Miktarı:  $90.200 \text{ m}^3$

Yıllık Geri Dönüşümü Sağlanacak Su Miktarına Karşılık Gelen Tutar: 550.000₺

Geri Kazanım Giderleri:  $90.200 \text{ m}^3 \times 0,93 \text{ ₺/m}^3 = 84.000 \text{ ₺}$  ve  $2.052 \text{ €/yıl} = 12.312 \text{ ₺/yıl}$   
Toplam =  $96.312 \text{ ₺}$

Yıllık Elde Edilecek Kâr:  $450.000 \text{ ₺}$

Amortisman süresi, firmanın ilk yatırımını ne kadar sürede geri kazanacağıdır.

Amortisman Süresi: 4 yıl

Ülkede bulunan enflasyon sebebiyle zaman faktörü de hesaba katılır. Zaman faktörü hesaba katılan geri ödeme süresi, iskonto edilmiş geri ödeme süresidir.

Enflasyon oranı (TÜFE) Ocak 2018 için %10,35 ve Ocak 2019 için % 20,35 olarak gerçekleşmiştir [54].

Tablo 3.7. Yatırımın karşılığı

	Yatırım Dönemi	1. Yıl	2. Yıl	3. Yıl	4. Yıl	5. Yıl	6. Yıl	7. Yıl
Net Nakit Akışı x $10^3$ (₺)	1.800	450	450	450	450	450	450	450
İskonto Oranı (%)	15	15	15	15	15	15	15	15
Bugünkü Değer x $10^3$ (₺)	-1.800	391	340	295	257	223	194	169

İlk altı içerisinde yatırımın net nakit akımlarının bugünkü değerleri toplamı  $1.702.517 \text{ TL}$ 'dir. İlk yedi yıl içerisindeki net nakit akımları toplamı ise  $1.871.689 \text{ TL}$ 'dir. Buna göre iskonto edilmiş geri ödeme süresi aşağıdaki gibi hesaplanır.

Geri ödeme süresi (iskonto edilmiş) =  $6 + (1.800.000 - 1.702.517) / 169.172 = 6 + 0,6 = 6,6 \text{ yıl} = 6 \text{ Yıl}, 7 \text{ Ay}, 6 \text{ gün}$ .

Dikkat edilirse, geri ödeme süresi 4 yıl iken zaman faktörünün dikkate alınması ile  $6.6 \text{ yıl}$  olarak hesaplandı. İskonto edilmiş geri ödeme süresi daha gerçekçi bir sonuçtur.

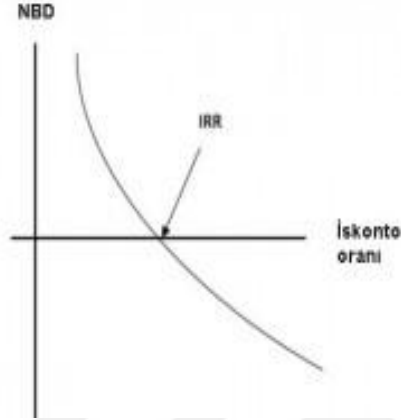
Yatırım Kârlılığı, beklenen kârın, toplam yatırım harcamasına bölünmesidir [55].

Yatırım Kârlılığı (Return On Investment) =  $(450.000 \text{ ₺} / 1.800.000 \text{ ₺}) \times 100 = \%25$

Projenin Ömrü: 20 yıl [56].

İç verim oranı: Yatırımın tutarı ile düzenli olarak elde edilecek nakit akışların bugünkü değerini sıfıra eşitleyen iskonto oranıdır.

İç Verim Oranı=%25 [57].



Şekil 3.6. Net bugünkü değer ve iç verim oranı

Tablo 3.8. 2019 yılı çalışma saatine göre yatırımın geri ödeme süresi

Yıllık Çalışma Saati	Blok Start Sayısı	Amortisman Süresi (Yıl)	Yatırım Kârlılığı (ROI)
4000	80	4	%25

Santrallerde oluşan atıksuların karakterizasyonu soğutma işleminin yapılma türüne göre, tesis içerisinde kullanılan su şartlandırma programının çeşidine bağlı olarak değişiklik göstermektedir. Termik santrallerde oluşan atıksuların ortak özellikleri ise iletkenlik, alkalinite, sertlik değerlerinin yüksek olmasıdır. İncelen santralde oluşan atıksular saf su hazırlama ünitelerine ilave edilen ön çöktürme prosesiyle mevcut arıtma tesisinin girişine verilebilecek kaliteye getirilebilirdi. Ama mevcut tesisi riske sokmadan daha ekonomik ayrı bir tesis kuruldu. Bu sayede, kullanılan su miktarı ve oluşturduğu atıksu miktarları düşünüldüğünde, atıksular geri kazanılarak proste tekrar kullanılmasının hem ekonomik açıdan hem de doğal çevrenin korunması açısından önemi büyük oldu.

Atıksuların geri kazanımı yapılmış olup bu alanda kazanılan tecrübeler ve her ne kadar da ilk yatırım maliyeti yüksek olsa da işletme maliyetinde ki avantajı sebebiyle santrallerdeki geri kazanımın güçlü yanlarını oluşturmaktadır.

Ülkemizde işletilmekte olan doğalgaz çevrim santrallerinin % 47'si Marmara bölgesinde yer almaktadır. Marmara bölgesinde yaşanan su temininde dönem dönem yaşanan sıkıntılar ve su temin ücretlerinin çok yüksek olması bu bölgede işletilen santrallerin geri kazanım faaliyetlerini zorunluluk haline getirmiştir.

Sonuç olarak, arıtılmış atıksuların termik santrallerde yeniden kullanımı etkili bir su yönetim stratejisi olarak öne çıkmaktadır. Aynı zamanda, arıtılmış atıksular, arıtma tesislerinin yakınında bulunan termik santraller için kuraklık ve iklim değişikliğine karşı sürdürülebilir bir su kaynağı olacaktır. Santrallerde arıtılmış atıksuların kullanılması ile santrallerin su kullanım maliyetlerinde azalmalar olacak aynı zamanda atıksu arıtma tesislerinin daha verimli çalışmaları sağlanacak, su kirliliği kontrol altına alınarak hem çevresel hem de ekonomik kazanımlar sağlanabilecektir. Arıtılmış atıksuların kulelerde yeniden kullanılmasındaki en büyük bariyer olan insan sağlığı kaygıları, uygun arıtma prosesleri ve doğru işletme koşullarıyla en aza indirilmektedir. Yapılan yatırımın amortisman süresi 4 yıldır. Yalnız, su kaynaklarının hızla tükendiği dünyamızda daha çevreci olmak için yapılan bu çalışmanın önceliği amortisman süresi değildir.

### **3.2. Azot Jeneratoru Kurulumu**

Azot geçmişten bugüne atmosferdeki havadan üretilmiştir. Atmosferde bulunan hava içerisinde çeşitli gazlar vardır ama en büyük oran yaklaşık %78 ile azottur. Kaynama noktası farkından yararlanılarak atmosfer içerisindeki havanın gazları ayrıştırılır. Ayrıştırma öncesinde tesislerde yoğunlaştırulup sıvılaştırılır ve kriyojenik adı verilir. Yoğuşma sıcaklığı çok düşük olduğu için özel imal edilmiş tanklarda – 196 °C'lerde muhafaza edilir.

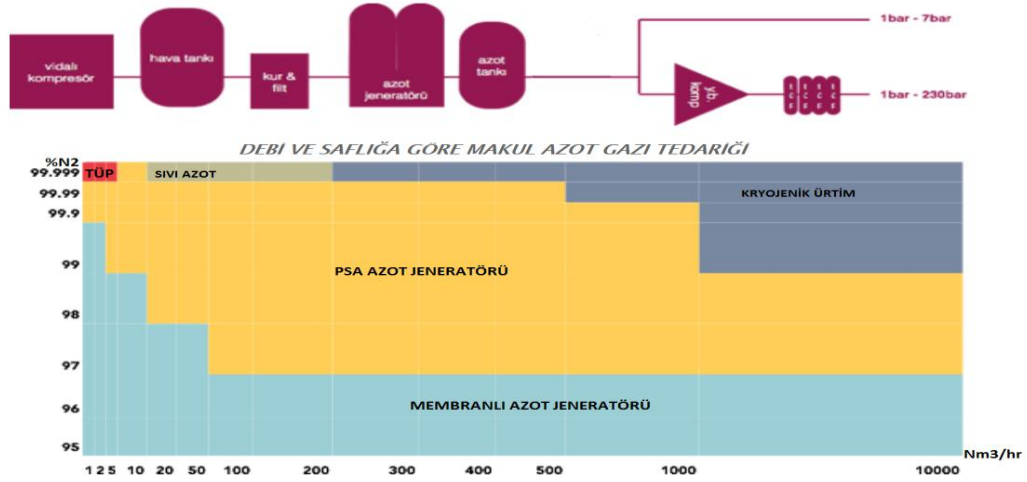
Kriyojenik tanktan tankerlere basınçlandırılarak azot manifoldlarına doldurumu yapılarak servis edilir ama bu işlemler sırasında maliyet ve kayıplar fazladır. Eğer azot gaz fazda verilmesi gerekiyorsa bu işlem için özel yapım sıvı azot tankerleriyle

nakliyeti gerçekleştirilir. Tankta bulunan evaporatorlerle sıvı azot ısıtılır ve gaz haline dönüştürülür. Eğer azot manifoldlarla satın alınacaksa kriyojenik tesiste üretilen azot gaz haline dönüştürüldükten sonra yüksek basınç pompasıyla 230 barlık manifoldlara dolumu gerçekleştirilir. Manifoldlarla alınıp santralde bu şekilde kullanılmaktaydı. Bu durumun santralde oluşturduğu dezavantajlar şöyledir:

- Manifoldtan sisteme aktarılması için ayarlanan regülatör basıncın altındaki azot transfer edilemez ve bu durumda manifoldlarda kullanılamayacak azot kalır.
- Eğer manifold çıkış basıncı çok düşük ayarlanırsa tüplerin içine atmosfer havası girecek ve manifoldların bir sonraki kullanımında saflığı ciddi oranda düşecektir.
- Acil azot gazı gereken durumlarda satıcı firmadan hızlı tedarik gelmeyebilir ve sistemi tehlikeye sokacaktır. Bu durumu engellemek içinse gereğinden fazla yüksek basınç altındaki azot gazları depolanmış olarak santralde tutulmaktadır.

### 3.2.1. Santralde azot üretim yöntemi seçimi

Belli başlı iki tip azot üretim yöntemi bulunmaktadır: membranlı ve PSA yöntemleri.



Şekil 3.7. Debi ve saflığa göre azot tedariki

Membran Azot Jeneratörü: Atmosferden alınan hava kompresör vasıtasıyla sıkıştırılıp basınçlandırılıp kurutucudan geçtikten sonra membranlara ulaşır. Havanın içinde bulunan gazlar birbirinden farklı molekül hızlarına sahiptir. Azot, oksijen ve su buharına göre daha yavaş hıza sahiptir. Membranda bulunan yarı geçirgen fiber yapılar azot gazını geçirirken diğer gazlar tutulur ve böylelikle ayrışım gerçekleşir.

Bu sistem daha düşük saflık oranındaki (95 ile 99) azot jeneratörleri için geçerlidir. Daha yüksek saflıktaki azot üretimi için daha çok membran modülü gerekli olduğundan işletme ve yatırım kalemlerini doğrudan etkileyecektir.



Şekil 3.8. Membran tipli azot jeneratörü

Psa Azot Jeneratörü: Membranlı üretimden farkı membran modülü yerine CMS kullanılmaktadır. CMS karbon moleküllerinden oluşturulmuş bir elek gibi çalışmaktadır. Atmosferden alınan hava kompresörde basınçlandırıldıktan sonra gaz moleküllerinin farklı boyutta olmasından dolayı azot gazı CMS'den geçip diğer gazlar atmosfere desarj edilmektedir.

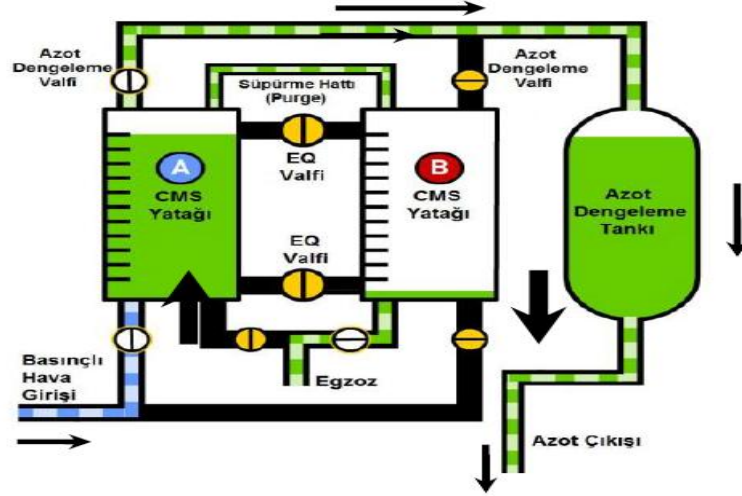


Şekil 3.9. PSA azot jeneratörü

CMS çift halindedir ve biri üretimdeyken diğeri rejenerasyon olmaktadır. Rejenerasyon süresi yaklaşık 50 saniyedir ve bu süre boyunca vanalar açılarak stand by halinde olan cms nin basıncı atmosfer basıncına eşitlenir. Böylelikle basınçlı hava



maksimum verimlilikte kullanılmış olur. Diğer CMS üretimi tamamlayınca rejenerasyona tabi tutulur ve bekleme konumundaki üretime geçer.



Şekil 3.10. PSA azot jeneratörü çalışma prensibi

Enerji santrallerinde kullanılan azotun saflık oranı minimum %99.5 olarak kabul edilir. Bunun altındaki azot saflık oranı korozyon için uygun ortam demektir. Yüksek saflık oranı ve yatırım, işletme maliyetleri düşünüldüğünde PSA üretim yöntemi daha ekonomik ve verimlidir. Bu sebeple, bu yöntem seçilmiştir.

**Azot Jeneratörü Maliyetleri:** İşletme maliyeti olarak yıllık bakım ve elektrik tüketimi haricinde başka bir işletme maliyeti yoktur. 230 barlık azot tüpleri ve yüksek basınç kompresörü tercih edilmediği için yüksek basınçla çalışma riski yoktur.

Sabit hat ile daimi azot üretimi ve azot basma işlemi sayesinde ekstra iş yükü ve tatil günlerinde ekstra personel çağırma ihtiyacı yoktur.

Yaşanabilecek azot yetiştirememesi gibi bir darboğaz sıkıntısı yoktur. Periyodik tüp kontrollerine gerek yoktur. Geçmiş yıllara ait gerçekleşen azot tüketim miktarları ve maliyetleri Tablo 3.9'da verilmiştir.

Tablo 3.9. Azot Tüketimleri ve Maliyetleri

Yıl	Kapasite (%)	Azot Tüketimi ( $10^3 \times m^3$ )	Azot Maliyeti ( $10^3 \times \text{€}$ )	Toplam Duruş Zamanı ( $10^3 \times \text{Saat}$ )
2015	78	15	6	1
2016	75	33	14	6
2017	61	31	12	10
2018 ve Sonrası Tahmini		36	12	



Şekil 3.11. Kurulan azot jeneratörü

Santralde oluşan bakım çalışmaları ve serbest piyasa koşulları sebebiyle duruş zamanları hesaplanmıştır. Buna bağlı olarak oluşacak azot tüketim maliyetleri çıkarılmış ve fizibilite çalışmaları için baz alınmıştır. Yapılan çalışmaların tabloları aşağıda yer almaktadır.

Tablo 3.10. Azot jeneratörü ekipmanları ve maliyetleri

Firmalar	A FİRMASI	B FİRMASI
Saflık Oranı (%)	99,5	99,5
Kapasite (Nm <sup>3</sup> /saat)	51,8	49,8
Vidalı Hava Kompresörü (€)	4.000	9.000
Su Seperatörü(€)	200	500
Filtre 1 Mikron(€)	200	400
Gazlı Hava Kurutucusu (R404a) (€)	1.000	4.000
Hava Tankı 11 Barg(€)	700	1.000
Elektronik Tahliye Cihazı(€)	300	500
0.01 Mikron(€)	300	600
Aktif Karbon(€)	300	1.000
Azot Jeneratörü(€)	23.000	35.000
Azot Depolama Tankı (2000 L) (€)	1.000	1.000
Toz Filtresi(€)	1.000	1.000
Nakliye, Montaj & Devreye Alma(€)	1.000	3.000
<b>TOPLAM MALİYET (KDV HARİC)</b>	<b>32.000</b>	<b>57.000</b>
<b>İSKONTOLU FİYATI(€)</b>		

Tablo 3.11. Azot jeneratörü işletme- bakım giderleri ile amortisman süresi

	A FİRMASI	B FİRMASI
2 Yıllık Sarf Malzemesi (filtreler, sensorler) (€)	2.000	2.000
Yedek Parça Maliyeti (kart, repair kit, selenoid vana) (€)	1.000	2.000
Elektrik Tüketim Maliyeti (2 yıllık) (€)	1.000	1.000
Borulama & Sabit Hat Çekme (200 m 1" Plastik boru, dirsekler, vanalar) (€)	1.000	1.000
<b>Bakım Ve Elektrik Giderleri İle Toplam Maliyet (Kdv Hariç) (€)</b>	<b>37.000</b>	<b>63.000</b>
<b>Amorti Etme Süresi (Yıl)</b> (Santral için yıllık 12.807 € azot tüketimi, en az 2 yıllık parça değişimi, bakım maliyeti ve elektrik tüketimi düşünülerek hesaplanmıştır.)	<b>2,9</b>	<b>4,9</b>

Sonuç olarak, azot tedarigini yerinde üretim yöntemiyle karşılamak ilerleyen süreçte azot tedarik edememe durumlarında oluşacak yüksek maliyetli hasarları engellemekle birlikte, az maliyetle azot ihtiyacı karşılandı. Örneğin, mevcut durumda

manifold taşıma yöntemiyle azot tedarik etme maliyeti, 1000 m<sup>3</sup> için 350 euro iken azot jeneratörü ile 1000 m<sup>3</sup> lük azot maliyeti yıllık elektrik tüketimleri, sarf malzemeleri, bakım servis bedeli ve yedek parça maliyetleri baz alındığında bile sadece 46 euro'ya düşürüldü. Termik santrallerin ortalama devrede kalma süreleri kurulum aşamasından itibaren yaklaşık 40 yıldır. Türbin ve kazanlar kritik öneme sahiptir [58]. Asıl burda en önemli belirleyici faktör işletmenin gerektiği gibi yapılabilmesidir.

Yapılan çalışmalarının amortisman süresini yukardaki bilgiyle kıyasladığımızda; azot jeneratörü için bulunan 2,9 yıl oldukça makul ve başarılı bir sonuçtur.

### **3.3. Hidrojen Jeneratörü Kurulumu**

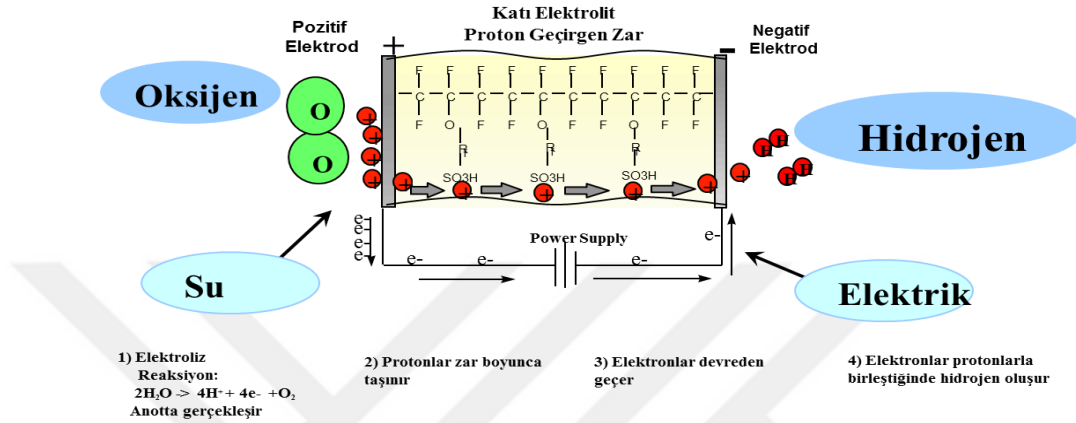
#### **3.3.1. Santralde hidrojen üretim yöntemi seçimi**

Hidrojen tarihte en çok fosil yakıtlardan üretilmiştir. Ama gelişen teknoloji ile yenilenebilir enerji kaynakları artış göstermiş ve hidrojenin elde edilme yöntemleri de çeşitlenmiştir. Başlıca yöntemler şu şekildedir:

**Buhar Metan Yöntemiyle Hidrojen Üretimi:** Oldukça yaygın olan yöntemlerden biridir. İki adımı içermektedir. Doğalgaz 400 C'lerde buharla reaksiyona girerek karbonmonoksit ve karbondioksit oluşur. Açığa çıkan karbonmonoksit tekrar buharla reaksiyona girerek hidrojen ve karbondioksit oluşumu sağlanır. Bu üretim yöntemindeki verim % 90'lara kadar çıkmaktadır ama üretim sonucunda açığa çıkan karbondioksit çevre ve kirliliği açısından tehlikelidir. Ayrıca, üretimi için kullanılan doğalgaz da maliyeti yükseltmektedir.

**Suyun Elektroliz Yöntemi:** PEM elektrolizinde Proton Değişim Membranı olarak da adlandırılan katı bir polimer elektrolit kullanılır. Membran perflorosülfonik asit iyonomerinden yapılmıştır. Protonlar zar içinde sürekli olarak akarken, elektronlar harici bir kanal boyunca hareket ederler. Katotta hidrojen üretilir. Proton Değişim Membran (PEM) elektrolizi, protonların iletilmesinden, ürün gazlarının ayrılmasından ve elektrotların elektriksel izolasyonundan sorumlu olan bir katı polimer elektrolit ile donatılmış bir hücrede suyun elektrolizidir.

PEM elektrolizörü, alkali elektrolizörleri engelleyen kısmi yük, düşük akım, hidrojen yoğunluğu ve düşük basınç operasyonu sorunlarının üstesinden gelmek için tasarlanmıştır. PEM Elektroliz, enerji taşıyıcısı olarak kullanılmak üzere hidrojen üretmek için önemli bir teknolojidir. Hızlı dinamik tepki süreleri, geniş operasyonel aralıklar, yüksek verim ve çok yüksek gaz saflığı (% 99,999) sunar.



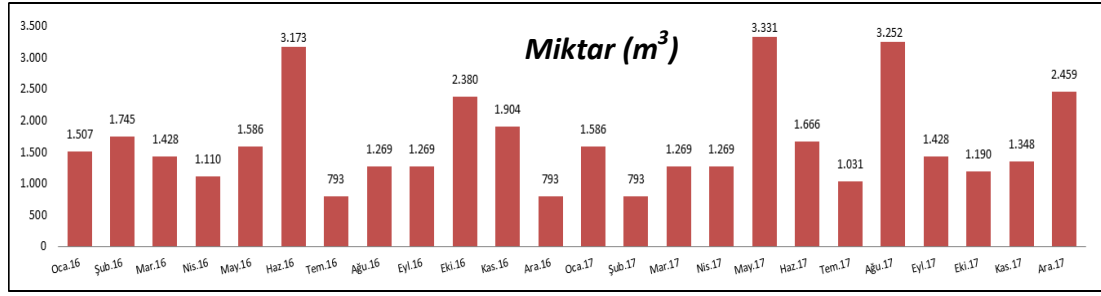
Şekil 3.12. Elektrolizin gerçekleşme olayı

Yukarıda anlatılan yöntemlerden suyun elektroliz yöntemi gerek saflığın yüksek olması gerekse santralde tedarik sıkıntısı yaşanmayacak saf suyun olması sebepleriyle seçilmiştir. Özellikle saflıkta yaşanabilecek düşüşler santral gücünü ve dolayısıyla verimi de etkilemektedir.

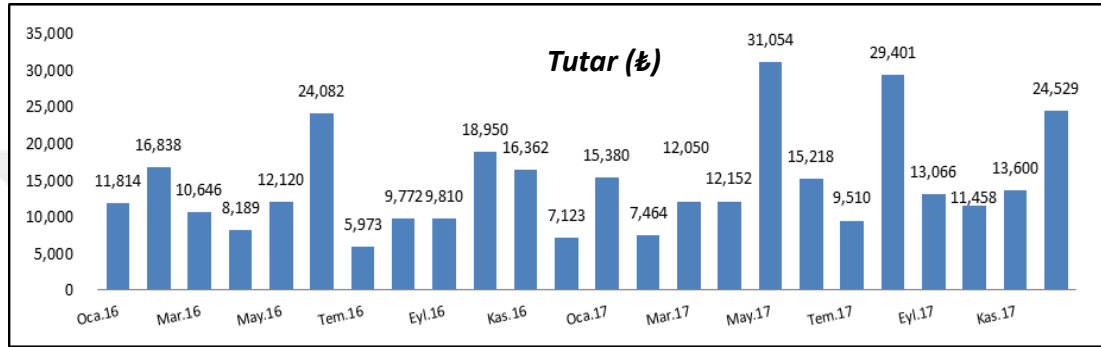
### 3.3.2. Hidrojen tüketimi ve maliyetleri

Tablo 3.12’de yer alan hidrojen tüketimindeki maksimum miktarlar bakım zamanlarına denk geldi. Çünkü, bakım öncesinde gaz türbini jeneratöründeki hidrojen tamamen purge edildi. Bakım tamamlandığında tekrar hidrojenle doldurulur. Jeneratör kompartımanındaki Hidrojen saflığı dizayn gereği olarak %99’da tutulmaya çalışıldı ama bu saflık oranı manifold değişimlerinde salındı.

Tablo 3.12. Aylık H<sub>2</sub> tüketimleri



Tablo 3.13. Aylık H<sub>2</sub> maliyetleri



Tablo 3.14. 2016-2017 yılları H<sub>2</sub> tüketimleri ve maliyeti

	Hidrojen Tüketim Miktarı (10 <sup>3</sup> x m <sup>3</sup> )	Hidrojen Tüketim Maliyeti (10 <sup>3</sup> x ₺)	Hidrojen Tüketim Skid Sayısı
<b>2016</b>	19	176	239
<b>2017</b>	20,5	220	260

Tablo 3.15. Duruş ve bakımdaki H<sub>2</sub> tüketim kıyası

ÜNİTE DEVREDEYKEN HİDROJEN TÜKETİMİ				
Tüketim (m <sup>3</sup> /gün)	Periyot Start (P <sub>si</sub> )	Periyot End (P <sub>si</sub> )	Tüketilen Hidrojen (P <sub>si</sub> )	Tüketilen Hidrojen (m <sup>3</sup> )
36	1671	138	1534	55
45	2282	137	2145	77
ÜNİTE DURURKEN HİDROJEN TÜKETİMİ				
31	2157	290	1867	67

Yukarıdaki tablolara göre, işletme koşullarındaki hidrojen tüketimi ortalama 40 m<sup>3</sup>/günken, duruşlardaki hidrojen tüketimi 31 m<sup>3</sup>/gündür. Önümüzdeki yıl projeksiyonunda, işletme ve duruş süresini yarı-yarıya aldığımızda 36 m<sup>3</sup>/gün tüketim çıktı. Amerikan hidrojen jeneratörü üreticisinin jeneratörleri kuruldu.

2018 yılı projeksiyonuna göre, hidrojen tüketimi 13.140 m<sup>3</sup> tüketim hesaplandı.

Saf su tüketimi 13 m<sup>3</sup>/yıl, maliyeti 12 \$.

Elektrik tüketimi 88 mw/yıl, maliyeti 4.400 \$.

Satın alınan hidrojen manifoldların bedeli 4,1 \$/m<sup>3</sup> olduğu için amortisman süresi 9,7 yıl oldu.

Bu sistemin en önemli katkılarından biri ise, sabit saflık oranını kompartıman içerisinde devamlı korumaktır. Hidrojenin özellikleri jeneratörün çalışma şartlarını önemli ölçüde etkiler. Bunlar:

Hidrojenin saflık oranı: Jeneratör sargılarının sürtünmelerinden kaynaklı verim kayıpları santralin gelirlerini az da olsa etkilemektedir.

Hidrojen içerdiği nem miktarı: Nem miktarının yüksek olması jeneratör parçalarında korozyona sebebiyet verir. Nem aşırı yükselirse, jeneratör sargılarında yalıtım kaybolur ve duruş arızasına kadar gidebilir.

Türbin kompartımanındaki hidrojen basıncı: Basıncın artması hidrojen yoğunluğunu artırır ve ısıyı iyi bir şekilde inhibe eder.

Amortisman süresi nispeten uzun çıksa da yukarıda sayılan önemli faydalar bu sistemin kurulmasında etkili olmuştur.

Hidrojen jeneratörü için bulunan 9,7 yıl da santralin ömrüne kıyasla kabul edilebilir olduğu ortaya konulmuştur. İncelediğimiz santral ortalama birkaç yıllık olduğu için hidrojen jeneratörü yatırım maliyetini çıkardıktan sonra bu çalışma sayesinde maliyet düşürülmüş olacaktır. Bu çalışmalar, dünyada santrallerin dizayn aşamalarında yapılması gerekirken sonradan sisteme de adapte olabilir. Azot ve hidrojen jeneratörlerinin amortismanı sonrası 85.000 ₺/yıl işletme giderleri düşmüş olacaktır.

#### **3.4. Santral Devreye Alımlarında Çalışan Bloktan Buhar Tedariği**

Blok devreye alma çalışmaları esnasında kondenserde vakum tutmak için harcanan sürenin kısaltılması ve bu esnada gaz türbinlerinde gereğinden fazla yakıt tüketiminin azaltılmasının sağlamak amacıyla yapılan bu çalışma neticesinde:

Kondenserde vakum tutma süresini ve bu süre zarfında gaz tüketimini azaltıldı.

Blok start up süresini minimum 40 dakikaya kadar düşürüldü.

### 3.4.1. Buhar tedarikinin etkileyeceği start aşamaları

- Yardımcı Buhar sisteminin devreye alınması:  
Oluşma şartı: Basınç > (19 bar), Sıcaklık > 240 °C
- Buhar Türbini vanaların açılarak hattın ısıtılması ve buhar şartı:  
Oluşma şartı: HP Buhar Basıncı = 50 bar,  
Oluşma şartı: HP Buhar Sıcaklığı >  $T_s + 50$  °C ise, (Min 315 °C)
- Vakumun Tutulması:  
Oluşma şartı: Kondenser basıncı < 120 mbar

### 3.4.2. Start çeşitleri

- Soğuk Start eğer HP/IP Şaft Sıcaklıkları < 160°C
- Ilık Start eğer 160°C < HP/IP Şaft Sıcaklıkları < 460°C
- Sıcak Start eğer HP/IP Şaft Sıcaklıkları > 460°C

### 3.4.3. Start analizleri

Blok Startı (28.02.2018)-Soğuk Start Analizi:

- $T_{hp\text{shaft}} = 14$  °C,  $T_{ip\text{shaft}} = 13$  °C

Tablo 3.16. 28/02/2018 startı analiz tablosu

Senkron Zamanı	Yardımcı Buharı Devreye Alma Zamanı	Vakumun Oluşması	HP Buhar Parametrelerinin Oluşması
19:42	20:20-(19 bar 240 C)	21:57-(120 mbar)	20:35-(50 bar 380 C)

- Start esnasında 1 saat 20 dakika zaman kazancı mümkündür.
- Vakumun oluşum zamanını buhar parametresinin oluşum zamanına eşitlemek için çalışan bloğun HP superheater buharından tedarik sağlanır.



- Çalışan bloktan 19:00'da buhar tedarigi başlayacak olursa, vakumun oluşma zamanıyla buhar parametresinin oluşum zamanı 20:35'te eşitlenmiş olur.

Kazançlar:

1. Doğalgaz=25 sm<sup>3</sup>/saat=33 sm<sup>3</sup>
2. Enerji=5,5 mwH=7,3 MW
3. Su=400 m<sup>3</sup>

Kayıplar:

1. Devreye alma ejektörleri=3,1 ton/saat
2. Yardımcı buhar ejektörü=1,3 ton/saat
3. Total kütle=4,4 ton/saat
4. Gerekli buharın entalpisi=2880,7 kJ/kg

Toplam Enerji Kaybı= 5,28 MW

Blok Startı (09.03.2017)-Soğuk Start Analizi:

- T<sub>hp</sub>shaft= 139 °C, T<sub>ip</sub>shaft= 95 °C

Tablo 3.17. 09.03.2017 startı analiz tablosu

Senkron Zamanı	Yardımcı Buharı Devreye Alma Zamanı	Vakumun Oluşması	HP Buhar Parametrelerinin Oluşması
20:56	21:27-(19 bar 240 °C)	22:46-(120 mbar)	21:46-(50 bar 387 °C)

- Start esnasında 1 saat zaman kazancı mümkündür.
- Vakumun oluşum zamanını buhar parametresinin oluşum zamanına eşitlemek için çalışan bloktan buhar tedarigi sağlanır.
- Çalışan bloktan 20:26'de buhar tedarigi başlayacak olursa, vakumun oluşma zamanıyla buhar parametresinin oluşum zamanı 21:46'da eşitlenmiş olur.

Kazançlar:

1. Doğalgaz=25 sm<sup>3</sup>/saat
2. Enerji=5,6 Mwh
3. Su=300 m<sup>3</sup>

Kayıplar:

1. Devreye alma ejektörü=3,1 ton/saat
2. Yardımcı buhar ejektörü=1,3 ton/saat

3. Total kütle=4,4 ton/saat
4. Gerekli buharın entalpisi=2880,7 kJ/kg

Toplam Enerji Kaybı= 3,52 MW

Blok Startı (21.01.2018)-İlık Start Analizi:

- $T_{hp\text{shaft}}= 166\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{ip\text{shaft}}= 119\text{ }^{\circ}\text{C}$

Tablo 3.18. 21.01.2018 startı analiz tablosu

Senkron Zamanı	Yardımcı Buharı Devreye Alma Zamanı	Vakumun Oluşması	HP Buhar Parametrelerinin Oluşması
19:45	20:20-(19 bar 240 $^{\circ}\text{C}$ )	21:42-(120 mbar)	20:35-(50 bar 385 $^{\circ}\text{C}$ )

- Start esnasında 1 saat 7 dakika zaman kazancı mümkündür.
- Vakumun oluşum zamanını buhar parametresinin oluşum zamanına eşitlemek için çalışan bloktan buhar tedariki sağlanır.
- Çalışan bloktan 19:13'de buhar tedariki başlayacak olursa, vakumun oluşma zamanıyla buhar parametresinin oluşum zamanı 20:35'de eşitlenmiş olur.

Kazançlar:

1. Doğalgaz=25  $\text{sm}^3/\text{saat}$  ; 28  $\text{sm}^3$
2. Enerji=5,6 mwh ; 6,2 MW
3. Su=335  $\text{m}^3$

Kayıplar:

1. Devreye alma ejektörleri=1,9 ton/saat
2. Yardımcı buhar ejektörü=1,3 ton/saat
3. Total kütle=4,4 ton/saat
4. Gerekli buharın entalpisi=2880,7 kJ/kg

Toplam Enerji Kaybı= 4,68 MW

Blok Startı (27.03.2018)-İlık Start Analizi:

- $T_{hp\text{shaft}}= 248\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{ip\text{shaft}}= 185\text{ }^{\circ}\text{C}$

Tablo 3.19. 27.03.2018 startı analiz tablosu

Senkron Zamanı	Yardımcı Buhar Devreye Alınma Zamanı	Vakumun Oluşması	HP Buhar Parametrelerinin Oluşması
23:53	00:16-(19 bar 240 C)	01:25-(120 mbar)	00:25-(50 bar 358 °C)

- Start esnasında 1 saat zaman kazancı mümkündür.
- Vakumun oluşum zamanını buhar parametresinin oluşum zamanına eşitlemek için çalışan bloktan buhar tedarigi sağlanır.
- Çalışan bloktan 23:16'da buhar tedarigi başlayacak olursa, vakumun oluşma zamanıyla buhar parametresinin oluşum zamanı 00:25'de eşitlenmiş olur.

Kazançlar:

1. Doğalgaz=25 sm<sup>3</sup>
2. Enerji=5,6 Mwh
3. Su=300 m<sup>3</sup>

Kayıplar:

1. Devreye alma ejektörü=1,9 ton/saat
2. Yardımcı buhar ejektörü=1,3 ton/saat
3. Total kütle=4,4 ton/saat
4. Gerekli buharın entalpisi=2880,7 kj/kg

Toplam Enerji Kaybı= 4,04 MW

Blok Startı (01.04.2018)-Ilık Start Analizi:

- T<sub>hp</sub>shaft= 288 °C, T<sub>ip</sub>shaft= 229 °C

Tablo 3.20. 01.04.2018 startı analiz tablosu

Senkron Zamanı	Yardımcı Buhar Devreye Alınma Zamanı	Vakumun Oluşması	HP Buhar Parametrelerinin Oluşması
03:27	03:56-(19 bar 240 °C)	05:03-(120 mbar)	04:14-(50 bar 376 °C)

- Start esnasında 50 dakika zaman kazancı mümkündür.
- Vakumun oluşum zamanını buhar parametresinin oluşum zamanına eşitlemek için çalışan bloktan buhar tedarigi sağlanır.
- Çalışan bloktan 03:00'da buhar tedarigi başlayacak olursa, vakumun oluşma zamanıyla buhar parametresinin oluşum zamanı 04:14'de eşitlenmiş olur.

Kazançlar:

1. Doğalgaz=25 sm<sup>3</sup>/saat ; 21 sm<sup>3</sup>
2. Enerji=5,5 mWH ; 4,6 MW
3. Su=250 m<sup>3</sup>

Kayıplar:

1. Devreye alma ejektörü=3,1 ton/saat
2. Yardımcı buhar ejektörü=1,3 ton/saat
3. Total kütle=4,4 ton/saat
4. Gerekli buharın entalpisi=2880,7 kJ/kg

Toplam Enerji Kaybı= 4,34 MW

Blok Startı (05.06.2017)-İllık Start Analizi:

- T<sub>hp</sub>shaft= 353 °C, T<sub>ip</sub>shaft= 289 °C

Tablo 3.21. 28.02.2018 startı analiz tablosu

Senkron Zamanı	Yardımcı Buhar Devreye Alınma Zamanı	Vakumun Oluşması	HP Buhar Parametrelerinin Oluşması
05:04	05:28-(19 bar 240 °C)	06:31-(120 mbar)	05:36-(50 bar 405 °C)

- Start esnasında 55 dakika zaman kazancı mümkündür.
- Vakumun oluşum zamanını buhar parametresinin oluşum zamanına eşitlemek için çalışan bloktan buhar tedarigi sağlanır.
- Çalışan bloktan 04:30'da buhar tedarigi başlayacak olursa, vakumun oluşma zamanıyla buhar parametresinin oluşum zamanı 05:36'da eşitlenmiş olur.

Kazançlar:

1. Doğalgaz=25 sm<sup>3</sup>/saat ; 23 sm<sup>3</sup>
2. Enerji=5,3 Mwh ; 4,9 Mw
3. Su=275 m<sup>3</sup>

Kayıplar:

1. Devreye alma ejektörü=3.1 ton/saat
2. Yardımcı buhar ejektörü=1.3 ton/saat
3. Total kütle=4.4 ton/saat
4. Gerekli buharın entalpisi=2880.7 kj/kg

Toplam Enerji Kaybı= 3,87 MW

Blok Startı (08.02.2018)-Sıcak Start Analizi

- T<sub>hp</sub>shaft= 485 °C, T<sub>ip</sub>shaft= 430 °C

Sıcak startta, buhar tedariği yardımcı buharı hazır olduğu için fayda sağlamadı. Sonuç olarak, blok startlarında yardımcı kazandan buhar tedariği yerine çalışan bloktan buhar tedariği maliyeti düşük olmakla beraber enerji üretim zamanını da kısalttı.

Santrallerde birim enerji üretim maliyetleri şebekeye enerji verip santralin işletmeciliğın ve sürekliliğinin sağlanması açısından dikkatle takip edilmesi gereklidir. Enerji santrallerinin ilk yatırım ve birim enerji üretim maliyetleri Tablo 3.22’de verilmiştir [59].

Tablo 3.22. Enerji santrallerinin yatırım ve birim enerji üretim maliyetleri

Santral Tipi	İlk Yatırım Maliyeti (\$/kW)			Birim Enerji Üretim Maliyeti (cent/kWh)		
	2012 yılı	2014 yılı	Değişim (%)	2012 yılı	2014 yılı	Değişim (%)
Nükleer Santral	5385-8199	5385-8053	-1,08	7,7-11,4	9,2-13,2	17,3
Güneş Enerji Santrali	3000-3500	3500-4500	23,08	14,9-20,4	18,0-26,5	26,1
Jeotermal Enerji Santrali	4600-7250	4600-7250	0	8,9-11,6	8,9-14,2	0
Biyokütle Enerji Santrali	3000-4000	3000-4000	0	8,7-11,6	8,7-11,6	0

Tablo 3.22. (Devam) Enerji santrallerinin yatırım ve birim enerji üretim maliyetleri

Santral Tipi	İlk Yatırım Maliyeti (\$/kW)			Birim Enerji Üretim Maliyeti (cent/kWh)		
	2012 yılı	2014 yılı	Değişim (%)	2012 yılı	2014 yılı	Değişim (%)
Kömür Santrali	3000-8400	3000-8400	0	6,2-14,1	6,6-15,1	6,9
Rüzgar Enerji Santrali	1500-2000	1400-1800	-8,58	4,8-9,5	3,7-16,2	39,2
Doğalgaz Santrali	1006-1318	1006-1318	0	6,1-8,9	6,1-8,7	-1,3

Yukarıdaki tabloya göre birim enerji üretim maliyeti sadece düşen doğalgaz yakıtlı termik santral olmuştur. Bu durum ise yapılan aşağıdaki çalışma ve bulgularla örtüşmekte ve sonuç itibariyle birim enerji üretim maliyetini daha ucuza tedarik ederek hem de yerinde üretim tesisleri devreye alarak aşağıya çekmiştir. Yukarıdaki tablo 3.3'te yer alan literatür bilgisi de çalışmanın yıllık maliyet düşümüyle paralel olmaktadır.

Bu çalışmanın ürünü ise santral devreye alımlarında hızlı bir şekilde emre-amede olup şebekeye enerji verecek hale gelmektir. Bunun için santral devreye alımlarında çalışan sistemden devreye alınan sisteme buhar tedariki sağlanır ve bunun sonucunda minimum 40 dakikaya kadar kazanç sağlamak mümkün olur.

Aşağıdaki Tablo 3.23'te santrallerin devreye girme süreleri yer almaktadır [60].

Tablo 3.23. Yakıt tiplerine göre santrallerin devreye giriş süreleri

Santral Tipi	Başlama ve Tam Kapasiteye Ulaşma Süresi
Hidroelektrik Santraller	3-5 dakika
Pompa Depolamalı Santraller	3-5 dakika
Fuel-Oil Santralleri	3 saat
Doğalgaz Santralleri	3 saat
Kömür Santralleri	4 saat
Nükleer Santraller	5 gün

Tablo 3.23'te yer alan bilgiye göre, durdurulduktan sonra tekrar devreye alınan santraller içerisinde doğalgaz santralleri ortalama 3 saatte devreye girmektedir. Blok startı sırasında buhar tedarik ederek bu zamanı 2,5 saatten daha aşağılara düşürmek mümkündür ve bu sayede doğalgaz santralleri çevreye zararsız santraller olmanın yanında hızlı şebekeye bağlanabilen santraller de olabilecektir.

### 3.5. Santral İşletmeciliğinde Kullanılan Kimyasalların Değişimleri

Antiskalant Değişimi: Antiskalant, membran üzerinde  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{CaSO}_4$  ve Silis gibi tuzların çökmesini engelleyerek kayganlık sağlar.

Kimyasal satıcılarından tedarik edilen Antiskalant kimyasalının firması değiştirilmiş ve performans testleri yapılmıştır.

Tablo 3.24. Kimyasal tüketimi

Yıllar	Antiskalant Tüketimi (kg)		Birim Fiyat X (€)	Birim Fiyat Y (€)	Kâr (€)
	X	Y			
2017	-	3255	5,61	3,50	6.868

Ters Ozmoz sisteminin girişinden, ürün suyundan ve atık suyundan numuneler alınmış ve numuneler alınırken debiler aşağıdaki tabloda kaydedilmiştir.

Tablo 3.25. Performans testi için numune değerleri

Numune Alınan Tarih	24.04.2018
Mevcut RO Sistemi	BWRO
Giriş debisi ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	56
Atık debisi ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	18
Ürün debisi ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	38
RO Verimi (%)	68%
Ölçülen İyonlar	Giriş (mg/L)
$\text{Ca}^{+2}$ (Kalsiyum)	49
$\text{Mg}^{+2}$ (Magnezyum)	34
Fe (Toplam Demir)	0,02
$\text{SO}_4^{-2}$ (Sülfat)	31
$\text{SiO}_2$ (Silika)	15
Değerlendirme Skalası	
< 75	Düşük Performans

Tablo 3.25. (Devam) Performans testi için numune değerleri

Değerlendirme Skalası	
75-85	Orta Performans
> 85	Iyİ Performans
> 90	Cok Iyİ Performans
Parametreler	Hesaplanan Verimlilik (%)
Ca <sup>+2</sup> (Kalsiyum)	90
Mg <sup>+2</sup> (Magnezyum)	91
Fe (Toplam Demir)	89
SO <sub>4</sub> <sup>-2</sup> (Sülfat)	91
SiO <sub>2</sub> (Silika)	90

Sonuç olarak, değiştirilen kimyasalın maliyeti daha az olmakla beraber verimi de çok iyi performans kısmına girmektedir.

### 3.5.1. Reagent maliyeti düşürülmesi

Reagent tüketim maliyetini düşürebilmek için yapılan bu çalışmada analiz süresi 15 dakikadan 5 dakikaya kadar düşürülmüş ve fiyatları daha ekonomiktir. Bu kapsamda yapılan laboratuvar çalışmalarında ölçüm sonuçlarının doğru olduğu kanıtlanmıştır.

Tablo 3.26. Reagent değişimi için ölçüm değerleri

NUMUNE	PARAMETRE	04.05.2018			
		X Firması Kimyasalı		Y Firması Kimyasalı	
		A Ünitesi	B Ünitesi	A Ünitesi	B Ünitesi
Ana Soğutma	Fe (ppm)	2	1	1	2
LP Drum	Al (ppb)	550	491	838	765
	PO <sub>4</sub> (ppm)	2,54	2,46	2,45	2,50
IP Drum	Al (ppb)	196	171	271	310
	PO <sub>4</sub> (ppm)	2,39	2,44	2,31	2,49
HP Drum	Al (ppb)	1430	2082	2645	3232
	PO <sub>4</sub> (ppm)	1,68	4,26	1,70	3,96
Kızdırıcı	Fe (ppm)	2	2	1	1



Tablo 3.27. Çalışılan reagent tüketim miktarları ve kıyası

<b>Spektrofotometre Analiz Reagentleri</b>	<b>X Firması Fiyatı/Adet</b>	<b>Y Firması Fiyatı/Adet</b>	<b>Yıllık Test Sayısı</b>	<b>Elde Edilecek Kâr/yıl (₺)</b>
Aluminyum Reagent	8,58	1,54	9450	66.501
DEHA Reagent	5.46	2,95	1800	4.518
Fosfat Regent	2,62	1,01	6300	10.162
Bakteri Kiti	17,5	15,5	180	360
<b>TOPLAM</b>				<b>81.541</b>

Böylelikle verim artabilecek ve daha kısa sürede daha az maliyete aynı iş yapılabilir.

#### 4. SONUÇLAR VE ÖNERİLER

Bir kombine çevrim santralinde, atıksular analiz edildiğinde blöf suların diğer atıksulara göre daha kolay arıtılabilir ve geri kazanılabilir olduğu ortaya çıktı çünkü içindeki toplam çözünmüş madde miktarı daha azdır.

Tüm santral atıksuları içerisinde, blöf suların oranı %89,3 olduğundan ve arıtma sistemini tehlike altında bırakacak, arıtması çok zor diğer atıksular arıtma sistemine dahil edilmedi. Çünkü, mevcut su arıtma sistemi % 88,2 verimle çalışmakta, atıklarının iletkenlik ve iyon derişimleri oldukça yüksek olmaktadır.

Laboratuvarda yapılan birçok teste göre, işletilen proses suyunun karakteristiğini en ince ayrıntısına kadar analiz etme imkanı bulunmuştur.

Laboratuvar çalışmaları, literatür araştırmaları sonucunda uygunluğuna karar verilen prosesin, mevcut arıtma tesisi için hiçbir risk oluşturmayacak, tamamen bağımsız bir işletme olabilecektir.

Proje saha uygulaması öncesinde, pilot ünite kurulup devreye almada yaşanabilecek aksaklıkları öncesinden tespit edip minimize etmek faydalı olacaktır .

Atıksular geri kazanılarak proseste tekrar kullanılmasının hem ekonomik açıdan hem de doğal çevrenin korunması açısından önemi büyük oldu.

Atıksuların geri kazanımı yapılmış olup bu alanda kazanılan tecrübeler ve işletme maliyetindeki avantajı sebebiyle santrallerdeki geri kazanımın güçlü yanlarını oluşturmaktadır.

Arıtılmış atıksular, arıtma tesislerinin yakınında bulunan termik santraller için kuraklık ve iklim değişikliğine karşı sürdürülebilir bir su kaynağı olacaktır.

Yapılan yatırımın amortisman süresi 4 yıldır ve geri kazanılacak su miktarı 90.200 m<sup>3</sup> olmuştur.

Su kaynaklarının hızla tükendiği dünyamızda daha çevreci olmak için yapılan bu çalışmanın önceliği amortisman süresi değildir.

Azot jeneratörü geri ödeme süresi 2,9 yıl, hidrojen jeneratörü 9,7 yıl olarak projeler yatırım yapılabilir seviyelerindedir.

Santral devreye alımlarında çalışan bloktan buhar tedariki sayesinde gaz türbinlerinde yakıt tüketimi düşürüldü ve devreye girme süresi 40 dakika daha azaldı.

İşletmede kullanılan kimyasalların optimizasyonu ile de 81.541 ₺ ekonomiye kazandırılmış oldu.

Özellikle, Enerji santrallerinde yaşanabilecek su stresi; gelecek yıllarda enerji ve su talebinde meydana gelecek olan artış, aşırı su tüketimi, kuraklık, ısı dalgalanmaları ve diğer faktörlerle birlikte daha da artacaktır. Bununla birlikte enerji santrallerinde su minimizasyonu sağlayabilecek yeni teknolojilerin getirilmesi gerekecektir.

Yeni geliştirilen teknolojiler ticari olarak temin edilebilir olmalıdır. Yeni planlanan enerji santralleri ise su ihtiyacını azaltmaya yönelik şekilde tasarlanmalıdır. Bu çalışma ise, sanayiden kaynaklı atıksuların kazanılması için diğer çalışmada bulunacak kişi, kurum ya da kuruluşlara yol gösterebilir.

## KAYNAKLAR

- [1] URL-1:[http: www. enerji.gov.tr](http://www.enerji.gov.tr), (Ziyaret Tarihi: 8 Şubat 2018).
- [2] URL-2:[http: www.teias.gov.tr](http://www.teias.gov.tr), (Ziyaret Tarihi: 8 Şubat 2018).
- [3] Dünya Enerji Konseyi Türk Milli Komitesi, “Kömür Yakıtlı Santrallerden Kaynaklanan Emisyonlar Üzerine Bir Değerlendirme”,*Çevre Çalışma Grubu*, Şubat 2018.
- [4] Dünya Enerji Konseyi Türk Milli Komitesi, “Türkiye’nin Günlük Nihai Enerji Tüketimi Ve Sonuçları”,*Quant Çalışma Grubu*, Şubat 2018.
- [5] Garipağaoğlu, “Marmara Havzası’nda Kentleşme - Atık Su İlişkileri Ve Alıcı Ortam Üzerindeki Etkileri”, *Marmara Coğrafya Dergisi / Marmara Geographical Review*, sayfa 147-159, Temmuz 2016.
- [6] URL-3: [http://www.tuik.gov.tr/PreTablo.do?alt\\_id=1019](http://www.tuik.gov.tr/PreTablo.do?alt_id=1019), (Ziyaret Tarihi: 18 Şubat 2018).
- [7] Raja, A. K., Srivastava, A. P., Dwivedi, M., *Power Plant Engineering*, New Age International Limited Publishers, 2006.
- [8] Boyce, P. M., *Gas Turbine Engineering Handbook*, 2nd ed., Gulf Professional Publishing, 2002.
- [9] Çengel, A. Y., Boles, A. M., *Thermodynamics An Engineering Approach*, 5th ed., McGraw-Hill, 2006.
- [10] Boyce, P. M., *Handbook for Cogeneration and Combined Cycle Power Plants*, The American Society of Mechanical Engineers, 2002.
- [11] Dünya Enerji Konseyi Türk Milli Komitesi, “Türkiye’nin Günlük Nihai Enerji Tüketimi ve Sonuçları” Quant Çalışma Grubu, Eylül 2017.
- [12] *Enerji Piyasası Denetleme Kurulu (EPDK)*, “Doğalgaz Piyasası Sektör Raporu”, 2016.
- [13] *Elektrik Üretim Anonim Şirketi (EÜAŞ)*, “Sektör Raporu”, 2016.
- [14] Özgürel B., Egeli S., *Doğal Gaz Yakıtlı Kombine Çevrim Santralleri*, TMMOB, Makine Mühendisleri Odası, Uluslararası Doğal Gaz Konferansı Bildiriler Kitabı, Yayın no:179, 1995.
- [15] Boyce P. M., *Gas Turbine Engineering Handbook*, 2nd ed., Gulf Professional Publishing, 2002.

- [16] Ganapathy V., *Industrial Boilers and Heat Recovery Steam Generators*, 1nd ed., Marcel Dekker Inc.,2003.
- [17] Raja A.K., Srivastava A. P., Dwivedi M., *Power Plant Engineering*,1nd ed., New Age International Limited, 2006.
- [18] Noordermeer J., *Cogeneration and Combined Cycle Principles*,Gryphon International Engineering Services Inc..
- [19] Kemmer, N., F., *The Nalco Water Handbook*, Third ed., McGraw-Hill, 2009 .
- [20] Çınar B. C., Çakır C., Eren Enerji Elektrik Üretim A.Ş. Termik Santralinin Enerji Ve Ekserji Analizi,Yalova Üniversitesi, Mühendislik Fakültesi, Yalova, 2015.
- [21] Özat C., 5 Mw Kurulu Gücündeki Kojenerasyon Santralinin Çevrim Analizi, Sakarya Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Sakarya, 2004.
- [22] Akhtar Z. S., Plant Instrument Air System – Useful Design Tips,*Power Engineering*,2016, **11**(120).
- [23] Hübert T., Boon-Brett L., Buttner W., *Sensors for Safety and Process Control in Hydrogen Technologies*,CRC Press, London New York, sayfa 282, 2016.
- [24] Davis, L., M., *Water and Wastewater Engineering Design Principles and Practices*, Professional ed., McGraw-Hill, 2010.
- [25] URL-4:<http://www.soilmanagementindia.com/soil-acidity/chemistry-of-hydrogen-and-aluminium-in-the-development-of-soil-acidity/2122>, (Ziyaret Tarihi: 4 Nisan 2019).
- [26] Kartikaningsih D., Shih Y., Huang Y., “*Boron Removal From Boric Acid Wastewater By Electrocoagulation Using Aluminum As Sacrificial Anode*”, Sustainable Environment Research, **26**(150-155), 2016.
- [27] Başak A., *Alüminyum Mamül Üretim Prosesi Atıksuyunda İyon Değişirme Prosesi İle Ağır Metal Giderimi*, Yüksek Lisans Tezi, Erciyes Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Kayseri, 2017.
- [28] OECD, “*2015’e Çevresel Bakış: Durgunluğun Sonuçları. Sudaki Önemli Bulgular*”, Paris, Fransa, 2012.
- [29] IEA, “*Water fot Energy. Is Energy Becoming a Thirstier Resource, in World Energy Outlook 2012*”, Paris, Fransa, 2012.
- [30] Avrupa Komisyonu, “*Best Available Techniques (BAT) Reference Document for Large Combustion Plants*” Industrial Emissions Directive 2010/75/EU Integrated Pollution Prevention and Control,2017.

- [31] Türkiye İstatistik Kurumu, “Termik Santral Su, Atıksu ve Atık İstatistikleri” Haber Bülteni Sayı: 24873, 14-16,Aralık 2017.
- [32] Kamper G., “*International Operational Experience of Make-up Water Production From Surface Water*”, Kema Raporu 98-5076, 1998.
- [33] Daniels D., “*Power Plants Need to Learn to Reuse Recycle.*” Power Magazine sayfa 44-45, Eylül/Ekim 2015.
- [34] Stillwell A.S.,Webber M.E.,”*Geographic, Technologic and Economic Analysis of Using Reclaimed Water for Thermoelectric Power Plant Cooling*”, Environmental Science and Technology, **48**(8),2014.
- [35] *Dow Water and Process Solutions*, “40-Year-old Power Plant Gets Upgrade to Reuse Cooling Tower Blowdown and Comply With Stringent Water Use Standards” Midland, MI, USA, Dow Chemical Co., 2012.
- [36] Da Silva A.K., “Water Reuse in China. In: 2012 Guidelines For Water Reuse.” *Environmental Protection Agency*, Washington, DC, USA, 2012
- [37] Lahnsteiner J., “Reclamation of Wastewater for Industrial Purposes Advanced Treatment of Secondary Effluents for Reuse as Boiler and Cooling Make up Water.” Paper Presented at: *6th IWA Specialist Conference on Wastewater Reclamation and Reuse for Sustainability*, Antwerp, Belgium, 2007.
- [38] Kulkarni D., “*Maharasta to Use Sewage From Cities to Power Coal Plants*” Mumbai, India, DNA, Diligent Media Corp., 2015.
- [39] Hosokawa, T., Iwasaki, M., Komatsubara, H., Makino, Y., Matsubara, K., Morinaga, H., Suzuki, H., Suzuki, T., Takeda, S., Takemura, M., Takenaka, H.,*Kurita Handbook Of Water Treatment*, 2nd ed., Kurita, 1999.
- [40] URL-5:<http://membranes.com/wp-content/uploads/Documents/Technical-Papers/Product%20line/RO/RO-Water-Chemistry.pdf> (Ziyaret Tarihi: 20 Eylül 2019).
- [41] Othman N. M., Abdullah P., Aziz Y.F., “*Removal of Aluminium from Drinking Water*”,2010, **39**(1):51-55
- [42] Altun T., “*Sulu Çözeltilerden Bazı Ağır Metal İyonlarının İyon-Şelat Değiştirici Reçinelerle Ayrılmasında Kesikli-Sürekli İşlemler*”, Yüksek Lisans Tezi, Selçuk Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Kayseri, 2002, 128830.
- [43] Edyvean R.G.J., Song, Z., Williams, C.J., “*Treatment of tannery wastewater by chemical coagulation*”, *Desalination*, 164, 249-259, (2004).
- [44] Petrinic I., Simonic, M., Sostar-Turk, S., “*Laundry wastewater treatment using coagulation and membrane filtration*”, *Resources Conservation & Recycling*, 44, 185-196, (2005).

- [45] Abuzaid, N.S., Al-Malack, M.H., El-Mubarak, A.H., “*Coagulation of polymeric wastewater discharged by a chemical factory*”, Pergamon, PII: S0043-1354(98)00219-X, 521-529, (1998).
- [46] El Samrani, A.G., Lartiges, B.S., Villieras, F., “*Chemical coagulation of combined sewer overflow: Heavy metal removal and treatment optimization*”, Water Research, 10.1016/j.watres.2007.09.009, 2-10, (2007).
- [47] Amoo, I.A., Amuda, O.S., “*Coagulation/flocculation process and sludge conditioning in beverage industrial waste water treatment*”, Journal of Hazardous Materials, 141, 778-783, (2007).
- [48] Duan, J., Graham, N., Wang, J., Wilson, F., “*Coagulation of humic acid by aluminium sulphate in saline water conditions*”, Desalination, 150, 1-14, (2002).
- [49] Meyssami, B., Kasaeian, A.B., “*Use of coagulants in treatment of olive oil wastewater model solutions by induced air flotation*”, Bioresource Technology, 96, 303-307, (2005).
- [50] Timur, H., Altınbas, U., “*Treatability studies and determination of kinetic parameters for a high-strength opium production wastewater*”, Environmental Technology, Vol:18, 339-344, (1997).
- [51] Ates N., Nuzal N., “*Removal of heavy metals from aluminum anodic oxidation wastewaters by membrane filtration*”, Environmental Science and Pollution Research (2018), DOI:10.1007/s11356-018-2345-z.
- [52] Üstün G. E., Bursa Organize Sanayi Bölgesi (Bosb) Atıksu Arıtma Tesisi Çıkış Sularının Geri Kazanılabilirliğinin Araştırılması, Doktora Tezi, Uludağ Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Bursa, 2006,202301.
- [53] Towler, G., Sinnott, R., *Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics Of Plant and Process Design*, Elsevier New York /Oxford/ Amsterdam, 2008.
- [54] URL-6: [https:// www.tcmb.gov.tr/wps/wcm/connect/TR /TCMB+TR/Main+ Menu/Istatistikler/Enflasyon+Verileri/Tuketici+Fiyatlari](https://www.tcmb.gov.tr/wps/wcm/connect/TR/TCMB+TR/Main+Menu/Istatistikler/Enflasyon+Verileri/Tuketici+Fiyatlari), (Ziyaret Tarihi: 4 Nisan 2019).
- [55] Baasel, W., D., *Preliminary Chemical Engineering Plant Design*, Elsevier New York/Oxford/Amsterdam.
- [56] Towler, G., Sinnott, R., *Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics Of Plant and Process Design*, Elsevier New York /Oxford/ Amsterdam, 2008.
- [57] URL-7: <http://www.newyorkakademi.com/faydaliBilgiler/Haber/IRR-Nedir-Nasil-Hesaplanir/16>, (Ziyaret Tarihi: 18 Nisan 2019).

- [58] Keatley P., Shibli A., Hewitt N., Estimating power plant start costs in cyclic operation, *Applied Energy*, DOI:10.1016/j.apenergy.2013.05.033
- [59] Kaya K., Koç E., Enerji Kaynakları Yenilenebilir Enerji Durumu, *Mühendis ve Makina*, 2015, **56** (660), 61-68.
- [60] Aydın Ü., Peker H., Tutuş A., Altuntaşoğlu Z., Ateş M., Ar F., Yenilenebilir Enerji Kaynakları, Tmmob Makina Mühendisleri Odası, 479, 50, 2008.





## KİŞİSEL YAYIN VE ESERLER

- [1] **Gürol K.**, Bozdağ O., Doğalgaz Kombine Çevrim Santralinde Blöf Atıksularının Geri Kazanılması, *II.Uluslararası Çevre Konferansı*, İstanbul, Türkiye, 21-22 Mart 2018.
- [2] **Gürol K.**, Bozdağ O., Doğalgaz Kombine Çevrim Santralinde Blöf Atıksularının Geri Kazanılması, Grup E Yayıncılık, *Recycling Industry*, 2018, 127,74.



## ÖZGEÇMİŞ

1988 yılında Sakarya’da doğdu. İlk, orta ve lise öğrenimini Sakarya’da tamamladı. Ortaokulu ve Anadolu Lisesi’ni üçüncülükle bitirdi. 2006 yılında Orta Doğu Teknik Üniversitesi Biyoloji Bölümü’ne başlayıp, 2008 yılında aynı üniversitede Kimya Mühendisliği Bölümü’ne geçti. 2012 yılında Orta Doğu Teknik Üniversitesi Kimya Mühendisliği’ni bitirip askere gitti. 2013 yılında özel bir elektrik santralinde Kimya Mühendisi olarak göreve başladı. 500 MW gücündeki elektrik santrali devreye alma çalışmaları için bir yıl kadar Basra Irak’ta bulundu. 2015 yılında Kocaeli Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı’nda Yüksek Lisans öğrenimine başladı. 2018 yılında, aynı santralde Kimya Kıdemli Mühendisi, 2019 yılında, Kimya Başmühendisi görevine atandı. Halen, aynı elektrik santralinde görevini sürdürmektedir.