



**DOLAŞIMLI AKIŞKAN YATAK SİSTEMİNDE  
TÜRK LİNYİTLERİNİN OKSİJENCE ZENGİN  
ORTAMDA YAKILMASI VE CO<sub>2</sub> TUTULUMUNUN  
TEKNO-EKONOMİK ANALİZİ**

**Tuba COŞKUN**

**2020  
DOKTORA TEZİ  
ENERJİ SİSTEMLERİ ANABİLİMDALİ**

**Tez Danışmanı  
Prof. Dr. Mehmet ÖZKAYMAK**

**DOLAŞIMLI AKIŞKAN YATAK SİSTEMİNDE TÜRK LİNYİTLERİNİN  
OKSİJENCE ZENGİN ORTAMDA YAKILMASI VE CO<sub>2</sub> TUTULUMUNUN  
TEKNO-EKONOMİK ANALİZİ**

**Tuba COŞKUN**

**Karabük Üniversitesi  
Lisansüstü Eğitim Enstitüsü  
Enerji Sistemleri Anabilim Dalında  
Doktora Tezi  
Olarak Hazırlanmıştır**

**Tez Danışmanı  
Prof. Dr. Mehmet ÖZKAYMAK**

**KARABÜK  
Haziran 2020**

Tuba COŞKUN tarafından hazırlanan “DOLAŞIMLI AKIŞKAN YATAK SİSTEMİNDE TÜRK LİNYİTLERİNİN OKSİJENCE ZENGİN ORTAMDA YAKILMASI VE CO<sub>2</sub> TUTULUMUNUN TEKNO-EKONOMİK ANALİZİ” başlıklı bu tezin Doktora Tezi olarak uygun olduğunu onaylarım.

Prof. Dr. Mehmet ÖZKAYMAK .....

Tez Danışmanı, Enerji Sistemleri Anabilim Dalı

Bu çalışma, jürimiz tarafından oy birliği ile Enerji Sistemleri Anabilim Dalında Doktora tezi olarak kabul edilmiştir. 04/06/2020

Ünvanı, Adı SOYADI (Kurumu)

İmzası

Başkan : Prof. Dr. Hasancan OKUTAN (İTÜ) .....

Üye : Prof. Dr. Mehmet ÖZKAYMAK (KBÜ) .....

Üye : Prof. Dr. Kurtuluş BORAN (GÜ) .....

Üye : Doç. Dr. Muhammet KAYFECİ (KBÜ) .....

Üye : Doç. Dr. Engin GEDİK (KBÜ) .....

KBÜ Lisansüstü Eğitim Enstitüsü Yönetim Kurulu, bu tez ile, Doktora derecesini onamıştır.

Prof. Dr. Hasan SOLMAZ .....

Lisansüstü EğitimEnstitüsü Müdürü

*“Bu tezdeki tüm bilgilerin akademik kurallara ve etik ilkelere uygun olarak elde edildiğini ve sunulduğunu; ayrıca bu kuralların ve ilkelerin gerektirdiği şekilde, bu çalışmadan kaynaklanmayan bütün atıfları yaptığımı beyan ederim.”*

Tuba COŞKUN

## **ÖZET**

**Doktora Tezi**

### **DOLAŞIMLI AKIŞKAN YATAK SİSTEMİNDE TÜRK LİNYİTLERİNİN OKSİJENCE ZENGİN ORTAMDA YAKILMASI VE CO<sub>2</sub> TUTULUMUNUN TEKNO-EKONOMİK ANALİZİ**

**Tuba COŞKUN**

**Karabük Üniversitesi**

**Lisansüstü Eğitim Enstitüsü**

**Enerji Sistemleri Anabilim Dalı**

**Tez Danışmanı:**

**Prof. Dr. Mehmet ÖZKAYMAK**

**Haziran 2020, 192 sayfa**

Oksi-yakıt yanma teknolojisi kömür yakıtlı enerji santrallerinde karbondioksit emisyonlarının azaltılması için fosil yakıtların temiz kullanımını sağlayabilecek umut vaat eden bir teknolojidir. Dolaşimli akışkan yataklı (DAY) kazanlar, oksi-yakıt yanma tasarımını başarıyla kullanabilen güç üretim teknolojilerinden biridir. Bu çalışmada, 550 MW<sub>net</sub> güç üreten ve % 90 CO<sub>2</sub> yakalama oranına sahip ticari ölçekli bir oksi-yakıt yanma dolaşimli akışkan yataklı (oksi-DAY) santralin tekno-ekonomik fizibilite analizi yapılmıştır. Oksi-pulverize sistem enerji santrallerinin ekonomik analizi birçok raporda incelenmiştir. Fakat, oksi-DAY sistem enerji santralleri maliyeti hakkında çok fazla çalışma bulunmamaktadır. Bu çalışma, yeni kurulumu planlanan bir oksi-DAY karbon yakalama tesisi ekonomik analizi için ilk kez bir Türk linyiti (Orhaneli kömürü) kullanmıştır. Ekonomik performans göstergeleri, maliyet ölçeklendirme ve İndirgenmiş Nakit Akışı analizi yöntemleri ile bulunmuştur. Temel

olarak üç durum analiz edilmiştir. İlk durumda, bir baz senaryo (CO<sub>2</sub> yakalama ünitesi olmayan hava ateşlemeli DAY tesisi) tasarlanmış, bu temel senaryoya dayanarak diğer durumlar modellenmiştir. Böylece, klasik hava ateşlemeli DAY sisteminden CO<sub>2</sub> yakalama ve sıkıştırma üniteli oksî-DAY sistemine geçişin ekonomik uygulanabilirliği değerlendirilmiştir. Yanma sonrası monoetanolamin (MEA) bazlı CO<sub>2</sub> yakalama sistemi, oksî-DAY CO<sub>2</sub> yakalama sistemi performansını karşılaştırmak için bir kıyaslama çalışması olarak incelenmiştir. Elektrik maliyeti (COE), indirgenmiş elektrik maliyeti (LCOE) ve CO<sub>2</sub> yakalama maliyeti gibi ana uygulanabilirlik parametreleri hesaplanmıştır. Elde edilen sonuçlar, klasik hava ateşlemeli DAY tesisi ile karşılaştırıldığında, oksî-DAY tesisi toplam tesis maliyeti ve COE açısından sırasıyla % 54 ve % 52'lik bir artış göstermektedir. Amerikan Enerji Bakanlığı (DOE)'nin SC-PC sistemler için belirlediği COE hedef değeri göz önüne alındığında, tasarlanan oksî-DAY enerji santrali COE değeri hava ile çalışan hedef SC-PC COE değerinden % 45 fazladır. Tasarlanan Oksî-DAY tesisi için verimlilik cezası % 10'dur. Oksî-DAY tesisi, amin bazlı CO<sub>2</sub> yakalama sisteminden % 2 puan daha yüksek net verimliliğe sahiptir. Amin bazlı sistemde; sermaye maliyeti, LCOE ve CO<sub>2</sub> yakalama maliyeti oksî-DAY tesisinden daha yüksektir. Sonuçlar, oksî-DAY enerji santralinin, amin bazlı yakalama tesisine kıyasla karbon tutma maliyetlerinin daha düşük olduğunu göstermektedir. Farklı parametrelerdeki değişikliklerin genel sistem performansını nasıl değiştireceğini belirlemek için duyarlılık analizi yapılmıştır. Duyarlılık analizi, tesis kapasitesi, kömür fiyatı, borç oranı, faiz oranı ve inşaat süresi gibi çeşitli parametrelerin değiştirilmesiyle değerlendirilmiştir.

**Anahtar Kelimeler** : Oksî-yakıt yanma, Dolaşımli akışkan yatak (DAY), CO<sub>2</sub> tutulumu, Seviyelendirilmiş elektrik maliyeti (LCOE), Tekno-ekonomik analiz

**Bilim Kodu** : 92807

## **ABSTRACT**

**Ph. D. Thesis**

### **TECHNO-ECONOMIC ANALYSIS OF THE TURKISH LIGNITE FIRED OXY-CIRCULATING FLUIDIZED BED CARBON CAPTURE SYSTEM**

**Tuba COŞKUN**

**Karabük University**

**Institute of Graduate Programs**

**Department of Energy Systems Engineering**

**Thesis Advisor:**

**Prof. Dr. Mehmet ÖZKAYMAK**

**June 2020, 192 pages**

Oxy-fuel combustion is a promising technology for the reduction of carbon dioxide emissions, in coal-fired power plants that allow the clean use of fossil fuels. Circulating fluidized bed (CFB) boilers are one of the power generation technologies that can use oxy-fuel combustion design successfully. The purpose of this paper is to perform the techno-economic feasibility analysis of the commercial-scale oxy-fuel combustion circulating fluidized bed (oxy-CFB) power plant generating 550 MWe net power with a carbon capture rate of 90%. So far, economic analysis of oxy-PC power plants has been studied by researchers at many reports. Nevertheless, the cost of an oxy-CFB power plant has rarely been studied. This is the first study that has used Turkish lignite (Orhaneli Coal) in an oxy-CFB carbon capture plant economic analysis. The basic economic performance indicators were investigated. The Models are based on cost scaling and Discounted Cash Flow analysis. Three cases were analyzed: In the first case, A base scenario (air-fired CFB plant without CO<sub>2</sub> capture) is considered and

then based on this baseline scenario the other scenarios are taken into account. The economic viability of transition from the classical air-fired CFB plant system to oxy-CFB with CO<sub>2</sub> capture and compression plant is evaluated. The post-combustion monoethanolamine (MEA) based CO<sub>2</sub> capture system is investigated as a benchmark study to compare oxy-CFB capture system performances. The main applicability parameters such as cost of electricity (COE), levelized cost of electricity (LCOE) and the cost of CO<sub>2</sub> capture for each case are calculated. The obtained results indicated that 54% and 52% increase in terms of total plant cost and COE respectively in the oxy-CFB plant when compared to air fired-CFB without carbon capture. Considering the COE, the designed oxy-CFB power plant is greater than the air-fired SC-PC (without capture) plant by more than 45% (DOE target). The efficiency penalty for oxy-CFB is 10%. Oxy-CFB plant has a net efficiency 2% point higher than amine-based CO<sub>2</sub> capture systems. In amine-based CO<sub>2</sub> capture system; The capital costs, LCOE, and cost of CO<sub>2</sub> captured are higher than the oxy-CFB plant. The results show that the oxy-CFB power plant has a lower cost for carbon capture compared to amine-based capture plant. Sensitivity analysis was performed to determine how changes in different parameters can change overall system performance. Sensitivity analysis was evaluated by changing various parameters such as facility capacity, coal price, debt ratio, interest rate and construction period.

**KeyWords** : Oxy-fuel combustion, Circulating Fluidized Bed (CFB), CO<sub>2</sub> capture, LCOE, techno-economic analysis

**ScienceCode** : 92807



## TEŞEKKÜR

*'Ne yaparsanız yapın, iyi yapmaya çalışın. Çalışmak kendimize, ailemize, milletimize vatan, namus borcudur.'* **Aziz Sancar**

Bu özgün çalışmanın bir parçası olmamı sağlayan, bana olan inancını ve desteğini hiç bir zaman esirgemeyen değerli danışmanım, Karabük Üniversitesi Öğretim Üyesi Sayın Prof.Dr. Mehmet Özkaymak'a teşekkürlerimi sunmak isterim. Tez konusunu belirleyerek bu çalışmayı gerçekleştirmemize imkan sağlayan, değerli görüşleriyle tezimizin oluşumuna yön veren, İstanbul Teknik Üniversitesi Öğretim Üyesi Sayın Prof. Dr. HasanCan OKUTAN'a, doktora tezi komitesi ve tez izleme komitesindeki değerli hocalarıma teşekkür ederim.

Kardemir A.Ş Hava Ayırıştırma Ünitesi müdürü Makine Mühendisi Sayın Sedat YEŞİLDAĞ'a, proje kapsamında görüşlerinden ilham aldığım TÜBİTAK MAM Enerji Enstitüsü mühendislerine ve Öğr. Gör. Sayın Tuğba Yıldırım Karakurluk'a destekleri için teşekkür ederim.

213M527 numaralı Tübitak 1003 Projesi "Dolaşımli Akışkan Yatak Yakma Sisteminde Linyit ve Biyokömürün Oksijence Zengin Ortamda Yakılması (Oksiyenme)" kapsamında bursiyer öğrenci olarak görev aldığım (TÜBİTAK) Türkiye Bilimsel ve Teknolojik Araştırmalar Kurumu'na teşekkür ederim.

Üzerimdeki emeklerini hiçbir zaman ödeyemeyeceğim annem Gülizar KARAKURLUK ve babam Kamil KARAKURLUK'a teşekkürü borç bilirim. Bu uzun süreçte göstermiş oldukları destek, sabır ve anlayış için eşim Bilal COŞKUN'a, her zaman moral kaynağım olan kızlarım Sena COŞKUN ve Zeynep COŞKUN'a, ablam Ayşe EKİCİ ve kardeşim Dr. Bedirhan KARAKURLUK'a sonsuz teşekkür ederim.

## İÇİNDEKİLER

	<u>Sayfa</u>
KABUL.....	ii
ÖZET .....	iv
ABSTRACT.....	vi
TEŞEKKÜR.....	viii
İÇİNDEKİLER .....	ix
ŞEKİLLER DİZİNİ.....	xiv
ÇİZELGELER DİZİNİ .....	xvii
SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ.....	xx
BÖLÜM 1 .....	1
GİRİŞ .....	1
1.1. TÜRKİYE ELEKTRİK ÜRETİMİ VE CO <sub>2</sub> EMİSYONLARI .....	7
1.1.1. Elektrik Üretimi Amaçlı Kömür Kullanımı.....	8
1.1.2. Türkiye'nin Sera Gazı Emisyonları .....	11
1.2. CO <sub>2</sub> YAKALAMA VE DEPOLAMA TEKNOLOJİLERİ.....	12
1.2.1. Yanma Sonrası Karbondioksit Yakalama.....	14
1.2.2. Yanma Öncesi Karbondioksit Yakalama .....	17
1.2.3. Oksi - Yakıt Yanma ile Karbondioksit Yakalama.....	18
1.2.3.1. Oksiyenme ve Oksijençe Zengin Ortamda Yanma.....	23
1.2.4. CO <sub>2</sub> Sıkıştırma Taşıma ve Depolama .....	23
BÖLÜM 2 .....	25
OKSİ-DOLAŞIMLI AKIŞKAN YATAK CO <sub>2</sub> YAKALAMA SİSTEMLERİ .....	25
2.1. DOLAŞIMLI AKIŞKAN YATAK TEKNOLOJİSİ.....	25
2.2. OKSİ-DOLAŞIMLI AKIŞKAN YATAK TEKNOLOJİSİ.....	27
2.2.1. Oksi-DAY Teknolojisinin Oksi-PC Sistemlere Göre Avantajları.....	30
2.3. OKSİ-DOLAŞIMLI AKIŞKAN YATAK PROSES BİLEŞENLERİ .....	31
2.3.1. Oksi- Dolaşimli Akışkan Yatak Kazanı .....	33

	<b><u>Sayfa</u></b>
2.3.2. Hava Ayırıştırma Ünitesi .....	34
2.3.2.1. Oksijenleme Uyumlu HAÜ Tasarımı .....	36
2.3.2.2. HAÜ Özgül Enerji Tüketimi .....	37
2.3.3. Çevresel Kontrol Teknolojileri .....	42
2.3.4. CO <sub>2</sub> Yakalama Sıkıştırma ve Saflaştırma Ünitesi .....	46
2.3.5. Baca Gazı Geri Dönüşüm Sistemi .....	48
2.4. ISI ENTEGRASYONU VE PROSES GELİŞTİRME .....	49
BÖLÜM 3 .....	51
TEKNO-EKONOMİK ANALİZ PERFORMANS VE MALİYET MODELİ.....	51
3.1. PERFORMANS MODELİ HESAPLAMA YÖNTEMLERİ .....	51
3.1.1. Kazan Parametreleri ve Yük Faktörleri .....	51
3.1.2. Pülverizatör.....	51
3.1.3. HAÜ.....	51
3.1.4. Enerji Dönüşümü .....	55
3.1.4.1. Elektrik Dönüşümü Hesaplamaları .....	55
3.1.4.2. Yanma Kimyası .....	57
3.1.4.3. Birincil Hava ve Cebri Fan Gücü.....	59
3.1.4.4. Kondenser Isı Yüğü .....	59
3.1.4.5. Kondens Pompası Gücü .....	60
3.1.4.6. Kazan Besleme Suyu Blöfü .....	60
3.1.4.7. Alt Kül Taşıma Sistemi Elektriğı.....	61
3.1.4.8. Transformatör Kayıpları .....	61
3.1.4.9. Besleme Suyu Miktarı.....	61
3.1.5. Yatak İçi Kireçtaşı Enjeksiyonu (SO <sub>x</sub> Kontrolü).....	62
3.1.6. Seçici Katalitik İndirgeme- SCR (NO <sub>x</sub> Kontrolü) .....	63
3.1.7. Hava Isıtıcı Sızıntısı.....	65
3.1.8. Kuru Baca Gazı Kükürt Giderme- Kuru FGD (SO <sub>x</sub> Kontrol) .....	65
3.1.8.1. Kuru FGD-Reaksiyon Kimyası.....	65
3.1.8.2. Kuru FGD-Su Gereksinimleri.....	66
3.1.9. Fabric Filtre (Partikül Madde ve Kül Kontrolü).....	68
3.1.10. Cebri Çekme Fanı (İnduced-Draft Fan).....	68

	<b><u>Sayfa</u></b>
3.1.11. Karbon Tutma Ünitesi .....	69
3.1.11.1. MEA Bazlı CO <sub>2</sub> Tutma Tesisi .....	69
3.1.11.2. Oksijenleme .....	71
3.1.11.3. Atık Su (Water knockout).....	71
3.1.12. Tesis Soğutma.....	72
3.1.12.1. Su Soğutmalı Kondenser / Islak Soğutma Kulesi.....	72
3.1.12.2. Hava Soğutmalı Kondenser (Air-Cooled Kondensör).....	73
3.1.12.3. Zemin ve Yüzey Su Pompası Gücü .....	73
3.1.13. Su Kullanımı.....	74
3.2. PERFORMANS MODELİ INPUT-OUTPUT PARAMETRELERİ.....	75
BÖLÜM 4 .....	78
CO <sub>2</sub> TUTULUMU MALİYET TAHMİN METHODOLOJİSİ VE .....	78
MALİYET KATEGORİLERİ .....	78
4.1. CCS MALİYET TERMİNOLOJİSİ .....	79
4.1.1. Sermaye Harcama Dönemi (Capital Expenditure Period).....	79
4.1.2. Sabit (Gerçek) veya Nominal (Current) Parasal Değerler.....	79
4.1.3. Sabit Ücret Faktörü (Fixed Charge Factor) (Sermaye Yüğü Faktörü) ..	80
4.1.4. Eskalasyon faktörü (Escalation Factor) .....	80
4.2. SERMAYE MALİYETİ.....	80
4.2.1. Yalın İnşa (Ekipman) Maliyeti (Bare Erected Cost) .....	82
4.2.2. Mühendislik, Tedarik, İnşaat Maliyetleri (EPCC).....	82
4.2.3. Toplam Tesis Maliyeti (TTM) (TotalPlant Cost -TPC) .....	82
4.2.3.1. Beklenmedik Durum Maliyetleri (Yedek akçe) (Contingency costs)	
.....	83
4.2.4. Gecelik Sermaye Maliyet (Total Overnight Cost, TOC).....	85
4.2.4.1. İşveren Maliyeti (Owner's cost) .....	85
4.2.5. Harcanan Toplam Sermaye Maliyeti (Total As-Spent Cost, TASC) .....	86
4.3. İŞLETME VE BAKIM MALİYETLERİ.....	86
4.3.1. Sabit İşletme Maliyetleri .....	88
4.3.2. Değişken İşletme Maliyeti.....	88
4.4. EKONOMİK PERFORMANS GÖSTERGELERİ.....	88

	<b><u>Sayfa</u></b>
4.4.1. Elektrik Maliyeti (Cost of Electricity).....	89
4.4.2. İndirgenmiş Elektrik Maliyeti (Levelized Cost of Electricity).....	90
4.4.3. CO <sub>2</sub> Yakalama Maliyeti (Cost of CO <sub>2</sub> Captured).....	91
4.4.4. CO <sub>2</sub> Sakınma Maliyeti.....	92
4.4.5. Verim Cezası (Efficiency Penalty) ve Enerji Cezası (Energy Penalty). 93	
4.4.5.1. Finansman Oranı.....	94
4.4.5.2. Sermaye Geri Kazanım Faktörü (CRF) .....	94
4.5. KARLILIK ANALİZİ.....	94
4.5.1. Nakit Akış Tablosu .....	94
4.5.2. Geri Ödeme Süresi.....	95
4.5.3. Net Bugünkü Değer (Net Present Value) .....	95
BÖLÜM 5 .....	97
OKSİ-DAY TESİSİ MALİYET DEĞERLENDİRMESİ.....	97
5.1. MALİYETİ ETKİLEYEN PARAMETRELER.....	97
5.2. VARSAYIMLAR VE LİMİTASYON .....	98
5.2.1. Temel Donanım ve İşletme Varsayımları.....	98
5.2.2. Ekonomik Varsayımlar .....	100
5.3. TEKNO-EKONOMİK ANALİZ YAKLAŞIMI .....	104
5.3.1. Maliyet Modeli Algoritması .....	106
5.4. SENARYO TANIMLAMALARI VE MODELLEME .....	106
5.4.1. Durum 1: DAY Enerji Santrali (CO <sub>2</sub> Yakalama Ünitesi İçermeyen) ...	108
5.4.2. Durum 2: OKSİ-DAY Enerji Santrali .....	110
5.4.3. Durum 3: Amin Bazlı CO <sub>2</sub> Yakalama Üniteli DAY Enerji Santrali....	112
5.5. MALİYET ÖLÇEKLENDİRME VE GÜNCELLENDİRME.....	114
5.6. TEKNO-EKONOMİK ANALİZ SONUÇLARI.....	115
5.6.1. Performans Sonuçları .....	116
5.6.2. Toplam Tesis Maliyeti Tahmini .....	121
5.6.3. Toplam Sermaye Maliyetleri Tahmini .....	124
5.6.3. İşletme ve Bakım (O&M) Maliyetleri .....	127
5.6.4 Elektrik Maliyetleri (COE - LCOE) .....	130
5.6.5. Karlılık Analizi Sonuçları.....	135

	<u>Sayfa</u>
5.7. HASSASİYET ANALİZİ (DUYARLILIK ANALİZİ).....	136
5.7.1. Tesis Kapasitesi Etkisi.....	136
5.7.2. Kömür Fiyatı Etkisi.....	139
5.7.3. Faiz Oranı Etkisi.....	140
5.7.4 Borç Oranı Etkisi.....	140
5.7.5. İnşaat Süresi Etkisi.....	141
5.7.6. İskonto Değeri Etkisi.....	142
5.8. KARBON YAKALAMA TEKNOLOJİLERİ MALİYET KARŞILAŞTIRMASI (LİTERATÜR).....	143
 BÖLÜM 6.....	 148
SONUÇLAR.....	148
 KAYNAKLAR.....	 152
 EK AÇIKLAMALAR A. 550 MWe OKSİ-DAY MODELLEME HESAPLAMALARI VE ARA PROSES AKIŞ KOMPOZİSYONLARI.....	   160
EK AÇIKLAMALAR B. MALİYET ÖLÇEKLEME EKİPMAN KATSAYILARI.....	186
 ÖZGEÇMİŞ.....	 192

## ŞEKİLLER DİZİNİ

### Sayfa

Şekil 1.1. 2000 ve 2017 yılları arasında global kömür üretimi ve CO <sub>2</sub> emisyonları..	2
Şekil 1.2. Baca gazı geri dönüşümü ile oksiyenleme prosesinin şematik gösterimi....	4
Şekil 1.3. Oksiyenleme pilot-ölçekli tesisler .....	6
Şekil 1.4. Türkiye'nin yıllara göre elektrik üretimi.....	7
Şekil 1.5. Türkiye'de üretilen toplam elektrik enerjisinin kaynaklara göre Dağılımı (Milyar kWh) ,2018. ....	8
Şekil 1.6. Türkiye elektrik kurulu gücünün kaynaklara göre dağılımı 2018.....	8
Şekil 1.7. Tahmini dünya kömür tüketimi (Katrilyon BTU).....	9
Şekil 1.8. Türkiye'de kömüre dayalı kurulu güç (MW), 2018.....	10
Şekil 1.9. Yerli kömürün kurulu güç ve brüt elektrik üretimi içindeki payı (%). ....	11
Şekil 1.10. Türkiye'nin yıllara göre sera gazı emisyon değerlerideğer MtCO <sub>2</sub> biriminden. ....	12
Şekil 1.11. Genel olarak CCS sisteminin şematik gösterimi. ....	13
Şekil 1.12. Karbondioksit yakalama sistemleri.....	15
Şekil 1.13. Yanma sonrası karbondioksit tutulumu şematik gösterimi .....	16
Şekil 1.14. Petra Nova karbon yakalama tesisi .....	17
Şekil 1.15. Yanma öncesi karbondioksit tutulumu şematik gösterimi.....	18
Şekil 1.16. Oksiyenleme prosesi genel akış şeması.....	19
Şekil 1.17. (a) Hava ile yanma koşulları altında tipik baca gazı bileşimi, (b) Oksiyenleme yanma koşulları altında tipik baca gazı bileşimi .....	21
Şekil 2.1. Dünya üzerinde kurulu büyük ölçekli DAY tesisleri .....	26
Şekil 2.2. Oksiyenleme yanma prosesi basitleştirilmiş diyagramı .....	27
Şekil 2.3. Oksiyenleme yanma prosesi ana bölümleri .....	29
Şekil 2.4. Kriyojenik Distilasyon CO <sub>2</sub> saflaştırma üniteli SC DAYOksiyenleme tesisi akış diyagramı .....	32
Şekil 2.5. CIUDEN30 MWth Oksiyenleme boyler ana bileşenleri .....	34
Şekil 2.6. Kriyojenik HAÜ genel akış diyagramı .....	35
Şekil 2.7. Kriyojenik HAÜ spesifik güç tüketiminin ısı entegrasyonu ile değişimi ve tahmini hedef değeri .....	38
Şekil 2.8. 9000 m <sup>3</sup> /h oksijen üretim kapasiteli HAÜ P&ID diyagramı. ....	39

## **Sayfa**

Şekil 2.9. a) 675 MW kapasiteli kömür santralinin SCR sistemi, b) Tipik ıslak FGD sistemi .....	44
Şekil 2.10. a)Tipik kuru FGD SDA, b) Fabric Filtre ve Sirkülasyonlu kuru yıkayıcılar .....	45
Şekil 2.11. Baca gazı CO <sub>2</sub> içeriği ve saflaştırma yönteminin CPU güç tüketimi üzerindeki etkisi .....	47
Şekil 2.12. Oksiyenme tesisinde olası baca gazı geri dönüşüm seçenekleri .....	48
Şekil 3.1. Örnek input özet sayfası ekran görüntüsü (Oksi-DAY).....	76
Şekil 3.2. Özet sayfası-örnek emisyon ve performans output değerleri ekran görüntüsü (Oksi-DAY).....	77
Şekil 4.1. Sermaye yatirimini oluşturan kademeler . .....	81
Şekil 5.1. CCS maliyet tahmin modeli yapısı [74].....	105
Şekil 5.2. PSFM maliyet modeli organizasyonu. ....	106
Şekil 5.3. Durum 1: Hava ateşlemeli DAY tesisi ayrıntılı akış diyagramı. ....	109
Şekil 5.4. Durum 2: Oksi-DAYenerji santrali genel akış diyagramı [61].....	111
Şekil 5.5. Durum 3: DAY MEA bazlı CO <sub>2</sub> yakalama tesisi ayrıntılı akış diyagramı.....	113
Şekil 5.6. DAY enerji santralleri verim tahminleri. ....	118
Şekil 5.7. DAY enerji santralleri alt sistemlerinin spesifik (özellik) tesis maliyeti üzerinde dağılımı.....	125
Şekil 5.8. DAY Tesisleri O&M maliyetlerinin dağılımı (\$ / kWh). ....	128
Şekil 5.9. Oksi-DAY tesisi ilk 5 yıllık işletme dönemi toplam maliyetlerin dağılımı. ....	129
Şekil 5.10. Oksi-DAY tesisi 5 yıllık tesis kurulum döneminde harcanan sermaye maliyetleri. ....	130
Şekil 5.14. Oksi-DAY tesisi kapasite artışının LCOE üzerindeki etkisi.....	137
Şekil 5.15. Oksi-DAY tesisi kapasite artışının işletme maliyetleri üzerindeki etkisi. ....	137
Şekil 5.16. Oksi-DAY tesisi kapasite artışının yatırım maliyetleri üzerindeki etkisi. ....	138
Şekil 5.17. Oksi-DAY tesisi kapasite artışının toplam yatırım maliyetinin kaynaklarına göre değişimi (%45 Borç kabulü ile).....	138
Şekil 5.18. Oksi-DAY tesisinde kömür fiyatının LCOE üzerindeki etkisini.....	139
Şekil 5.19. Oksi-DAY tesisinde kömür fiyatının CO <sub>2</sub> yakalama maliyeti üzerindeki etkisi. ....	139
Şekil 5.20. Oksi-DAY tesisinde faiz oranındaki artışın LCOE üzerindeki etkisi....	140



**Sayfa**

Şekil 5.21. Oksi-DAY tesisinde yatırım maliyeti borç oranının LCOE üzerindeki etkisi. ....	141
Şekil 5.22. Oksi-DAY tesisinde tesis inşa süresinin LCOE üzerindeki etkisi. ....	141
Şekil 5.23. Oksi-DAY tesisi NPV değerinin iskonto değerleri ile değişimi. ....	142
Şekil 5.24. DAY tesisleri NPV değerinin iskonto değerleri ile değişimi. ....	143

## ÇİZELGELER DİZİNİ

### Sayfa

Çizelge 2.1.	9000 m <sup>3</sup> /h oksijen üretim kapasiteli HAÜ ürün özellikleri. ....	40
Çizelge 2.2.	9000 m <sup>3</sup> /h oksijen üretim kapasiteli HAÜ güç ve su tüketimi.....	41
Çizelge 2.3.	9000 m <sup>3</sup> /h oksijen üretim kapasiteli HAÜ ekipman maliyeti .....	42
Çizelge 2.4.	Kömürün yanması ile oluşan kirleticiler [60]. .....	43
Çizelge 2.5.	Alstom ticari ölçekli oksiyenma tesisi için verim tahminleri. ....	50
Çizelge 3.1.	Hava bileşenlerinin molar konsantrasyonları.....	52
Çizelge 3.2.	DAY fazla hava veya oksijen miktarları.....	52
Çizelge 3.3.	Yanma ürünleri. ....	58
Çizelge 3.4.	Transformatör tipleri, verimlilik ve uygulanabilir elektrik yükü.....	61
Çizelge 3.5.	İzobarik özgül isi hesaplama katsayıları. ....	66
Çizelge 3.6.	Oluşum ısıları.....	67
Çizelge 3.7.	Tesis emisyon kontrol ekipmanları basınç düşüşü.....	68
Çizelge 4.1.	Proses beklenmedik maliyeti hesaplama yüzdeleri.....	83
Çizelge 4.2.	Proje beklenmedik maliyeti hesaplama yüzdeleri.....	84
Çizelge 4.3.	İşveren maliyeti tahmin kabulleri. ....	86
Çizelge 4.4.	Santral işletme ve bakım maliyetleri sınıflandırması.....	87
Çizelge 4.5.	DOE/NETL işletme ve bakım maliyetleri tahmin metodu .....	87
Çizelge 5.1.	Temel kazan parametreleri.....	99
Çizelge 5.2.	Yardımcı üniteler için elektrik ve buhar yük faktörleri. ....	100
Çizelge 5.3.	Global ekonomik varsayımlar.....	101
Çizelge 5.4.	Temel ekonomik varsayımlar. ....	102
Çizelge 5.5.	Farklı kuruluşlar tarafından CCS hesaplamalarında kullanılan ekonomik varsayımlar.....	103
Çizelge 5.6.	2008-2015 yıllarına ait CEPCI değerleri. ....	115
Çizelge 5.7.	Orhaneli kömürü kısa analiz sonuçları .....	116
Çizelge 5.8.	Orhaneli kömürü ısı değerleri .....	116
Çizelge 5.9.	Orhaneli kömürü elementel analiz sonuçları .....	116
Çizelge 5.10.	DAY enerji santralleri ana performans sonuçları. ....	117
Çizelge 5.11.	Ticari ölçekli Oksiyenma tesisleri için literatürde yer alan verim tahminleri .....	119

## Sayfa

Çizelge 5.12. DAY tesislerinin yardımcı yüklerinin dağılımı. ....	120
Çizelge 5.13. CO <sub>2</sub> emisyon değerleri ve spesifik(özgül) CO <sub>2</sub> emisyon değerleri. ..	121
Çizelge 5.14. DAY tesisleri toplam tesis maliyeti (TTM) tahmini.....	122
Çizelge 5.15. DAY tesisleri toplam sermaye maliyetleri.....	126
Çizelge 5.16. O&M maliyetlerinin hesaplanmasına ilişkin ekonomik varsayımlar	129
Çizelge 5.17. DAY tesisleri COE, LCOE ve CO <sub>2</sub> tutulum maliyeti.....	130
Çizelge 5.18. Oksiyenma ve yanma sonrası CO <sub>2</sub> yakalama maliyeti tahminleri literatür değerleri.....	134
Çizelge 5.19. Karlılık analizi finansal kabulleri.....	135
Çizelge 5.20. Farklı iskonto oranları için elde edilen NPV değerleri. ....	136
Çizelge 5.21. Farklı Proses Tipi, yakalama teknolojisi ve depolama çözümleri için CO <sub>2</sub> yakalama maliyetleri .....	144
Çizelge 5.22. Farklı Proses Tipi, yakalama teknolojisi ve depolama çözümleri için elektrik maliyetleri. ....	144
Çizelge 5.23. Kömür yakıtlı ve gaz yakıtlı elektrik santralleri için literatür sermaye ve işletme maliyetleri. ....	145
Çizelge 5.24. Oksiyenma ve yanma sonrası CO <sub>2</sub> yakalama maliyeti tahminleri.....	146
Çizelge 5.25. Oksi-yanma prosesli, alt bitümlü veya bitümlü kömür yakıtlı SCPC/USC tesisler performans ve maliyet tahminleri özeti (sabit 2013 ABD\$).....	147
Çizelge Ek A.1. Pulverizör modelleme hesaplama detayları. ....	161
Çizelge Ek A.2. Kömür hazırlama akış kompozisyonları. ....	161
Çizelge Ek A.3. Kömür Besleme stoğu akış kompozisyonları.....	161
Çizelge Ek A.4. Hava Ayrıştırma Ünitesi Akış Kompozisyonları ve modelleme hesaplama detayları.....	162
Çizelge Ek A.5. Oksi DAY Akış Kompozisyonları ve modelleme hesaplama detayları.....	164
Çizelge Ek A.6. NO <sub>x</sub> Kontrolü Akış Kompozisyonları ve modelleme hesaplama detayları.....	169
Çizelge Ek A.7. SO <sub>x</sub> Kontrolü- Kuru FGD Akış Kompozisyonları ve modelleme hesaplama detayları.....	171
Çizelge Ek A.8. Uçucu kül ve Partikül Madde Kontrolü -Fabric Filtre Akış Kompozisyonları ve modelleme hesaplama detayları. ....	175
Çizelge Ek A.9. CO <sub>2</sub> Kontrolü Akış Kompozisyonları ve modelleme hesaplama detayları.....	177
Çizelge Ek A.10. Tesis Soğutma Akış Kompozisyonları ve modelleme hesaplama detayları.....	180

	<b><u>Sayfa</u></b>
Çizelge Ek A.11. Baca emisyonları akış kompozisyonları.....	182
Çizelge Ek A.12. Oksi-DAY su dengesi.....	184
Çizelge Ek B.1. Maliyet ölçekleme ekipman katsayıları. ....	187

## SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ

HAÜ	: Hava Ayrıştırma Ünitesi
AACE	: Association for the Advancement of Cost Engineering (Maliyet Mühendisliği Geliştirme Derneği-A.B.D)
CAPEX	: Sermaye Giderleri
CCP	: CO <sub>2</sub> Capture Project (CO <sub>2</sub> Yakalama Projesi)
CDS	: Circulating Dry Scrubber (Dolaşımli Kuru Yıkayıcı)
CMU	: Carnegie Mellon Üniversitesi
DAY	: Dolaşımli Akışkan Yatak
DAYC	: Dolaşımli Akışkan Yataklı Yanma
COE	: Elektrik Maliyeti
BEC	: Bare Erected Cost (Yalın İnşa Maliyeti)
CCF	: Capital Charge Factors (Sermaye Bedeli Faktörü)
CCS	: Carbon Capture and Storage (Karbon Yakalama ve Depolama)
COE	: Cost of Electricity (Elektrik Maliyeti)
CO <sub>2</sub>	: Karbon Dioksit
CPU	: CO <sub>2</sub> Compression and Purification Unit (CO <sub>2</sub> Sıkıştırma ve Saflaştırma Ünitesi)
DCF	: Discounted Cash Flow (İndirgenmiş nakit akışı)
De-NO <sub>x</sub>	: NO <sub>x</sub> Giderme Sistemleri
DOE	: ABD Department of Energy (ABD Enerji Bakanlığı)
EPCC	: Engineering Procurement and Construction Cost (Mühendislik, Tedarik, İnşaat Maliyetleri)
EOR	: Enhanced Oil Recovery (Gelişmiş yağ geri kazanımı)
EPRI	: Electric Power Research Institute (Elektrik Enerjisi Araştırma Enstitüsü ABD)
FF	: Fabric Filtre
FG	: Baca Gazı
FGD	: Baca Gazı Kükürt Giderme

FDA	: Flash Dryer Absorber
GCCSI	: Global CCS Institute
GHE	: Gaz Isı Eşanjörü
GHG IA	: Greenhouse-Gas Implementing Agreement
GOX	: Gaz Halindeki Oksijen
GPU	: Gaz İşleme Ünitesi
IDF	: İndüksiyonlu Fan
IEA	: Uluslararası Enerji Ajansı
IGCC	: Integrated Gasification Combined Cycle (Entegre Gazlaştırma Kombine Çevrim)
IRROE	: İç Özkaynak Kârlılığı (Internal Rate of Return on Equity)
LCOE	: Levelized Cost of Electricity (Seviyelendirilmiş Elektrik Maliyeti)
LF	: Levelization Factor
MM	: Millions
MIT	: Massachusetts Institute of Technology (Massachusetts Teknoloji Enstitüsü)
NETL	: National Energy Technology Laboratory A.B.D Ulusal Enerji Teknolojisi Laboratuvarı
NGCC	: Natural Gas Combined Cycle (Doğal Gaz Kombine Çevrimi)
NZEC	: China-UK Near Zero Emissions Coal Initiative
O&M	: Operationand Maintenance
OPEX	: İşletme Giderleri
PC	: Pulverizedcoal(Toz Haline Getirilmiş Kömür)
PSFM	: Power Systems Financial Model
RFG	: Geri Dönüşümlü Baca Gazı
SC	: Kritik Üstü
SCR	: Selective Catalytic Reduction
SNCR	: Selective Non-Catalytic Reduction
USC	: Ultra Süper Kritik
TASC	: Total As-Spent Capital(TASC) (Toplam Sermaye Gereksinimi).
TOC	: Total Overnight Cost (TOC) (Toplam Gecelik Maliyet)
TPC	: Total Plant Cost
TTM	: Toplam Tesis Maliyeti

tCO<sub>2</sub> : Ton CO<sub>2</sub>  
tO<sub>2</sub> : Ton Oksijen  
\$/kW : Dollars Per Kilowatt  
\$/MWh : Dollars Per Megawatt

## BÖLÜM 1

### GİRİŞ

Enerji endüstrisinin hammaddesi olarak kullanılan fosil yakıtlar, günümüzde dünya enerji gereksiniminin %85,5 ini karşılamaktadır [1]. 2040 yılına kadar olan periyotta, dünya üzerinde fosil yakıtların birincil enerji kullanımındaki payının nispeten azalmasına rağmen, kısa ve uzun vadede bu yakıtların hâkim kaynaklar olmaya devam edeceği öngörülmektedir [2].

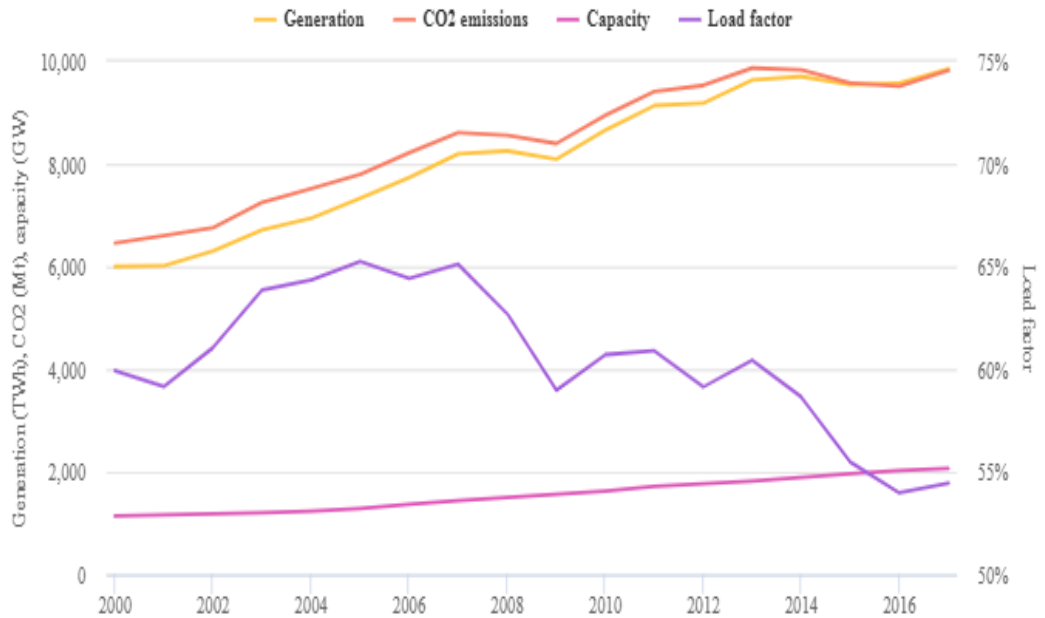
2018 yılında Dünya elektrik üretiminin yaklaşık% 40'ı kömürden elde edilmekte olup, toplam kömür yakıtlı elektrik santralleri kapasitesi 2024 GW dır. Bununla birlikte, toplam 236GW kapasiteye sahip kömür santrali yapım aşamasında ve 337GW kapasiteye sahip kömür santrali ise planlama aşamasındadır. Dünyadaki en büyük kömür yakıtlı santral kapasitesisırasıylaÇin, ABD ve Hindistan'a aittir. 2018 yılında toplam 31GW kapasiteli kömür yakıtlı elektrik santrali kullanımdan kaldırıldı. Birçok ülke, özellikle Çin, eski teknoloji ve daha az verime sahip santralleri kapatarak, yeni teknolojiye sahip yüksek verimli (USC, SC) enerji santralleri inşa etmektedir. Enerji tahminleri , kömür santrallerinin kurulumunda yavaşlama öngörse de yakın gelecekte enerji ihtiyacının çoğu kömür tarafından sağlanmaya devam edilecektir [3].

Türkiye'nin toplam enerji arzında dışa bağımlılığı, 2016 yılında %74 düzeyindedir [1]. IEA 'ya göre, 2017 yılında Türkiye, Almanya ve Rusya'yı takip eden üçüncü büyük linyit üreticisi ve Almanya'yı takip eden ikinci büyük linyit tüketicisidir [4]. Türkiye, 67 GW önerilen ve 3 GW inşaat halinde olan birçok yeni kömür santralının kurulması konusunda çalışmaya devam etmektedir (2016) [5]. Ekonomik büyüme ve artan enerji ihtiyacı ile birlikte Türkiye, sahip olduğu zengin linyit rezervlerini temiz kömür teknolojilerinin uygulanabileceği enerji santral sistemleri ile değerlendirmelidir.



IEA Enerji Politikaları Türkiye (2016) raporuna göre, Türkiye temiz kömür çözümleri geliştirmek için süperkritik teknolojiye sahip yeni linyit ve asfaltit yakıtlı elektrik santralleri kurmaktadır. Özellikle özel sektör tarafından kurulumu yapılan tesislerde kullanılan teknoloji dolaşımli akışkan yatak (DAY) teknolojisidir. DAY teknolojisi, enerji üretimi için, yerli taş kömürü, yerli linyit, ithal taş kömürü, petrokok ve asfaltitinyakıtolarak kullanıldığı Türkiye vb. ülkelerde önemli olabilecek çok yönlü ve temiz bir kömür teknolojisidir. Kömür, biyokütle ve kömür/biyokütle karışımlarının DAY teknolojisi ile yakılması üzerineönemliprojeler yürüten TÜBİTAK,Türkiye’de temiz kömür teknolojileri üzerine AR-GE çalışmalarını sürdürmektedir [6].

2018 yılında kömür, dünya birincil enerji kullanımında %26’lık paya sahiptir. Bu yüksek pay kömürü, dünyadaki tüm fosil yakıtlardan kaynaklanan CO<sub>2</sub> emisyonlarının %44’ünün, ısınma ve elektrik üretiminden kaynaklanan CO<sub>2</sub> emisyonlarının %72’sinin sahibi haline getirmektedir [7][8]. Bu durumun doğal bir sonucu olarak kömür, sera gazı salınımı ve iklim değişikliği konularında baş aktör olma rolünü üstlenmiş durumdadır.



Şekil 1.1. 2000 ve 2017 yılları arasında global kömür üretimi ve CO<sub>2</sub> emisyonları [3].

Şekil 1.1 ‘de 2000 ve 2017 yılları arasında Global Kömür Üretimi ve CO<sub>2</sub> Emisyonları görülmektedir (küresel kömür yakıtlı elektrik üretimi (sarı, terawatt saat), CO<sub>2</sub>

emisyonları (kırmızı, milyonlarca ton CO<sub>2</sub>) ve kapasite (pembe, gigawatt). Sağ eksen: Küresel kömür filosu için ortalama yük faktörleri (mor,%) [3].

Paris iklim anlaşması (2015) kapsamında global ortalama sıcaklık artışının 2°C'nin altında olması hedeflenmiştir. Hükümetlerarası İklim Değişikliği Paneli (IPCC), iklim değişikliklerinin ana sebebi olan global karbon emisyonlarının kontrol altında tutulabilmesi için 'küresel karbon bütçesini' tanımlamıştır. Atmosfere yayılabilecek global sera gazı miktarının, 2.900 GtCO<sub>2</sub>'de tutulabilmesi hedeflenmiş ise de bu değerden 1.900 GtCO<sub>2</sub>'in halihazırda kullanıldığı düşünüldüğünde, CCS teknolojisinin kullanımının ne denli kritik bir öneme sahip olduğu gün yüzüne çıkmaktadır [9][10].

Küresel sera gazı emisyonunun yaklaşık %34'ü kömürün yanmasından kaynaklanmaktadır. Kömürün yanmasıyla oluşan CO<sub>2</sub>, sera gazlarının ana bileşenidir [11].

İklim değişikliği konusunda geri dönüşü olmayan bir noktaya gelmeden önce mevcut fosil yakıtların daha temiz bir şekilde kullanımını sağlayan CCS teknolojisinin her ülke tarafından uygulanması artık kaçınılmazdır.

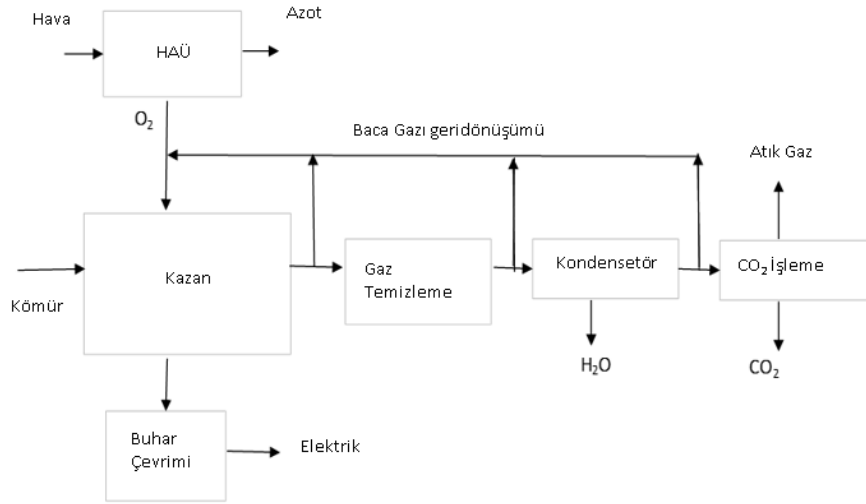
Bu nedenle CCS maliyet ve performans değerlendirmeleri ile ilgili teknolojik bilgi, devletler, fosil kaynaklı üretim yapan büyük sanayi kuruluşları ve çevre politikası üreten diğer kuruluşlar için oldukça önemlidir. CCS için mevcut birçok yöntem bulunmaktadır. Bu nedenle yöntemlerin farklılığı, finansal, teknolojik, çevresel koşullar maliyet tahminlerini daha kompleks hale getirmektedir [12].

CCS teknolojileri temel olarak üç yönteme dayanır. Bunlar yanmadan önce CO<sub>2</sub>'nin ayrılması (yanma öncesi), hava yerine oksijen kullanarak yanma (Oksi-yakıt yanma) ve baca gazından (yanma sonrası) CO<sub>2</sub> tutulmasıdır. Günümüzde bu teknolojilerden hiçbiri maliyet ve verim açısından bir diğerinden üstün değildir [12].

Oksi-yakıt yanma teknolojisi CCS için neredeyse sıfır emisyon sağlayan endüstriyel uygulamaları henüz mevcut olmasa da labrotuvar ölçekli ve pilot ölçekli çalışmalarda

elde edilen sonuçlara göre ümit vaat eden bir teknolojidir. Oksi-yakıt yanma teknolojisini diğer teknolojilerden ayıran en belirgin özellikleri, yanma için hava yerine oksijen kullanılması ve kazan sıcaklığının kontrolü, ısı transferi ve kütle akışı sağlamak için, baca gazının bir kısmının (yaklaşık% 60-70) kazana geri döndürülmesidir.

Oksi-yakıt yanmada oluşan baca gazı temel olarak su buharı ve CO<sub>2</sub>'den oluşur. Baca gazı genel olarak hacimce% 65 - 85 CO<sub>2</sub> (kuru bazda) içerir.CO<sub>2</sub> yoğunluğu ise doğrudan hava girişi ve oksijen saflığı ile ilgilidir. Oksi-yakıt yanma işleminde baca gazı miktarı, klasik havayla yanma işlemine kıyasla daha düşüktür. Oksi-yakıt yanma işleminde oluşan baca gazı miktarı havayla yanma ile oluşan miktarın yaklaşık % 20'sinde oluşur. Baca gazının temel olarak su buharı ve CO<sub>2</sub>'den oluşması ve baca gazı miktarının klasik havayla yanma işlemine kıyasla daha düşük olması, oksi-yakıt yanma teknolojisinde CO<sub>2</sub> tutulumunu kolaylaştırarak, CO<sub>2</sub> ayrışması için gerekli olan enerji ihtiyacını azaltır [13][14]. Şekil 1.2 baca gazı geri dönüşümü ile oksi-yanma akış diyagramı gösterilmektedir.



Şekil 1.2. Baca gazı geri dönüşümü ile oksi-yanma prosesinin şematik gösterimi.

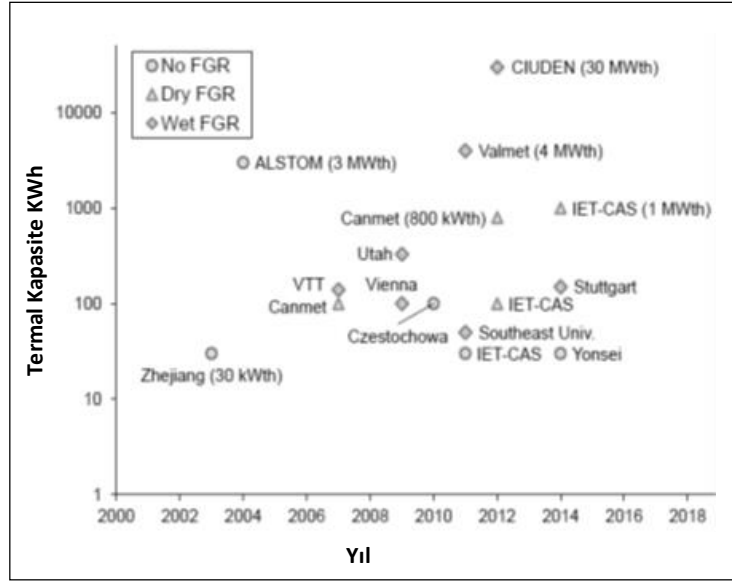
Sirkülasyonlu akışkan yataklı (DAY) kazanlar, oksi-yakıt yanma teknolojisinin kullanımında geleneksel pulverize sistemlere kıyasla bazı avantajlara sahiptir. DAY enerji santralleri yakıt türünün esnekliğine sahiptir (biyokütle, biyokütle-kömür karışımları ve çeşitli katı atıklar vb.). Yakıtın parçacık boyutu, toz haline getirilmiş

kömürle çalışan bir sisteme kıyasla çok daha büyük olabilir. Yatağa kireçtaşı enjekte edilmesi, yatağın içerisinde kükürt tutulmasını sağlar ve yanma odasındaki düşük sıcaklık nedeniyle NO<sub>x</sub> emisyonları kontrol altında tutulur [15]. Alev sıcaklığı, oksijen ve oksijen-PC arasındaki en büyük farktır. Alev sıcaklığı oksijen konsantrasyonundaki artışla birlikte artar. Ancak bir oksijen-PC sistemi için, baca gazı geri dönüşümü ve kazan yatağı malzemesi nedeniyle yanma sıcaklığı kontrol altındadır [12]. Sıcaklık kontrolünün sağlanabilmesi nedeniyle, PC'nin daha yüksek oksijen konsantrasyonlarında çalışabilmesisonucundabüyük ölçekli tesislerde kazan boyutundan tasarruf edileceği düşünülmektedir [16].

Oksijen-yakıt yanma teknolojisine sahip santrallerde oluşan gaz akışı, hava ile çalışan santrallere kıyasla daha azdır. Gaz akışının azalması, kullanılan kazan ekipmanlarının (yanma odası, siklon, fabric filtre, vantilatörler vb.) da küçülmesine yol açar. Bu senaryo, ekipman maliyetinde yaklaşık %20'lik (brüt \$/kW cinsinden) bir tasarruf sağlar [17].

Kömür yakıtlı ilk PC-PC tesisi Lagitza'da (Polonya-2009) kuruldu ve PC-PC tesisleri birçok ülkede (Çin, Rusya ve Güney Kore) yapım aşamasındadır. PC enerji santralleri gelecekte enerji piyasasında önemli bir yere sahip olacağı öngörülmektedir [18].

Oksijen-yakıt yanma üzerine hem laboratuvar ölçeğinde, hem de pilot ölçeğinde birçok çalışma yapılmıştır. Dünyanın ilk pilot ölçekli oksijen yakıt yanma ve karbon yakalama tesisi CIUDEN (30 MW<sub>th</sub>-İspanya) ve Callide (30 MW<sub>e</sub>-Avustralya), bugüne kadar test edilen en büyük tesislerdir. [19][20]. CIUDEN, oksijen yanma esaslı sirkülayonlu akışkan yataklı yanma teknolojisine sahiptir.Şekil 1.3.' de pilot ölçekli oksijen-PC tesisleri gösterilmektedir [15]. Günümüzde dünya üzerinde endüstriyel büyüklükte Oksijen-PC tesisi bulunmamaktadır [14].



Şekil 1.3. Oksi-DAY pilot-ölçekli tesisler [15].

Oksi-PC enerji santrallerinin tekno-ekonomik analizi birçok raporda araştırmacılar tarafından incelenmiştir [13][21][22][23]. Bununla birlikte,oksi-DAY enerji santralinin maliyeti nadiren araştırılmıştır [16][24].

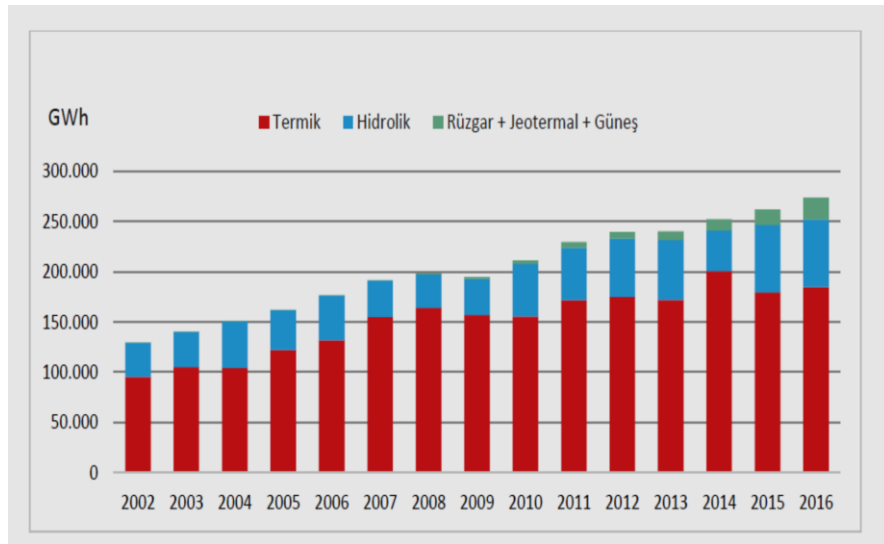
Bu çalışmanın amaçları şunlardır:

- Türkiye’de ilk defa yeni kurulumu tasarlanan yerli Türk kömürü yakıtlı 550 MWe kapasiteli ticari ölçekli oks-DAY tesisinin tekno-ekonomik fizibilite çalışmasının yapılması.
- Yanma sonrası monoetanolamin (MEA) bazlı CO<sub>2</sub> tutulum sistemi ile oks-DAYCO<sub>2</sub> tutulum sistemi performanslarınınbir kıyaslama çalışması olarak incelenmesi

550 MWe net güç üreten ticari ölçekli oks-yakıt yanma DAY santrali (oksi-DAY) için tekno-ekonomik fizibilite çalışması maliyet ölçeklendirme yöntemi ve indirgenmiş nakit akışı analizi ile gerçekleştirilmiştir. Üç farklı tip kömür yakıtlı DAY tesisi değerlendirilerek, oksiyant sistemine geçişintahmini maliyetleri bir başka CO<sub>2</sub> tutma teknolojisi ile maliyetlerin kıyaslanması hedeflenmiştir.

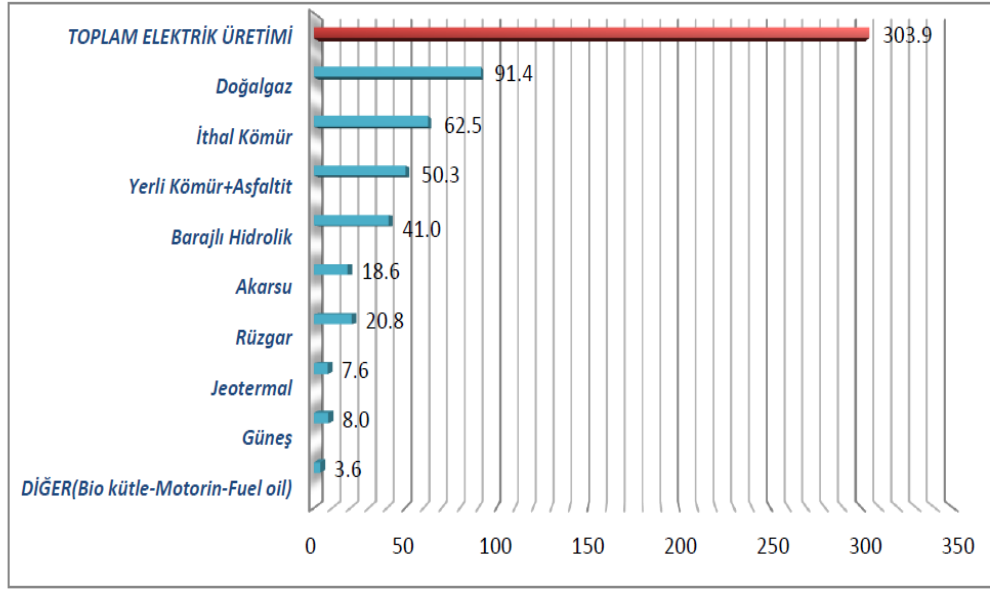
## 1.1. TÜRKİYE ELEKTRİK ÜRETİMİ VE CO<sub>2</sub> EMİSYONLARI

Türkiye 67.2 GW kurulu gücü ile Avrupa'nın en büyük altıncı büyük elektrik pazarına sahiptir [25]. Ekonomik büyüme ve artan enerji ihtiyacı ile 2018 yıl sonu baz alındığında, Türkiye'nin toplam elektrik üretimi 303,9 milyar kWh'e ulaşmıştır. 2018 yılı elektrik üretim miktarında 112,8 milyar kWh ve %37,1'lik pay ile kömüre dayalı termik santraller ilk sırada yer almıştır. İkinci sırada yer alan doğalgaza dayalı santraller %30'luk pay ile 91,4 milyar kWh elektrik üretimine sahiptir. Yenilenebilir enerji kaynaklarının (Hidrolik-Rüzgar-Güneş-Jeotermal vs.) elektrik üretimindeki payı ise yaklaşık %31,6 'dır [26]. Türkiye'de üretilen toplam elektrik enerjisinin kaynaklara göre dağılımı ve Türkiye'nin yıllara göre elektrik üretimi Şekil 1.4' de görülmektedir.

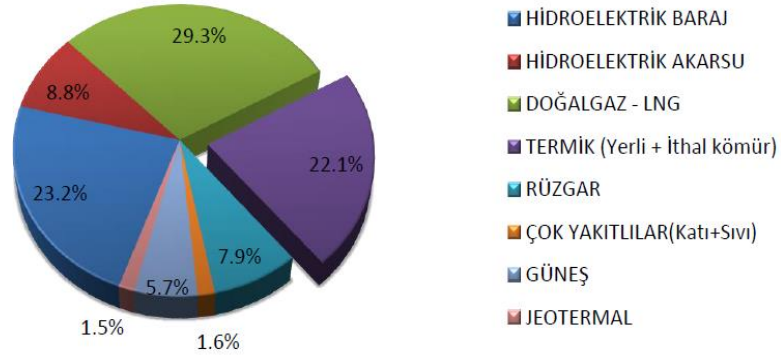


Şekil 1.4. Türkiye'nin yıllara göre elektrik üretimi [2].

Türkiye 2018 sonu itibariyle toplamda 88.438 MW elektrik kurulu gücüne sahiptir. Türkiye'de üretilen toplam elektrik enerjisinin ve elektrik kurulu gücünün kaynaklara göre dağılımı Şekil 1.5 ve Şekil 1.6'da gösterilmiştir.



Şekil 1.5. Türkiye’de üretilen toplam elektrik enerjisinin kaynaklara göre Dağılımı (Milyar kWh) ,2018 [26].



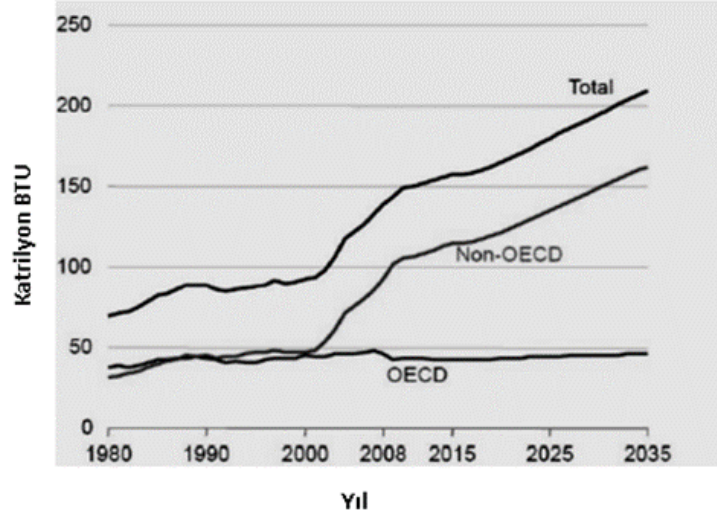
Şekil 1.6. Türkiye elektrik kurulu gücünün kaynaklara göre dağılımı 2018 [26].

### 1.1.1. Elektrik Üretimi Amaçlı Kömür Kullanımı

Gelişmekte olan ülkeler ekonomik büyüme kaydetmek için uygun maliyetli fosil yakıt teknolojilerini kullanarak elektrik kullanımını sağlamaktadır.[12] Bu fosil yakıtların başında da halen dünya elektrik üretiminin büyük bir bölümünü karşılayan kömür gelmektedir.

Önümüzdeki yıllarda gelişmekte olan ülkelerde uluslararası kömür tüketiminin çarpıcı biçimde artması beklenirken, gelişmiş ülkelerde tutarlı bir kullanım göstereceği

tahmin edilmektedir. Uluslararası Enerji Ajansı (IEA), önümüzdeki 20 yılda OECD üyesi olmayan ülkelerde kömür tüketiminin yaklaşık % 50 artacağını tahmin etmektedir. Dünya kömür tüketiminde tahmin edilen bu artış, kömürün yanması sonucu atmosfere yayılacak olan karbondioksit emisyon oranlarının da artması anlamına gelmektedir. [12]. Şekil1.7’de Tahmini dünya kömür tüketimi gösterilmiştir.



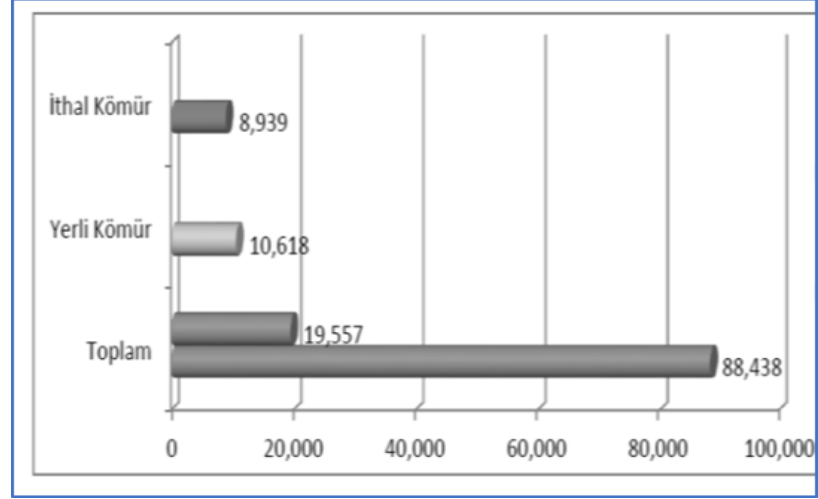
Şekil 1.7. Tahmini dünya kömür tüketimi (Katrilyon BTU) [12].

Türkiye genelinde Linyit/alt bitümlü kömür sahaları geniş bölgelere yayılmıştır. Ülkemiz linyit/alt bitümlü kömürlerinin kalorifik değerleri 1000-5000 kcal/kg arasındadır. Toplam linyit/alt bitümlü kömür rezervinin yaklaşık %68'i düşük kalorifik değerde olup, %23,5'i 2000-3000 kcal/kg arasında, %5,1'i 3000-4000 kcal/kg arasında, %3,4'ü 4000 kcal/kg üzerindedir. Ülkemiz linyitlerinin büyük bölümünün kalorifik değerinin düşük olması termik santrallerde elektrik üretimi için kullanılabilirliği sonucunu doğurmuştur [26].

2016 yılında toplam linyit arzı 67,9 milyon ton'dur. Bu miktarın %88,6'sı elektrik ve ısı üretiminde tüketilmiştir. Elektrik üretiminde kullanılan linyit kömürünün ısı değerleri sanayi ve ısınma amacıyla kullanılan linyit kömürlerine göre daha düşüktür [1].

Türkiye’de kömüre dayalı santral kurulu gücü 19.557 MW’tır. Bu değer Türkiye’nin toplam kurulu gücünün %22,1'ine eşdeğerdir [26].



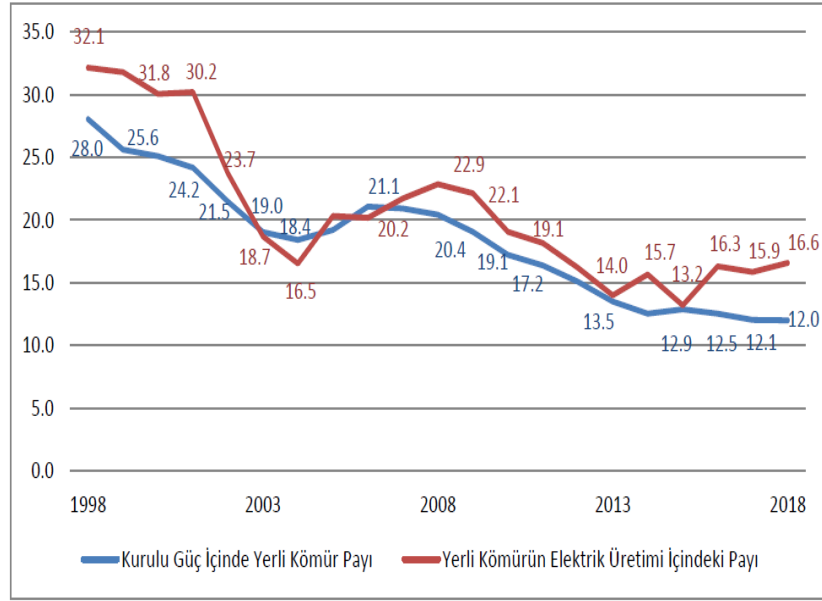


Şekil 1.8. Türkiye’de kömüre dayalı kurulu güç (MW), 2018 [26].

2018 yıl sonu baz alınarak Türkiye’nin yerli kömür yakıtlı santral kurulu gücü %3,2 artışla 10.288 MW’ tan 10.618 MW’ a çıkmıştır. Yerli kömüre kaynaklı kurulu gücün toplam kurulu güce oranı %12, ithal kömür kaynaklı kurulu gücün toplam kurulu güce oranı ise %10,1’dir [26].

2018 yılsonu baz alındığında toplam üretimdeki payı %37,1 olan kömüre dayalı elektrik üretimi dahilinde, yerli kömür kaynaklı elektrik üretimi (Linyit-Asfaltit-Taşkömürü) 50,3 milyar kWh ile toplam elektrik üretiminin %16,6’sıdır. İthal kömür kaynaklı elektrik üretimi 62,5 milyar kWh ile toplam elektrik üretiminin %20,5’ini oluşturmaktadır [26].

Yerli kömür kaynaklı elektrik üretimi bir önceki yıl ile kıyaslandığında 4 milyar kWh artış göstererek 50,3 milyar kWh değerine ulaşmıştır. İthal kömür kaynaklı elektrik üretimi önceki yıl ile kıyaslandığında yaklaşık 11 milyar kWh artış göstererek 62,5 milyar kWh değerine ulaşmıştır [26].



Şekil 1.9. Yerli kömürün kurulu güç ve brüt elektrik üretimi içindeki payı (%) [26].

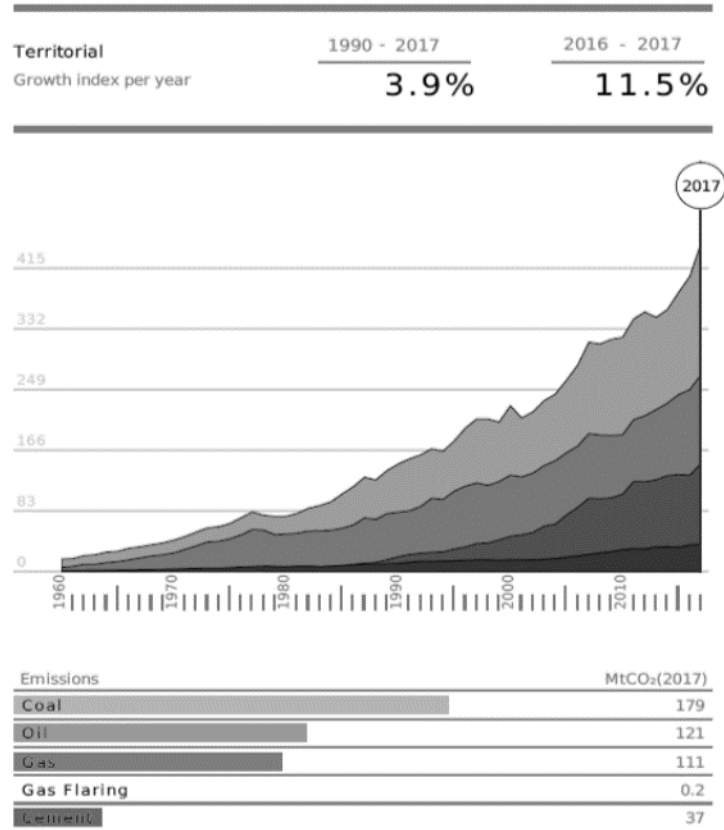
2018 yılında ithal kömür kaynaklı elektrik üretimindeki 11 milyar kWh artışa rağmen elektrik üretimin içerisinde yerli kaynakların payı önceki yıl ile kıyaslandığında yaklaşık %4 oranında artış göstererek (149,07 milyar kWh) ile %45,2'den %49,1'e yükselmiştir. Bu artış değerindeki en büyük pay yaklaşık 5 milyar kWh ile yerli linyit kaynakları ve yaklaşık 11 milyar kWh ile yenilenebilir enerji kaynakları (jeotermal-güneş-rüzgar-akarsu) tarafından sağlanmıştır [26].

### 1.1.2. Türkiye'nin Sera Gazı Emisyonları

2017 yılında global CO<sub>2</sub> emisyon değeri toplamda 36153 MtCO<sub>2</sub> iken Türkiye'nin CO<sub>2</sub> emisyon değeri 448 MtCO<sub>2</sub>'dur. İlk üç sırayı Çin, ABD ve Hindistan'ın aldığı listede Türkiye bu değerle 2017 yılında dünya sıralamasında 15'inci sırada yer almıştır [27]. Şekil 1.10 Türkiye'nin yıllara göre sera gazı emisyon değerleri eşdeğer MtCO<sub>2</sub> biriminden göstermektedir.

1990 yılı ile kıyaslama yapıldığında, CO<sub>2</sub> emisyon değeri 146 MtCO<sub>2</sub> olan Türkiye, 2017 yılında bu değeri yaklaşık %200 artırmıştır. 2017 yılında kömür kaynaklı emisyonların oranı yaklaşık %40'tır ve %171 artmış göstermiştir [27].

Türkiye'nin ekonomik gelişim hedefleri doğrultusunda enerji ihtiyacının 2023'e kadar yaklaşık iki katına çıkacağı tahmin edilmektedir. İzlenen enerji politikaları doğrultusunda artan enerji ihtiyacı yeni kömür santralleri inşa edilerek karşılanmak istenmektedir. Yeni kömür santrali kurulumunda Türkiye dünyada Çin, Hindistan ve Rusya'nın ardından dördüncü sıradadır. Hali hazırda kullanımda olan 24 adet kömürlü termik santral ve inşaat sürecindeki 3 adet yeni kömürlü santral dışında, kurulu gücü toplamda 66,5 GW olacak 70'den fazla yeni santralin inşası planlanmıştır. Bu durum emisyonlar açısından yorumlandığında, planlanan yeni kömürlü santrallerin mevcut sera gazı salınımını yaklaşık olarak ikiye katlayacağı öngörülebilmektedir [8].

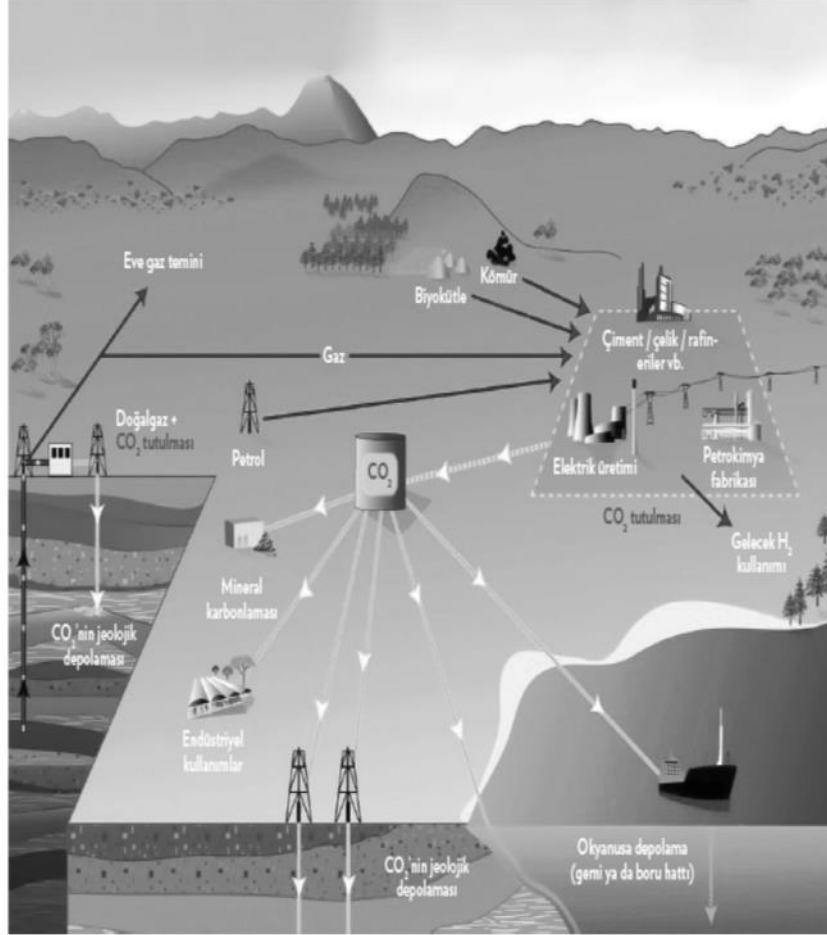


Şekil 1.10. Türkiye'nin yıllara göre sera gazı emisyon değerleri eşdeğer MtCO<sub>2</sub> biriminden [27].

## 1.2. CO<sub>2</sub> YAKALAMA VE DEPOLAMA TEKNOLOJİLERİ

Kömürün yanması sonucu oluşan karbondioksit (CO<sub>2</sub>), sera gazlarının ana bileşenidir. Karbon yakalama ve depolama (Carbon Capture and Storage-CCS),

teknolojisi, atmosferdeki sera gazı etkisini azaltan, fosil yakıtların kirletici etkisi olmadan kullanımını sağlayan, endüstriyel tesislerde üretilen büyük miktarlarda CO<sub>2</sub>'nin bacadan atmosfere yayılımını gerçekleştirilmeden yakalayan önemli bir teknolojidir [11].



Şekil 1.11. Genel olarak CCS sisteminin şematik gösterimi [8].

CO<sub>2</sub> yakalama ve depolama teknolojileri, içerisinde karbon yakalama, belirli basınca kadar sıkıştırma, belirli bir bölgeye taşımave yakalanan CO<sub>2</sub>'in depolanması gibi birçok teknolojinin kombinasyonunu içerisinde barındırır [28]. Genel olarak CCS sisteminin şematik gösterimi Şekil 1.11' de gösterilmiştir.

Ayrıştırılan CO<sub>2</sub>, sıkıştırılıp, içerisindeki su buharından arındırıldıktan sonra, belirli bir bölgeye taşınır. Özellikle fosil yakıtlı elektrik üretim tesisleri, rafineriler, hidrojen

üretim tesisleri, çimento, demir-çelik, petro-kimya endüstrileri gibi endüstri kolları uygulama alanlarıdır.

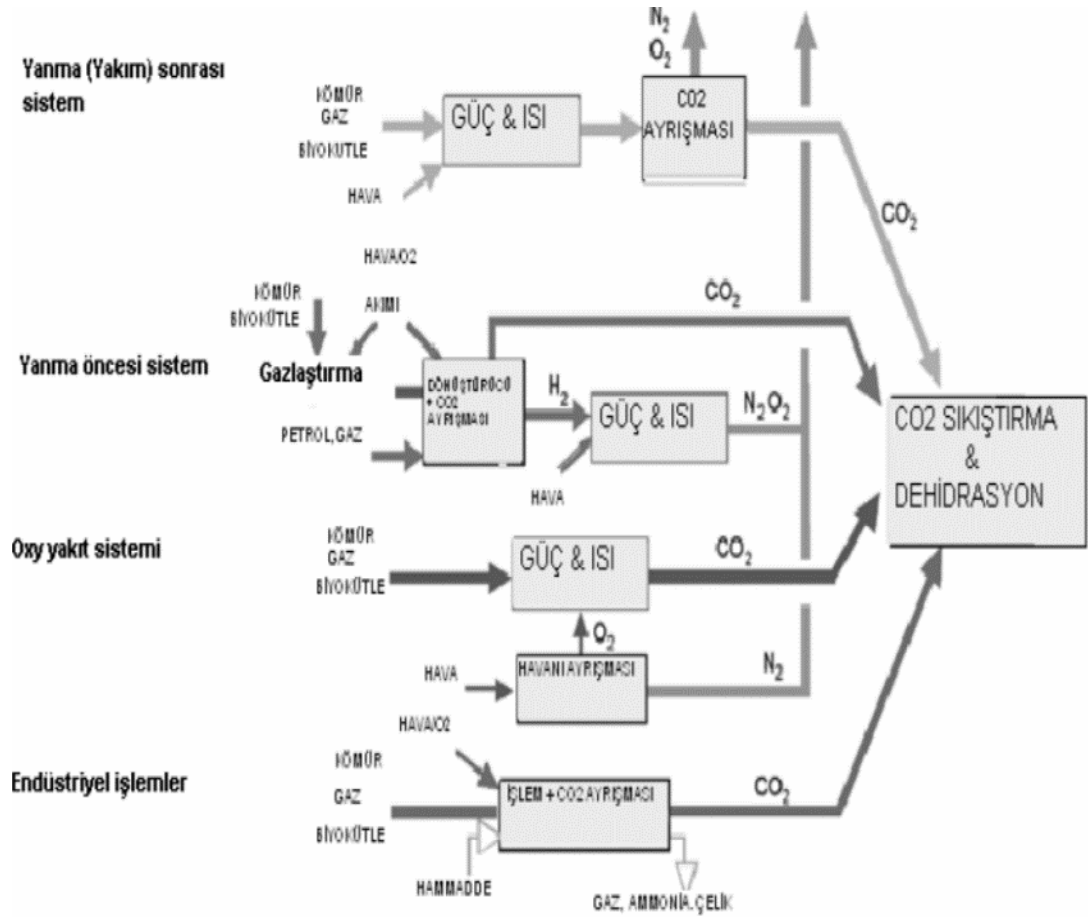
Karbondioksit salınımının azaltılmasında önemli bir rol oynayan karbondioksit yakalama işlemi elektrik üretimi yapan santraller için başlıca üç yöntemle yapılır. Bunlar, yanma sonrası yakalama (post-combustion), yanma öncesi yakalama (pre-combustion) ve oksijen-yakıt yanma (oxy-fuel combustion) teknolojileridir [28].

### **1.2.1. Yanma Sonrası Karbondioksit Yakalama**

Yanma sonrası karbondioksit yakalama yöntemi, yanma sisteminde herhangi bir değişiklik yapılmadan, yakıtın yanmasından sonra üretilen baca gazının temizlenmesi ile karbondioksiti ayırma prensibine dayanır.

Yanma sonrası karbondioksit yakalama sistemleri, absorpsiyon (kimyasal ve fiziksel çözücüler), adsorpsiyon (aktif karbon vb.), membranlar, metal organik yapılar, enzim bazlı sistemler gibi birçok farklı ayırma teknolojisini içerisinde barındırır [29].

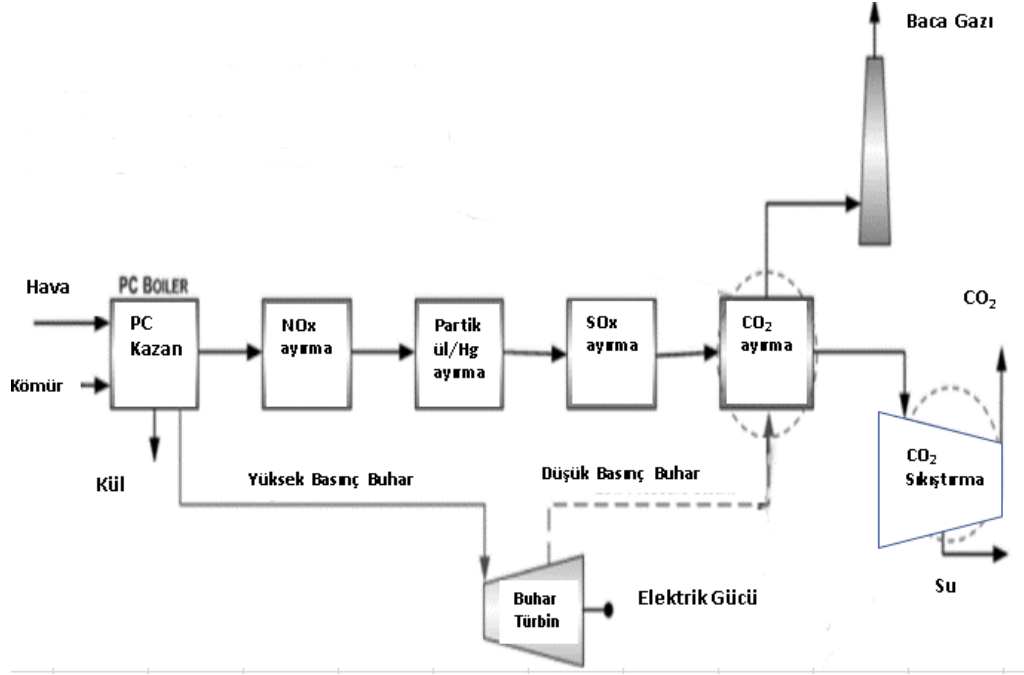
Solvent bazlı CO<sub>2</sub> tutumunda, (absorpsiyon sıvısı) emme sıvısı, sıcaklığını artırarak veya emici CO<sub>2</sub> bağını kırmak için basıncı düşürerek yeniden üretilir (Rejenerasyon). Solvent bazlı sistemler yüksek düzeyde CO<sub>2</sub> yakalaması sağlarsa, rejenerasyon enerjisi yüksektir. Sorbent bazlı CO<sub>2</sub> tutumunda ise katıların ısı kapasitesinin suyunkinden önemli ölçüde düşük olması nedeniyle, rejenerasyon enerjisi daha düşüktür [30]. Karbondioksit'in absorpsiyon ve adsorpsiyon yöntemleriyle baca gazında tutulması ile tutulan CO<sub>2</sub>'nin çözücüye bağlandıktan sonra tekrar serbest bırakılması için gereken enerjinin optimum hale getirilmesi bu teknoloji için en önemli gereksinimdir [31].



Şekil 1.12. Karbondioksit yakalama sistemleri [32].

Bu teknoloji için aşılması gereken en büyük problem, yanma sırasında oluşan CO<sub>2</sub>'in baca gazında bulunan büyük miktarlarda azottan (havadan) ayrılmasıdır. Çözümler, katı sorbentler membran sistemleri veya bu sistemlerin ortak kullanımı ile geliştirilen hibrit sistemler bu teknolojinin gelişimi için araştırılmaktadır [30].

Yanma sonrası karbondioksit yakalama sistemleri içerisinde en yaygın kullanımı, mono-etanol-amin (MEA) gibi bir sıvı çözücünün, baca gazı içinde bulunan CO<sub>2</sub>'yi absorpsiyon yoluyla yakalanmasıdır. Genel akış şeması aşağıda verilmiştir.



Şekil 1.13. Yanma sonrası karbondioksit tutulumu şematik gösterimi [30].

Bu yöntemin uygulandığı ilk büyük endüstriyel uygulama, Kanada’da 2014 yılında kurulan Boundary Dam Elektrik santrali’dir. Dünyada karbon yakalama ve depolama (CCS) teknolojisini başarıyla kullanan iki elektrik santrali vardır [33]. Bir diğeri ise Petro-Nova kömür santralidir. Her iki projede retrofit uygulamasıdır ve bu iki uygulama dünyada enerji santralleri için CCS teknolojisinin uygulanabildiği sanayi ölçekli uygulamalardır.

Şekil 1.14 Mevcut kömür yakıtlı bir elektrik santralinde (240 MW) kurulu dünyanın en büyük yanma sonrası karbon yakalama tesisi olan Petra Nova karbon yakalama tesisini göstermektedir.



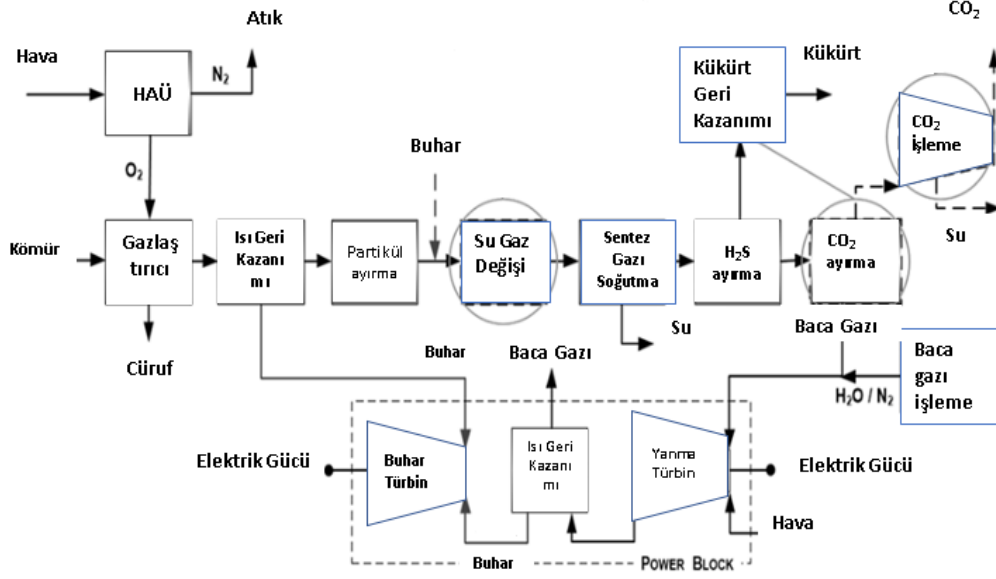
Şekil 1.14. Petra Nova karbon yakalama tesisi [30].

### 1.2.2. Yanma Öncesi Karbondioksit Yakalama

Yanma öncesi karbondioksit yakalama sistemi, kömürün belirli bir basınç altında ısıtılarak gaz yakıtına (hidrojen, karbon monoksit veya “sentez gazı”) dönüştürüldüğü entegre gazlaştırma kombine çevrim santralleri (IGCC) de kapsayan gazlaştırma proseslerinde uygulanır. Karbon, gaz türbininde yakılmadan önce sentez gazından tutulur.

HAÜ tarafından sağlanan yüksek saflıkta oksijen ile kısmi oksidasyon yoluyla katı veya sıvı yakıtlar, gazlaştırıcı kullanılarak H ve CO'dan oluşan sentez gazlarına dönüştürülür. Daha sonra, düşük karbonlu bir yakıt gazı sağlamak için, sentez gazı da reaksiyona sokulur [12] [34].





Şekil 1.15. Yanma öncesi karbondioksit tutulumu şematik gösterimi [35].

Sentez gazından partiküller, kükürt ve azot oksitler uzaklaştırıldıktan sonra bir solvent içinden geçirilerek karbon dioksit ayrıştırılır. Yanma sonrası yakalamaya benzerlik gösterebilir, sentez gazındaki karbondioksit'in yüksek basınç ve konsantrasyonu ayrıştırmayı çok daha verimli hale getirmektedir [12].

### 1.2.3. Oksi - Yakıt Yanma ile Karbondioksit Yakalama

Oksi-yakıt yanma teknolojisinin ana prensibi, yanma olayı için hava yerine oksijen kullanılmasıdır. Baca gazı temel olarak su buharı ve CO<sub>2</sub>'den oluşur ve böylece CO<sub>2</sub> ayrışması için gereken enerji tüketimi azalır. Kazan sıcaklığının kontrolü, baca gazlarının bir kısmının kazana geri dönüştürülmesi ile sağlanır [13]. Oksijenlenmede % 100'e yaklaşan tutulum oranları elde edilebilirken, yanma sonrası yakalamada % 90'dan daha düşük oranlar elde edilir [36].

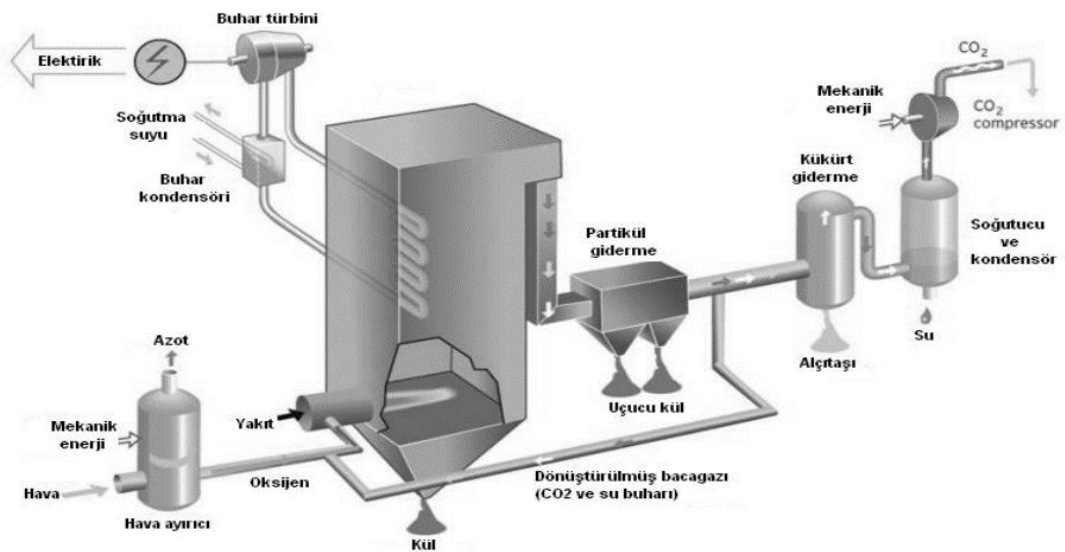
Baca gazı geri dönüşümü ve hava ayırma ünitesi (HAÜ), oksi-yakıt yanma prosesinin en önemli farklılığıdır. Baca gazının kazana geri dönüştürülmesi ısı transferi ve kütle akışı sağlar. Fakat, geri dönüştürülen baca gazlarının aşındırıcı etkileri kazana zarar verebilir. Bu etkiyi önlemek için, kömürün aşındırıcı etkisine göre proses konfigürasyonu değiştirilir. Aşındırıcı etki kömürün yüksek sülfür içeriği ile ilişkilidir. Bu nedenle, yüksek kükürt içerikli kömürler için, geri dönüşüm baca gazlarının

temizlenmesi gerekir. Özellikle kömür kükürt içeriği, işlem konfigürasyonunda değişiklik sağlar. Baca gazı geri dönüşüm modeli iki şekilde gerçekleşir: Soğuk geri dönüşüm ve sıcak geri dönüşüm. Soğuk geri dönüşüm durumunda, FGD ünitesinden sonra geri dönüşüm işlemi gerçekleşir. Böylece, kazana geri dönüştürülen baca gazı çok az nem ve aşındırıcı etki içerir. Sıcak geri dönüşüm durumunda ise kazana geri dönüştürülen baca gazı torba filtreye girmeden uzaklaştırılır. Bu modelde, kazana geri dönüştürülen baca gazı nem ve SO<sub>2</sub> konsantrasyonu içerir. Çok düşük kükürt içerikli kömürler için, sıcak geri dönüşüm baca gazı modeli kullanılabilir [12][37].

Oksi-Yanma prosesi genel akış şeması Şekil 1.16'da görülmektedir. Proses elemanları genel olarak yakıt besleme ve sorbent besleme birimi, kazan, oksijen üretme ve besleme birimi, baca gazı temizleme birimi, baca gazını geri besleme sistemlerinden oluşmaktadır [38].

Baca gazı temizleme birimi, baca gazını kül, su buharı ve kükürt gibi safsızlıklardan uzaklaştırır. Gaz temizleme ünitesi temel olarak siklonlar, filtreler, kondenser ve kükürt giderme gibi alt ünitelerden oluşmaktadır [38].

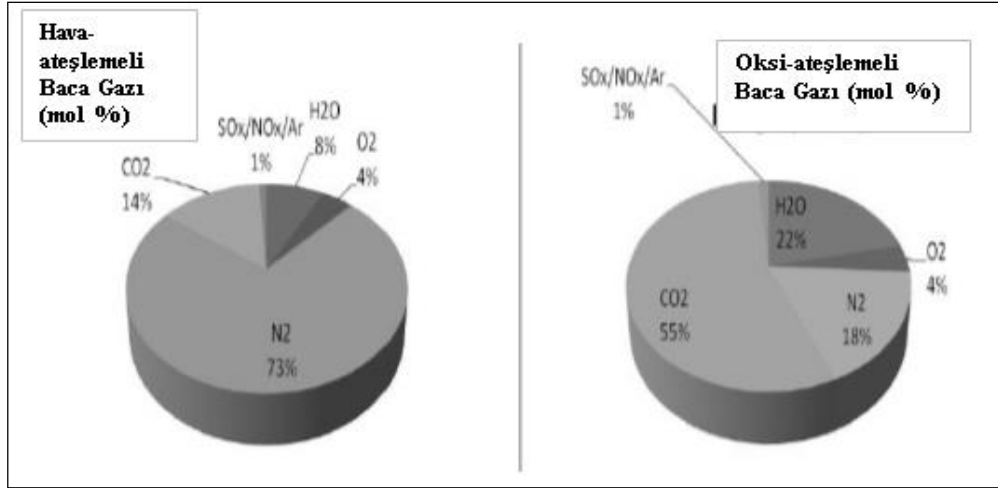
Oksi-yakıt yanmanın, hava ile yanmadan farklılık gösterdiği özellikler aşağıda sıralanmıştır.



Şekil 1.16. Oksi-Yanma prosesi genel akış şeması [39, 73].

- Benzer bir adyabatik alev sıcaklığına ulaşmak için, brülörden geçen gazların O<sub>2</sub> oranı, tipik olarak % 30'dur ve baca gazlarının yaklaşık % 60'ı kazana geri dönüştürülür.
- Fırın gazlarındaki yüksek CO<sub>2</sub> ve H<sub>2</sub>O oranları, daha yüksek gaz salınımlarına neden olur; böylece, brülörden geçen gazların O<sub>2</sub> oranı % 30'dan az olduğunda, oksî-yakıtla güçlendirilmiş bir kazan için benzer radyasyonlu ısı transferine ulaşılır.
- Fırın içinden akan gazların hacmi oldukça azalır. Baca gazı hacmi ise geri dönüşümden sonra yaklaşık % 80 oranında azalma gösterir.
- Baca gazının yoğunluğu, baca gazını oluşturan gazların yoğunluğunun artması nedeniyle artış gösterir.
- Genellikle, hava ateşlemeli kömür santrallerinde % 20 fazla hava kullanılır. Oksî-yakıt yanma'da ise kömürün stokiyometrik yanması için gerekli olan oksijenin % 3 – 5 üzerinde O<sub>2</sub> sağlanmalıdır.
- Baca gazındaki gaz çeşitlerinin konsantrasyonları hava ile yanmaya kıyasla çok daha yüksektir.
- Oksî-yakıt yanma prosesi, CO<sub>2</sub> tutulum ünitesi, baca gazı ayrıştırma ünitesi, hava ayrıştırma ünitesi gibi bazı yeni ünitelere güç sağladığından bu durum, hava ile yanmaya kıyasla sistemde önemli bir verim düşüşü ve enerji cezasına (energy penalty) neden olur [40].

Hava ile yanma ve oksî-yanma proseslerinde oluşan baca gazı kompozisyonları arasındaki fark, Callide oksîyanma projesine ait baca gazı bileşimleri ile Şekil 1.17'de görülmektedir. Yanma için havadaki azot uzaklaştırılıp oksijen kullanıldığında, oluşacak baca gazı miktarı otomatik olarak azalacaktır. Oksîyanma sırasında üretilen CO<sub>2</sub>, hava ile yanma koşulları altında oluşacak olan baca gazı hacminin yaklaşık ¼'üne konsantre edilir. Baca gazında artan CO<sub>2</sub> konsantrasyonu, CO<sub>2</sub>'nin kimyasal bir işlem yerine kriyojenik (fiziksel işlem) kullanılarak diğer gazlardan saflaştırılmasını ve ayrılmasını sağlar [41].



Şekil 1.17. (a) Hava ile yanma koşulları altında tipik baca gazı bileşimi, (b) Oksi-yakıt yanma koşulları altında tipik baca gazı bileşimi [41].

Oksi-yakıt yanma prosesinde, oksidant akımından azot uzaklaştırıldığı için NO<sub>x</sub> emisyonları sadece kazandaki küçük hava sızıntılarından ve esas olarak kazana beslenen kömür içeriğinden kaynaklanır. Termal NO<sub>x</sub> emisyonu yüksek sıcaklıklarda üretilir. Oksi-yakıt yanma prosesinde, baca gazının geri dönüşümü nedeniyle daha düşük yatak sıcaklığı elde edilebilir ki bu durum termal NO<sub>x</sub> oluşumunu azaltır. Yapılan çalışmalarda, kazan sıcaklığı ve O<sub>2</sub>/yakıt oranı kontrolü sayesinde daha düşük NO emisyonu olduğu belirtilmiştir. Oksi-DAY'da akım-oksijen evreleme yöntemi NO<sub>x</sub> emisyonunu yönetmek için etkilidir [42-44].

Oksi-yakıt yanma teknolojisinde yanma için gerekli olan oksijen, kriyojenik hava ayrıştırma ünitesi (HAÜ) tarafından üretilir. Membran ve kimyasal döngü (chemical looping) gibi farklı teknolojiler araştırılma aşamasında olsa da, halen büyük miktarlarda oksijen üretimi için kriyojenik HAÜ'ler kullanılmaktadır. Kriyojenik HAÜ'nün güç tüketimi yaklaşık 200-225 kW/saat tir [13, 17, 45].

Oksi-yanma teknolojisinde düşük oksijen konsantrasyonunun (% 30'dan düşük) kullanımı ile tasarlanan sistemler "birinci nesil oksijen enerji santralleri" olarak adlandırılmıştır [46]. Yapılan çalışmalar, daha yüksek oksijen konsantrasyonu (% 30-50) kullanılmasının enerji cezalarını ve geri dönüştürülen baca gazı miktarını azaltacağını göstermiştir. Bu yaklaşım, "ikinci nesil oksijen enerji santralleri" olarak bilinir. Yardımcı ünitelerin enerji tüketiminin azaltılması, 'ikinci nesil

oksiyanma enerji santralleri " tasarımı ile başlamıştır. CO<sub>2</sub> sıkıştırma ve saflaştırma ünitesi (CPU-CO<sub>2</sub> compression and purification unit) ve kriyojenik HAÜ için kayda değer gelişmeler elde edilmiştir [47]. 2016 yılında tamamlanan O2Gen (Oksi-DAY) projesi bu yaklaşıma başarılı bir örnektir. Yüksek oksijen konsantrasyonu sayesinde kazan boyutu küçülmüştür. Bu projede, yüksek oksijen konsantrasyonu ve proses entegrasyon yöntemi ile enerji cezası % 10,5'ten % 7,3'e düşmüştür [48]. Daha yüksek oksijen konsantrasyonu kullanıldığında, sabit termal yük sağlansa bile baca gazı akışı daha az olur. Bu nedenle, daha küçük kazan boyutu elde edilebilir. Ayrıca, daha küçük ekipman (fan gibi) kullanılması, yardımcı sistem yükünü azaltacağından, enerji santralinin net verimliliğini artırır [15].

İkinci nesil oksiyana enerji santralleri tasarımları teknolojiye pozitif ilerleme sağlamış olsada, yanma verimliliği, kirletici gaz oluşumu ve kükürt giderme mekanizmaları gibi bazı konular açık değildir ve daha fazla araştırmaya ihtiyaç vardır [46].

CIUDEN (30 MWth-İspanya) ve Callide (30 MWe-Avustralya), bugüne kadar test edilen en büyük tesislerdir. [19][20]. Air Liquide Engineering (ALE), ABD'de önerilen oksiyana yanma teknolojiye FUTUREGEN 2.0 projesi için 200 MWe kapasiteli bir CO<sub>2</sub> sıkıştırma ve arıtma ünitesi -CPU (CO<sub>2</sub> compression and purification unit) tasarladı ve oksiyana yanma enerji santralleri için büyük ölçekli CPU'ların ticari olarak pazarlanmasında teknik bir engel bulunmadığını açıklamıştır [20] .

Oksiyana yanma teknolojisi, enerji üretim sektörünün bir parçası olmak için daha fazla uygulama ve ölçeklendirmeye gereksinim duymaktadır. Özellikle, optimizasyon ve ısı entegrasyonunun geliştirilmesi, tesis alt sistemlerinin güç tüketimini olumlu yönde etkileyecektir [13].

Oksiyana yanma teknolojisinin önündeki engeller şu şekilde sıralanabilir,

- Oksijen üretimi için yüksek enerji ihtiyacı gerekmektedir.
- Teknoloji henüz büyük ölçekte kurulu güçlere sahip değildir. (Max 30 Mwe)

- Baca gazındaki yabancı maddelerin konsantrasyonu oksi-yanma'da yaklaşık üç ila beş kat artabilirken, bu duruma bağlı olarak, gaz işleme ünitesi yardımcı ünitelerinin maliyetleri de artış gösterebilir.
- Toplam proses verimliliği, bazı ek üniteler nedeniyle (oksijen üretimi ve baca gazı temizleme vb.) eklenmesiyle azalır. Bu, konvansiyonel hava ateşlemeli sistemlerden daha yüksek bir elektrik üretim fiyatına neden olur [49].

#### **1.2.3.1. Oksiyanma ve Oksijence Zengin Ortamda Yanma**

Oksiyanma ve Oksijence zengin ortamda yanma terimleri birbirinden farklı terimlerdir. Oksijence zengin ortam, normal yanma havasına oksijenlenmesi ile sağlanırken, oksiyanma ortamında yanma havası oksijen ve geri dönüştürülmüş baca gazından ibarettir.

Oksijenle zenginleştirilmiş hava ortamı; %30 O<sub>2</sub> - %70 N<sub>2</sub>

Oksiyanma ortamı ; %21 O<sub>2</sub> - %79 CO<sub>2</sub>

Oksijenle zenginleştirilmiş oksiyanma ortamı; %30 O<sub>2</sub> - %70 CO<sub>2</sub>

#### **1.2.4. CO<sub>2</sub> Sıkıştırma Taşıma ve Depolama**

Endüstriyel tesislerde tutulan büyük miktarlardaki CO<sub>2</sub>, eğer depolama alanı tesis içerisinde değilse boru hatlarıyla yada gemilerle depolanacak bölgeye taşınabilmesi için belirli bir basınca kadar sıkıştırılmalıdır. Sıkıştırma basıncı 1,500 ile 2,200 psi arasında bir basınçta olmalıdır. Bu işlem, toplam tesis içerisinde büyük bir yardımcı güç tüketimine neden olur. NETL (2007)'in çalışmasında, CO<sub>2</sub> sıkıştırma ünitesinin (altı kademeli santrifüj kompresör) kömür santralinin brüt güç çıkışının yaklaşık %7,5'i kadar bir yardımcı yük gerektirdiği belirtilmiştir [50].

Gemi ile taşıma, uzak mesafeler için az tonajları taşımada kullanılır. Boru hatları ise 20 Mt-CO<sub>2</sub> üzeri büyük ölçekli miktarlar için yaklaşık 3000 km'lik uzaklığa kadar dönebilir [29].

CO<sub>2</sub> depolama, artık kullanılmayan petrol doğalgaz kuyularında, derin tuz formasyonlarında, deniz altında, mineral karbonatlarda gerçekleştirilebilir [8]. Jeolojikdepolama sırasında, geliştirilmiş petrol üretimi sağlanabilir. Bu yolla, artık kullanılmayan kömür yatakları doğal gaz üretimi için kullanılabilir [29].

Karbondiyoksit depolama, CCS teknolojisi dahilinde maliyetin sadece %1'lik bölümünü oluşturur. Depolama sırasında oluşan riskler ve depolama için gerekli enerji ihtiyacı teknolojinin tamamına kıyasla oldukça azdır.

## BÖLÜM 2

### OKSİ-DOLAŞIMLI AKIŞKAN YATAK CO<sub>2</sub> YAKALAMA SİSTEMLERİ

#### 2.1. DOLAŞIMLI AKIŞKAN YATAK TEKNOLOJİSİ

Dünyada kullanımı her geçen gün artan süperkritik SC DAY kazanlı sistemler, performans değerleri, çevresel etkileri, yakıt esnekliği, ekonomik oluşu vb. birçok açıdan pulverize sistemlere kıyasla üstünlüğünü kanıtlamıştır.

DAY sistemleri giderek artan emisyon sınırlandırmalarına karşı, NO<sub>x</sub> ve SO<sub>2</sub> emisyonlarının azaltılması için yanma sonrası kontrol sistemlerini başarıyla uygulayabilmektedir. Klasik pulverize sistemler (1300–1700°C) yanma sıcaklığında çalışırken, DAY sistemleri (800–900°C) yanma sıcaklığında çalışmaktadır. Bu durum klasik pulverize sisteme kıyasla çok daha az NO<sub>x</sub> oluşumuna neden olmaktadır. Oluşan NO<sub>x</sub>, klasik olarak kullanılan SNCR sistemleri ile tutulmaktadır. Modern bir DAY tesisi ile 200 mg/m<sup>3</sup>'ten az NO<sub>x</sub> emisyonları elde edilebilir. SO<sub>2</sub> emisyonlarının giderilmesi için ise kazan içine kireçtaşı enjekte edilir. Kireçtaşı kömür içerisindeki kükürtün büyük kısmını tutabilmektedir. Bu yöntemle SO<sub>2</sub> emisyonları % 90-95 oranında azaltılabilir. Baca gazındaki daha az miktarlardaki SO<sub>2</sub>, Flash Dry Absorber gibi kuru FGD sistemleri ile giderilir. Modern bir DAY tesisi ile 20-50 mg/m<sup>3</sup> partikül emisyonları elde edilebilir [51].

Düşük yanma sıcaklığı ayrıca, kül kaynaklı kirlenmenin ve ısı transfer yüzeylerinin korozyonunu sınırlandırır. Bu durum, klasik pulverize sistemlerde yakılması zor olan yakıtların DAY sistemlerinde yakılmasına imkan sağlar [51].

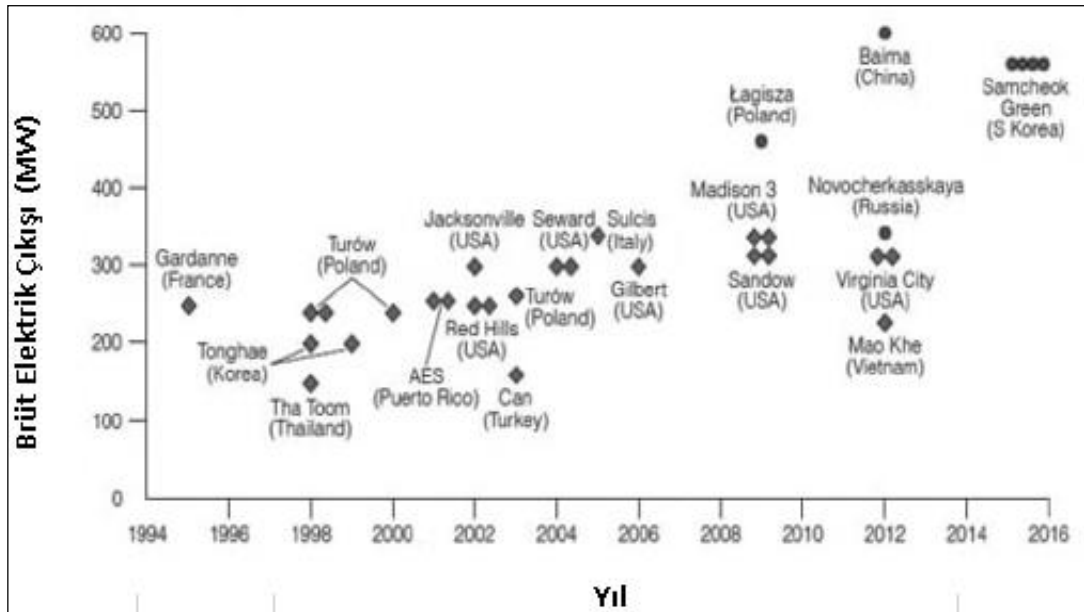
DAY sistemleri, düşük maliyetli farklı kalorifik değere sahip kömürleri (antrasit, linyit, petrol koku, düşük dereceli atıklar vb.) yakıt olarak kullanabilmektedir. Ayrıca



yakıt bileşiminde uygulanabilecek değişiklikler,örneğin biyokütle ile kömürün harmanlanması vb. yakıt esnekliği sağlamaktadır [52, 53].

DAY sistemlerinde, yakıtlar ön hazırlık gerektirmeden kullanılabilir. Yakıtların tanecik boyutu pulverize sistemlere göre çok daha büyük olabilir. Parçacık boyutu mikron boyutundan ~ 10 mm civarında kaba yem boyutuna kadar değişebilir [53]. Ayrıca yakıtlar ön kurutma gerektirmeden yüksek nem içeriği ile de kullanılabilir [52]. Bu durum DAY sistemleri için kömür öğütme-kırma ve kurutma ünitelerinin gereksinimini ortadan kaldırır.

Kazan içerisinde gerçekleşen yoğun sirkülasyon ve kazan içerisinde kalma süresinin fazla oluşunun sonucunda, DAY sistemlerinin yanma verimleri % 99'un da üzerinde olabilmektedir. Mevcut SC DAY tesisleri % 43 (LHV bazında) ve üzeri bir net tesis verimi sağlayabilmektedir. DAY kazanlarının kullanılabilirliği ise % 90 ve üzeri değerlere ulaşabilmektedir [51].



Şekil 2.1. Dünya üzerinde kurulu büyük ölçekli DAY tesisleri [54].

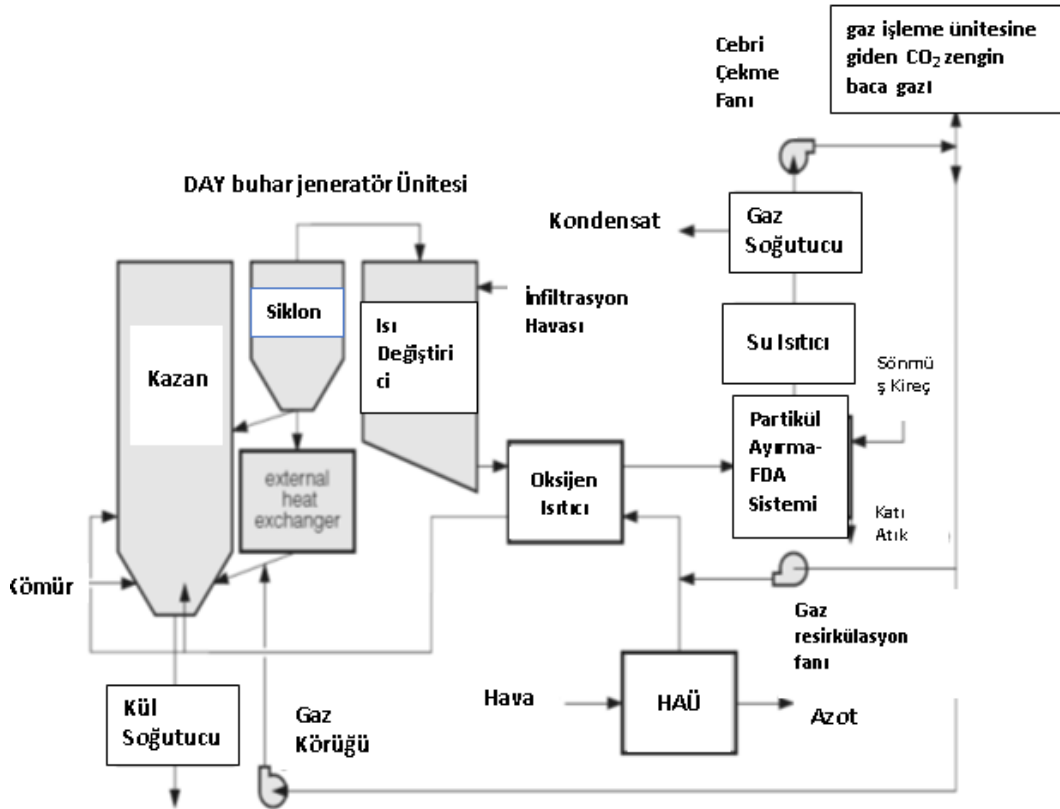
Günümüzde bulunan DAY tesislerinin çoğunluğu subkritik buhar çevrimi kullanmakta olsa da gelişen teknoloji ile büyük kapasite değerleri içinde, süperkritik (SC) DAY kazanlar 25 MPa / 600°C / 600°C civarında buhar özellikleri ile ticari pazara

önerilebilmektedir [51]. Şekil 2.1'de dünya üzerindeki DAY tesisleri ve kapasiteleri görülmektedir.

## 2.2. OKSİ-DOLAŞIMLI AKIŞKAN YATAK TEKNOLOJİSİ

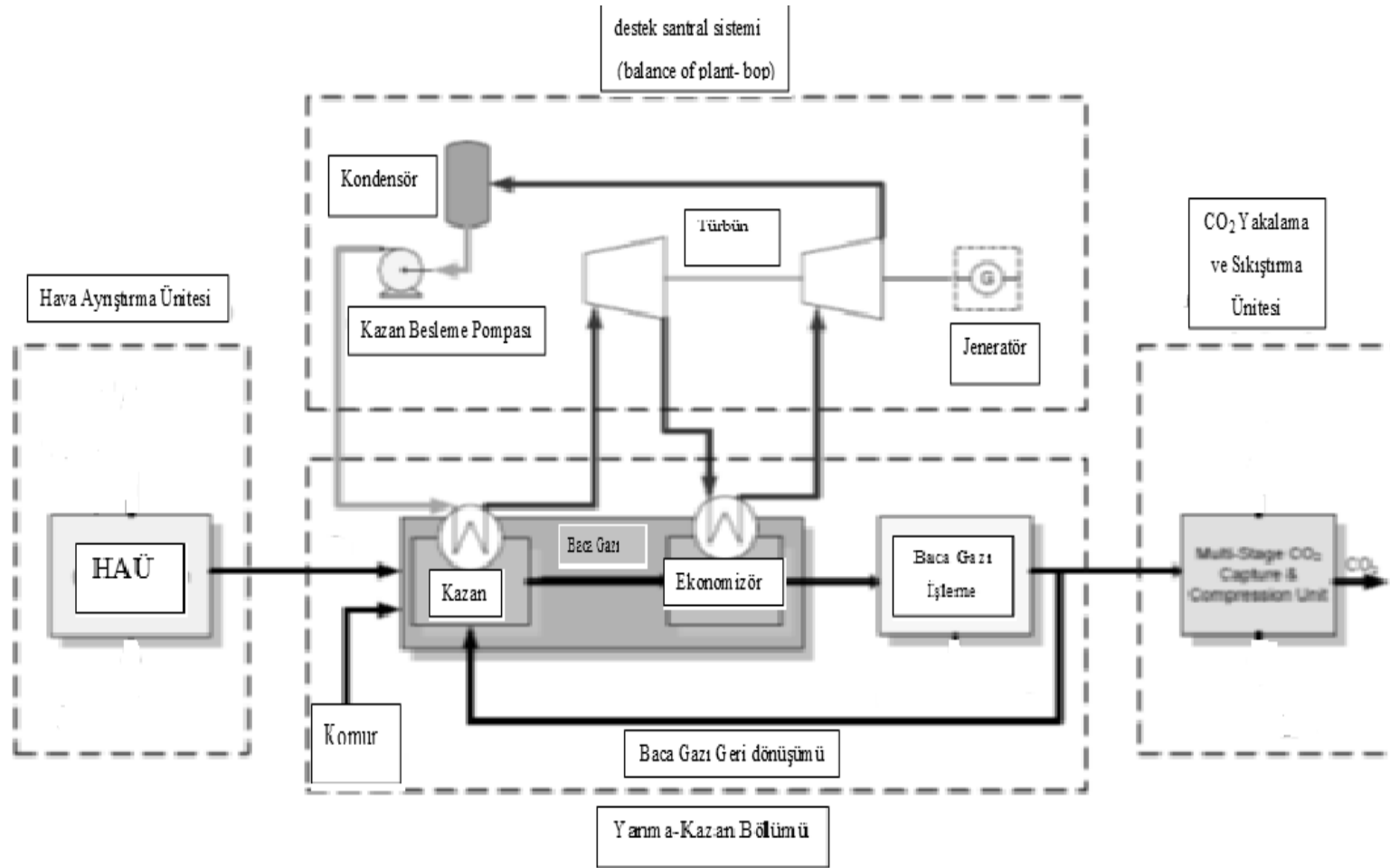
Düşük yanma sıcaklıkları, yüksek yanma verimi ve ısı transfer olanağına sahip DAY teknolojisi, yüksek oksijen konsantrasyonlarında, daha küçük kazan ekipman boyutu ve daha az fan gücü gereksinimi ile oksijen yakıt yanma proseslerinde kullanımı için potansiyel olarak idealdir [16].

Oksi-DAY yanma proseslerinde kömür ve yatak içerisinde sülfür tutulumu sağlayan kireçtaşı kazana beslenirken, oxidant olarak da geri dönüştürülen baca gazı (çoğunluğu  $CO_2$ ,  $H_2O$  buharı) oksijenle karıştırılarak kazana beslenir. Yanma sonrası kazandan ayrılan çoğunluğu  $CO_2$ ,  $H_2O$  buharı ve katı parçacıklardan oluşan karışım, katı parçacıkların tutulumunu sağlamak için siklondan geçirilir. Şekil 2.2 Oksi-DAY yanma prosesi basitleştirilmiş diyagramında görüldüğü gibi, Siklon katı parçacıkların



Şekil 2.2. Oksi- DAY yanma prosesi basitleştirilmiş diyagramı [17].

bir kısmını toplayarak kazana geri gönderir, bir kısmı ise harici bir ısı değiştiriciden geçirilerek (external heat exchanger) fırına geri dndürölmeden önce soğutulur. Bu durum aynı zamanda yanma sıcaklığı kontrolünü de sağlayan ve diğer yanma sistemlerine göre oksi-DAY'yı avantajlı hale getiren bir işlemdir. Siklondan ayrılan baca gazının ısısı, ESP yada fabric filtre'ye girmeden bir ekonomizer ve gaz ısı değiştiricide (backpass heat exchanger) soğutulurak içerdiği ısı geri kazanılır. Daha sonra ESP yada fabric filtre'de içerdiği külden arındırılır. SOx giderme (FDA yada FGD) işleminden sonra baca gazı, söndürme kulesinde nemin çoğunu yoğunlaştırmak için soğutulur. Baca gazı geri dönüşüm seçenekleri yakıt tipine göre seçilir. Elde edilen dengeli baca gazı CO<sub>2</sub> saflaştırma ve sıkıştırma birimine (CPU) gönderilir [17]. Şekil 2.3 Oksi- DAY yanma prosesi ana bölümlerini göstermektedir.



Şekil 2.3. Oksi- DAY yanma prosesi ana bölümleri [55].

### 2.2.1. Oksi-DAY Teknolojisinin Oksi-PC Sistemlere Göre Avantajları

Oksi-DAY teknolojisinin, oksi-pulverize sistemlere göre avantajları şunlardır;

- Fırın içindeki kuvvetli karışım, katıların devridaimi nedeniyle kazan içerisinde uzun süre kalması, iyi bir karbon yanma oranı sağlar. Bu durum düşük reaktif kömürlere uygundur [53].
- Belirli bir baca gazı hacminde, fırın sıcaklığı, kül valflerinin katı akış kontrolünü kullanarak Akışkan Yataklı Isı Eşanjörleri (FBHE) ile kontrol edilebilir ve ayarlanabilir. Bu nedenle, yakıt değişikliklerine adapte olmak için özellikle yararlı olan yanma ve emisyon performansları için ek bir kontrol aracı sunar [52].
- Oksi-DAY kazanı, hava ile yanmaya kıyasla, çok daha düşük bir baca gazı miktarı ile çalışır. Bu azaltılmış baca gazı akışı, yanma ve baca gazı akışındaki tüm ekipmanların önemli ölçüde boyutlarında azalma sağlar, ayrıca ısı kayıplarını ve fanların güç tüketimini azaltır [52].
- Soğutulmuş katıların dış ısı eşanjöründen devridaimi, Oksi-DAY kazanının Oksi-Pulverize sistemlere kıyasla daha düşük baca gazı geri dönüşümü ile çalışmasına izin verir. Baca gazı geri dönüşümünün azaltılması, kazan boyutundaküçülmeye ve bazı yardımcı tüketim malzemelerinin sarfiyatında azalma sağlar. Bu durum daha kompakt ve daha ucuz DAY kazanları anlamına gelir [53].
- DAY sıcaklığının kontrolünde de yardımcı olan büyük miktarda inert yatak malzemesi sayesinde, hava ile yanmadan oksi-yanmaya geçiş, oksi-Pulverize sisteme göre Oksi-DAY sistemde potansiyel olarak daha kolaydır [53].
- DAY sistemleri atmosfer basıncının biraz üzerinde çalıştığından, sızıntı yapan hava olasılığı büyük ölçüde azalır [53].

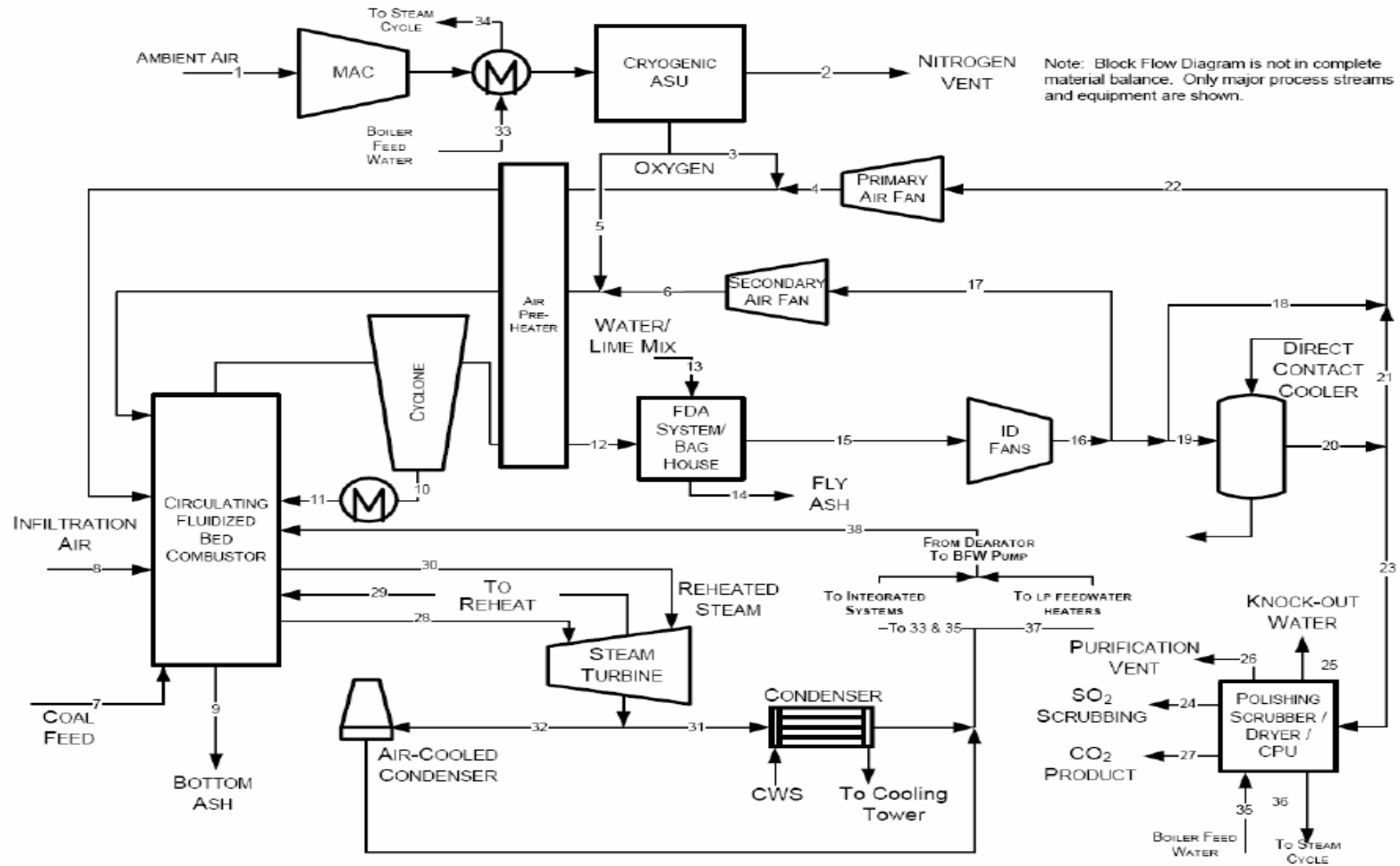
Bütün bu avantajlı durumlara rağmen, Oksi-DAY sistemleri, Oksi-Pulverize sistemlere kıyasla hala gelişim aşamasında bulunduğundan, ve endüstriyel uygulamaları henüz bulunmadığından, büyük ölçekli sistemlere geçişte sorunluşturabilecek noktalar henüz tam olarak bilinmemektedir [53].

### 2.3. OKSİ-DOLAŞIMLI AKIŞKAN YATAK PROSES BİLEŞENLERİ

Oksi-yanma proses yapısı ve oksi-yanma proses ekipmanları, yakıt olarak kullanılacak kömürün içeriğindeki S ve nem miktarı ve baca gazında oluşan partikül miktarına göre farklılık gösterebilir. Bu farklılık oluşan SOx'in ve partiküllerin tutulumu için kullanılacak ekipmanların seçiminde ve proses çevriminde kendini gösterir. Örneğin, ağırlıkça % 1.5 üzerinde S içeren kömürler yüksek kükürt içerikli kömür olarak kabul edildiğinden baca gazındaki SOx'in tutulumu için 'flue gas desulphurisation unit' (baca gazı kükürt giderme ünitesi) tercih edilir. Ağırlıkça % 0.5-1.5 oranında S içeren kömürler ve % 0.5'in altındaki düşük kükürt içerikli kömürler için ise baca gazındaki SOx'in tutulumu için 'spray dry absorption' ünitesi tercih edilir [12].

Yine kömürün aşındırıcı etkisine göre geri dönüştürülen baca gazlarının konumu proses konfigürasyonu, sıcak geri dönüşüm baca gazı modeli vesoğuk geri dönüşümbaca gazı modeli olarak değişiklik gösterir [37].

DOE NETL'in 550Mwe kapasiteli SC, DAY, Rankine-çevrim, oksiyana enerji santrali tasarım konfigürasyonu Şekil 2.4'de görülmektedir. Baca gazı geri dönüşümlü oksi-DAY yanma tesisi için ana sistemler aşağıdaki gibi tanımlanmıştır. Ekipman detayları DOE'nin 'Cost and Performance for Low-Rank Pulverized Coal Oxycombustion Energy Plants' raporunda detaylı olarak belirtilmiştir [42]. Bu çalışma, hem alt bitümlü hem de linyit yakıtlı oksi-PC ve oksi-DAY kazanlarında Aspen Plus kullanılarak modellenmiş ayrıntılı bir maliyet analiz raporudur. Raporda, SOx kontrolü için, Oksi-DAY de (flaş kurutucu emici biçiminde- FDA flash dryer absorber) FGD ünitesi tasarlanmış ve muhtemelen oksiyana koşulları altında desülfürizasyon kabiliyeti konusundaki tereddüt nedeniyle fırın içine kireçtaşı enjeksiyonu modellenmemiştir. Oksi-PC sistem için ise ıslak-FGD ünitesinden daha az su kullandığı ve kazana geri dönüşüm için daha sıcak baca gazı sağladığı için spray dryer flue gas desulfurization (SDA-FGD) ünitesi modellenmiştir. [16, 42].



Şekil 2.4. Kriyojenik Distilasyon CO<sub>2</sub> saflaştırma ünitesi SC DAYOksiyenma tesisi akış diyagramı [42].

Oksi-DAY proses bileşenleri 4 ana bölümde incelenebilir.

- DAY Kazan / Buhar Jeneratörü
- Oksiyanma tesisinin özelliklerine göre optimize edilmiş HAÜ
- Baca gazı temizleme teknolojileri
- CO<sub>2</sub> sıkıştırma ve saflaştırma ünitesi (CPU )

Ana sistemler dışında kullanılan destek tesisleri, kömür hazırlama ünitesi (alma, kırma, depolama ve kurutma), kireç karışımı hazırlama ünitesi (alma, kırma, depolama ve besleme), katı atık bertaraf ünitesi, sirkülasyonlu su sistemi (buharlaşmalı mekanik taslak soğutma kuleli), atık su arıtım ünitesidir [42].

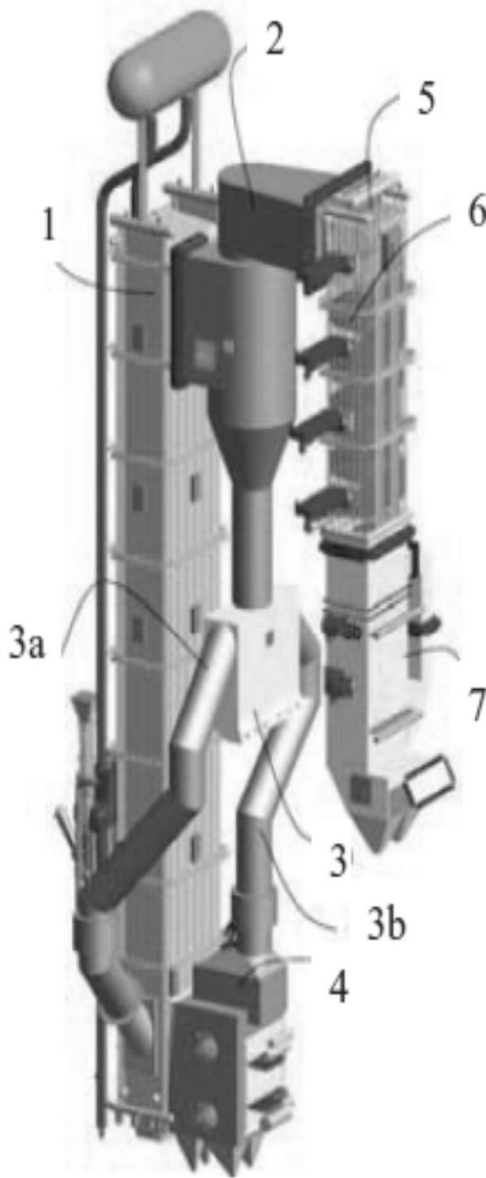
### **2.3.1. Oksi- Dolaşımli Akışkan Yatak Kazanı**

Oksi-DAY kazanlar, DAYC teknolojisinin tüm avantajlarına sahip olmakla birlikte ek olarak, birim boyutlarındaki azalma ile sermaye ve işletme maliyetleri daha düşüktür. Ayrıca azaltılmış hava girişi ve daha basitleştirilmiş brülör tasarımlarına sahiptir [17].

DAY kazan birim boyutu, klasik PC kazan birim boyutundan daha küçüktür. Bir oksi-DAY kazanı, hava ateşlemeli bir DAY kazanın %45'lik hacmi kadar olduğu tahmin edilmektedir [24].

CIUDEN teknoloji merkezinde CO<sub>2</sub> yakalama ve taşıma sistemi dahilinde kurulmuş 30 MWth kapasiteli, oksi-yanma prosesinde kullanılan DAY boyler'in ana özellikleri ve bileşenleri Şekil 2.5'de görülmektedir [56].





Fırın Boyutları (m) :20x2.8x1.65  
 Termal Güç (MWth) :30(oksi-mod)  
 Max buhar akışı (t/h) : 47.5  
 Kızgın Buhar T (°C):25  
 Kızgın Buhar P (bar) :30  
 Besleme Suyu T(°C):170  
 Baca Gazı çıkış T (°C) :350-425  
 Oksijen Sarfiyatı(kg/h) :8,775  
 Baca Gazı Sirkülasyonu (kg/h) :25,532  
 Kömür Sarfiyatı (kg/h) :5,469  
 Kireçtaşı Sarfiyatı (kg/h) 720

- (1) Yanma Odası  
 (2)katı ayırıcı  
 (3) kül sızdırmazlık yönü cihazı  
 (3a) fırın kül kanalı  
 (3b) soğutucu kül kanalı  
 (4) fırın soğutucusu  
 (5) ısı geri kazanım bölgesi  
 (6) buhar soğutmalı duvarlar  
 (7) ekonomizer

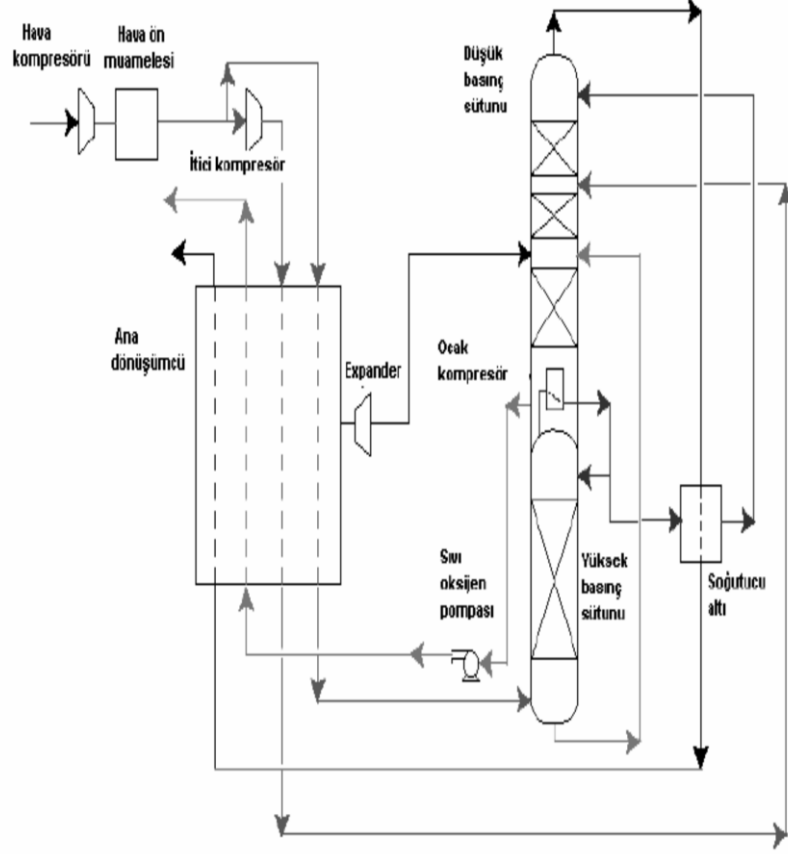
Şekil 2.5. CIUDEN 30 MWth Oksi-DAY boyler ana bileşenleri [56].

### 2.3.2. Hava Ayrıştırma Ünitesi

Oksijenleme teknolojisinin ana prensibi gereği yanma işleminin hava yerine oksijenle gerçekleştirilmesi, oksijen üretimini gerçekleştirecek olan HAÜ'leri oksijenleme proseslerinin odağı haline getirir.

Okijen üretimi için mevcut ve gelişme aşamasında olan birçok yöntem olsada, endüstriyel boyuttaki tesisler için gerekli yüksek tonajlarda oksijen üretimi için halen

kriyojenik HAÜ'leri kullanılmaktadır. Kriyojenik HAÜ genel akış diyagramı Şekil 2.6'da verilmiştir.



Şekil 2.6. Kriyojenik HAÜ genel akış diyagramı [32].

Kriyojenik HAÜ, kriyojenik sıvılaştırma ve distilasyon sistemleridir. Ortam havası, temizlendikten sonra basınçlandırılır. Jolie-Thompson prensibi gereği basınçlandırılan hava genişletilerek soğutulduğunda sıvılaşır. Sıvı hava üretimi ortamı soğutan expansion valve (genleşme valfi) ve expansion türbini (genleşme türbini) tarafından sağlanır.

Sıvı hava elde edildiğinde damıtma kolanları vasıtasıyla oksijen ayrıştırılır. Kriyojenik hava ayrıştırma üniteleri yüksek enerji gerektiren ünitelerdir.

Literatür çalışmaları, oksijen-yakıt yanma prosesi alt sistemlerinden HAÜ ve CPU'nun toplam tesis verimliliğinde % 9-11 arasında bir düşüşe neden olabileceğini

öngörmüştür. Bu enerji cezasının büyük bir kısmı HAÜ'den kaynaklanmaktadır [16][19].

### **2.3.2.1. Oksiyanma Uyumlu HAÜ Tasarımı**

Hava ayrıştırma ünitesi (HAÜ) teknolojilerinin önde gelen üreticileri (Linde, Praxair ve Air Products vb.) oksiyanma uygulamaları için optimize edilen geliştirilmiş versiyonlar tasarlamışlardır. Bu versiyonlar, HAÜ' nün yeniden dizayn edilmesi üzerine bir fikir olmaktan ziyade oksiyanmanın özellikli gereksinimleri (düşük basınçlı oksijen üretimi, azot ayrıştırılmasına gerek duyulmaması vb.) için proses çevriminin adaptasyonu ile ilgiliydi [42].

HAÜ tasarımı için öncelikle üretilmek istenen oksijenin debisi, basıncı, saflık derecesi vb. parametrelerin belirlenmesi gerekir. Üretilmek istenen oksijenin debisi, yanma için gerekli olan oksijen miktarının kütle denkliği ile belirlenmesi ile bulunur. Yanma için gerekli oksijen miktarı kömür miktarı ve kömürün elementel analizi verilerini kullanarak gereken oksijenin stokiyometrik olarak formülasyonla hesaplanmasıdır. Carnegie Mellon Üniversitesinin geliştirmiş olduğu fosil yakıtlı güç santralleri için performans, emisyon ve maliyet hesabı programı IECM'de bu formülasyon ayrıntılı şekilde açıklanmıştır [57].

Oksiyanma teknolojisi için kullanılacak HAÜ'de üretilcek oksijenin basınç değeri normal hava ayrıştırma ünitelerinde üretilen oksijenin basınç değerinden daha düşüktür. Literatür çalışmalarında oksiyanma için kullanılacak oksijen basıncının 1.3-1.7 bar aralığında olduğu belirtilmiştir [58].

HAÜ'nün güç tüketimini belirleyen en önemli faktörlerden biri O<sub>2</sub> saflığıdır. O<sub>2</sub>'nin saflığı dolaylı olarak CO<sub>2</sub>'nin saflığını etkiler [19]. Oksijen saflık derecesi, özgül enerji tüketim değerini de etkileyen bir parametredir. Saflık derecesi arttıkça enerji tüketimi de artmaktadır. Oksijen saflığı genellikle %95 - %99,5 aralığında değişmektedir [13, 23, 42].

Hava ayrıştırma ünitelerinde oksijenin yanı sıra azot ve argon da havadan ayrıştırılmaktadır. Üretime geçildiğinde bu gazların satış gelirleri, sistem maliyetinin geri dönüşümünü hızlandırmaktadır. Fakat, ilk sermaye maliyetinde oluşturacağı yüksek artış nedeniyle, oksijenleme proseslerinde azot ve argon 'un ayrıştırılması tercih edilen bir durum değildir.

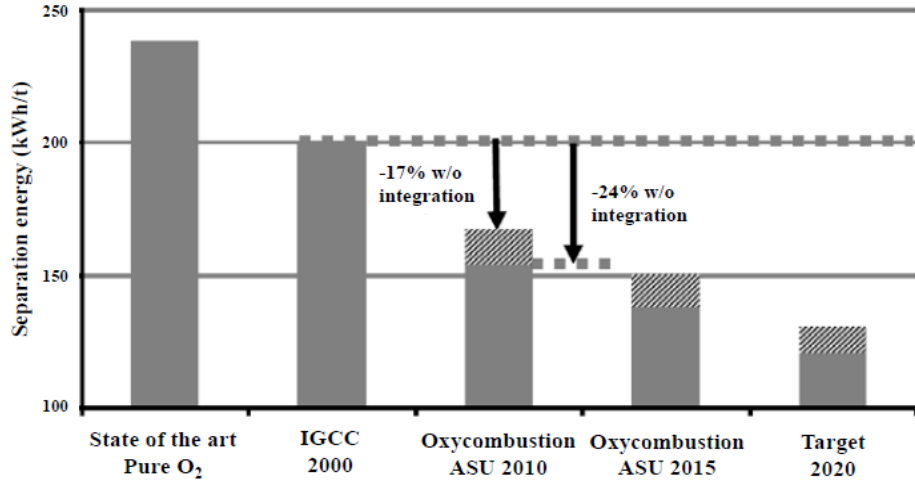
Günümüzde ticari uygulamalarda tercih edilen iki tip HAÜ bulunmaktadır. İlki 90'lı yıllarda ticarileşen düşük ilk sermaye maliyetine kıyasla yüksek işletme maliyetine sahip HAÜ'leridir. Diğeri ise düşük işletme maliyeti gerektiren fakat ilk sermaye maliyeti yüksek olan türüdür. Yüksek işletme maliyetine sahip HAÜ'ler toplam sistem içerisinde harcanan yardımcı ünite enerji gereksinimini arttıracığı ve net işletme verimini azaltacağı için oksijenleme sistemleri için optimize edilemez [42].

Günümüzde ticari boyutta bir HAÜ 'nin maksimum kapasitesi yaklaşık olarak 5500 ton/gün'dür [59]. Bu nedenle yüksek oksijen üretimi gereken proseslerde oksijen üretimi uygun kapasiteli birden çok HAÜ tarafından sağlanmaktadır.

### **2.3.2.2. HAÜ Özgül Enerji Tüketimi**

HAÜ oksijenleme prosesi içerisinde, güç tüketimi bakımından toplam güç santrali içerisinde en büyük paya sahip olan ünedir. HAÜ enerji tüketiminin belirlenmesi için 'özl enerji tüketimi' değerinin hesaplanması gerekir. Bu değer sistemdeki şaft gücünün üretim kapasitesine bölünmesi ile bulunur. Özl enerji tüketimi değerinin düşük olması sistemin işletme maliyetinin de düşük olması anlamına gelir. Endüstriyel boyuttaki kriyojenik HAÜ'lerin 200–225 kWh/t enerji gereksinimi olduğu bilgisi literatürde mevcuttur [13].

Şekil 2.7 HAÜ teknoloji gelişimindeki enerji tüketimi eğilimini ve ısı entegrasyonu ile enerji azaltma payı ve gelecek projeksiyonunu göstermektedir [48].



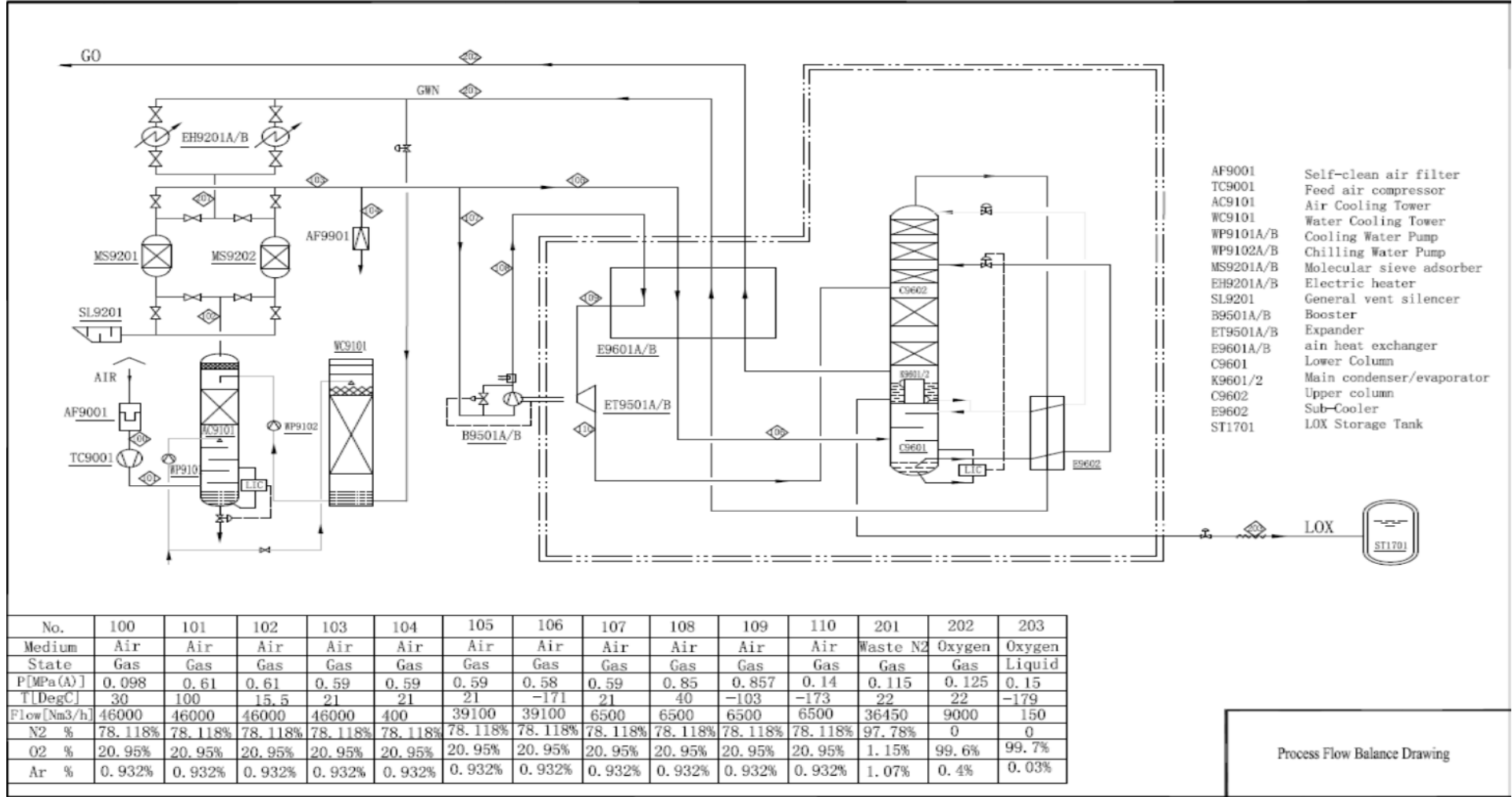
Şekil 2.7. Kroyejenik HAÜ spesifik güç tüketiminin ısı entegrasyonu ile değişimi ve tahmini hedef değeri [48].

Oksijen üretim gücünün optimizasyonu, oksiyenma proseslerinin endüstriyel boyuta geçişini kolaylaştıracaktır. Çünkü oksiyenma prosesleri için güç tüketiminin yaklaşık % 60'ı HAÜ'ye aittir [47]. Hava ayırıştırma ünitelerinde atık ısı geri kazanımı, ısı entegrasyonu vb. işlemlerle gerek duyulan enerji ihtiyacı düşürülebilir. Bu uygulamalar ilk sermaye maliyetini artırsa da işletme maliyetini düşürmektedir.

### 2.3.2.3. Örnek HAÜ Maliyeti

Hava ayırıştırma üniteleri spesifik özelliklere sahip karmaşık tesislerdir. Literatür çalışmalarında maliyet analizi için, maliyet ölçeklendirme yöntemi kullanılmış yada daha ayrıntılı analiz sonucu elde etmek için, HAÜ üreticisi firmalarından alınan fiyat teklifleri kullanılmıştır [13, 23, 42].

Oksiyenma uyumlu, HAÜ ekipman maliyeti analizi için, daha detaylı veri elde etme amacıyla, P&ID diyagramı ve kütle denkliği verileri Şekil 2.8'de gösterilen 9000 m<sup>3</sup>/h oksijen üretim kapasitesine sahip bir HAÜ için teknik şartname ve ekipman maliyeti talep edilmiştir.



Şekil 2.8. 9000 m<sup>3</sup>/h oksijen üretim kapasiteli HAÜ P&ID diyagramı.

Tesisin üretim kapasitesi ve ürün özellikleri Çizelge2.1’de gösterilmiştir.

Çizelge 2.1. 9000 m<sup>3</sup>/h oksijen üretim kapasiteli HAÜ ürün özellikleri.

Ürün	Kapasite O <sub>2</sub> (Nm <sup>3</sup> /h)	Basınç bar (G)	Safılık
Gaz O <sub>2</sub>	9000	0.15~0.25	≥99.6% O <sub>2</sub>
Sıvı O <sub>2</sub>	150	0.15	≥99.6% O <sub>2</sub>

9000 m<sup>3</sup>/h oksijen üretim kapasiteli HAÜ güç ve su tüketimi Çizelge 2.2’de verilmiştir. Görüldüğü gibi HAÜ’de elektrik tüketiminin çoğu ana hava kompresörü (MAC) tarafından sağlanmaktadır. Çizelge 3.2’de belirtilen teknik şartnameye göre 9000 m<sup>3</sup>/h lik HAÜ için gerekli shaft gücü toplamı 4052 kW’dır. Bu değer in üretim kapasitesine bölümü özgül enerji tüketimi değerini vermektedir.

$$\begin{aligned}\text{Özgül Enerji Tüketimi} &= \frac{4052 \text{ kW}}{9000 \text{ m}^3/\text{h}} = 0,4503 \text{ kWh/Nm}^3 \\ &= 315 \text{ kWh/ton}\end{aligned}$$

Oksijenin özgül ağırlığı:1,428kg/m<sup>3</sup>

9000 m<sup>3</sup>/h oksijen kapasiteli HAÜ için, özgül enerji tüketim değeri 315 kWh/ton ‘dur. Bu tesis bireysel bir HAÜ olarak tasarlandığı için özgül enerji tüketim değeri yüksektir. Bütünleşik oksijenleme sisteminde uygulanabilecek ısı entegrasyonu, atık ısı geri kazanımı vb. teknik uygulamalar gözönüne alındığında özgül enerji tüketim değeri düşürülebilir.

Çizelge 2.2. 9000 m<sup>3</sup>/h oksijen üretim kapasiteli HAÜ güç ve su tüketimi.

No	Ekipman	Su Sarfiyatı	10KV		380V/230V		Adet
		(T/h)	Motor Gücü	Shaft Gücü	Motor Gücü	Shaft Gücü	(set)
1	Hava Filtresi				0.7		1
2	Hava Kompresörü	340	4350	3826	15	4	1
3	Hava Ön Soğutma Sistemi						1
3.1	Soğutma Suyu Pompası	150			30	21	1+1
3.2	Soğuk Su Pompası	30			15	9	1+1
4	Mol Sieve (Moleküler Tutucu) Saflaştırma Sistemi						
4.1	Elektrikli ısıtıcı				550	180	1+1
5	Booster Turbo-genişletici						
5.1	Yağ Besleme Pompası				4.5	3	1+1
5.2	Yağ Isıtıcı				5	4	1+1
5.3	Booster after cooler	30					1+1
5.4	Yağ Soğutucu	5					1+1
6	Elektrikli Alet Kontrol ve Aksesuar Donanımı				15	5	1
<b>Toplam</b>		<b>555 T/h</b>		<b>3826</b>		<b>226</b>	<b>4052kW</b>



Çizelge 2.3. 9000 m<sup>3</sup>/h oksijen üretim kapasiteli HAÜ ekipman maliyeti (2016).

Parça	Adet	Açıklama	Toplam Fiyat (Euro)
1	1	Hava Filtresi- 100000 Nm <sup>3</sup> /h	28.750
2	1	Hava Kompresör Sistemi 46000 Nm <sup>3</sup> /h, 6.2 bar(A)	1.897.500
3	1	Hava Ön soğutma Sistemi	218.500
4	1	Hava Temizleme Sistemi	333.500
5	2	Booster Turbo-expander 6500 Nm <sup>3</sup> /h	195.500
6	1	Cold box Sistemi	2.242.500
7	1	Sıvı Oksijen Tankı	46.000
8	1	Instrument Control Sistemi	690.000
9	1	Elektrik Kontrol Sistemi	402.500
10	1	Kurulum Materyalleri	575.000
11	1	Mühendislik Dizaynı (İnşaat dizaynı dahil değil)	80.500
12	1	Ulaşım	92.000
<b>TOTAL</b>			<b><u>6.802.250 €</u></b>

2016 yılına ait olan maliyet verilerine göre, 9000 m<sup>3</sup>/h oksijen üretim kapasitesine sahip bir HAÜ'nün ekipman maliyeti 6.802.250 €'dur (Çizelge 2.3). Kullanılan ekipman standartı aynı olsa da Linde, Praxair, Air Products gibi hava ayrıştırma teknolojisinin üreticisi büyük firmalardan alınabilecek tekliflerin çok daha yüksek fiyatlarda olabileceği gözardı edilmemelidir.

### 2.3.3. Çevresel Kontrol Teknolojileri

Kömür yakıtlı santraller için uygulanan emisyon sınırlandırmaları bölgesel olarak değişmekle birlikte, oluşan emisyonun baca gazından uzaklaştırılması için aşağıda belirtildiği gibi çok sayıda gelişmiş emisyon kontrol teknolojisi vardır [60].

Kömürün yanması ile oluşan kirleticiler ve gerekli ekipmanlar Çizelge 2.4'de görülmektedir. Kükürt dioksit (SO<sub>2</sub>) için ıslak - kuru flue gas desulfurization (FGD) ünitesi, kükürt trioksit (SO<sub>3</sub>) için ıslak ESP, kuru sorbent enjeksiyonu üniteleri, azot oksitler (NO<sub>x</sub>) için Seçici katalitik olan NO<sub>x</sub> İndirgeme (SCR- SNCR) sistemleri, partikül madde (PM) için elektrostatik filter (ESP), fabric filter ve Civa gibi eser miktar

ağır metaller için PAC injeksiyon, Wet-FGD üniteleri kullanılmaktadır. Ekipman seçimi giderilecek emisyon yoğunluğuna bağlı olarak seçilir.

Çizelge 2.4. Kömürün yanması ile oluşan kirleticiler [60].

Kömür Bileşenler	Yanma Sonucu (Ürünü)	Gerekli Ekipman
Karbon (C)	Isı, Buhar CO <sub>2</sub>	Kazan
Azot (N)	NO <sub>x</sub>	SCR sistemleri ve Brülör
Kükürt (S)	SO <sub>2</sub>	Kuru ve Islak FGD
	SO <sub>3</sub>	Sorbent Enjeksiyonu, Islak ESP
Kül	Kül	Fabric Filtre, ESP, Kül Atma Teçhizatı
Civa (Hg)	Hg <sup>++</sup> , HgO	PAC Enjeksiyonu, Islak FGD

Yakıt-hava oranlarının kontrolüne yanma sıcaklıklarını optimize etme teknikleri NO<sub>x</sub> emisyonlarını azaltmada etkilidir. İstenen emisyonlarda NO<sub>x</sub> giderilemese, seçici katalitik olmayan indirgeme (SNCR) veya seçici katalitik indirgeme (SCR) sistemleri kullanılmaktadır. SCR teknolojisi yüksek NO<sub>x</sub> giderme gerekliliğinde kullanılır. NO<sub>x</sub>, kimyasal reaktif (amonyak ve üre) ile bir dizi reaksiyon yoluyla nitrojene (N<sub>2</sub>) ve suya (H<sub>2</sub>O) indirgenir [60]. SCR'nin farkı bir katalizör varlığında reaksiyonu gerçekleştirmesidir. SCR, NO<sub>x</sub> emisyonlarını azaltmada çok daha verimlidir, katalizörün maliyeti nedeniyle de daha pahalı sistemlerdir. SCR çok daha yoğun NO<sub>x</sub> giderme işlemlerinde tercih edilir. Çok düşük NO<sub>x</sub> giderme gerektiğinde ise Low-NO<sub>x</sub> burner ekipmanları kullanılır.

Oksi-DAY sistemlerinde kullanılan kömürün azotiçeriği oluşan emisyon değerleri ve yasal sınırlandırılmaları dayanarak De-NO<sub>x</sub> sistem maliyetleri daha düşük olabilir. [42].



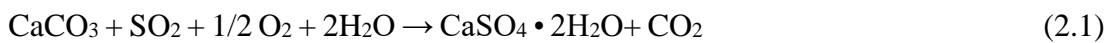
a

b

Şekil 2.9. a) 675 MW kapasiteli kömür santralinin SCR sistemi, b) Tipik ıslak FGD sistemi [60].

ESP ünitesifiziksel tıkanıklığa sebep olacak uçucu külü, partikül maddeyi (PM)partikülü toplamak ve uzaklaştırmak için parçacıkları elektriksel olarak yüklenir. Baghouse/Fabric Filtre ünitesi ise baca gazını bir filtre malzemesinden geçirerekpartikül maddeyi toplar. Reverse air ve pulse-jet olmak üzere iki tip Fabric filtre vardır. Pulse-jet fabric filtre boyutu ve maliyet açısından daha avantajlıdır. DAY kazanlarında genellikle fabric filtre kuru-FGD ünitesi ile birlikte kullanılır [60].

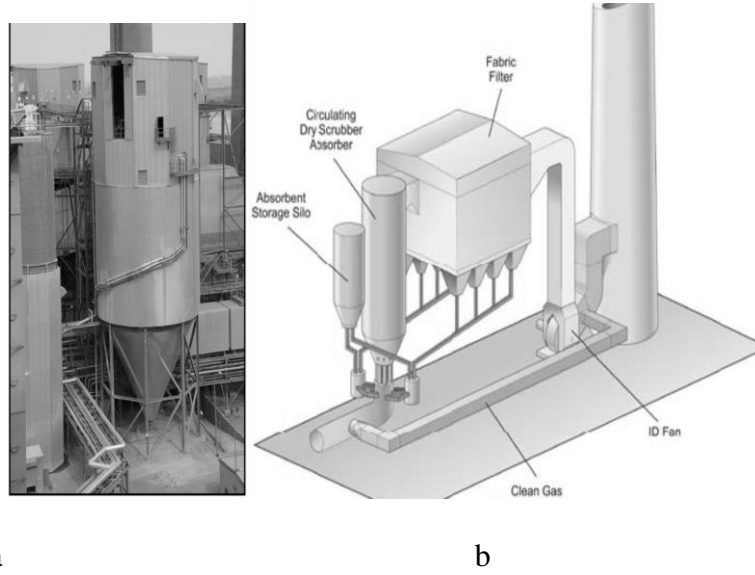
SO<sub>2</sub> kontrolü için kömür santrallerinde FGD sistemleri (ıslak ve kuru sistemler) kullanılır. Islak FGD sistemi, tüm kömür türleri için yaygın olarak kullanılan bir teknolojidir (Şekil 2.9). Reaktif olarak genellikle kireçtaşı kullanılması reaktif maliyetinin diğer teknolojilere göre düşük olmasını sağlar. Çoğu yüksek kükürt giderimi gereksinimlerinde tercih edilir. Yaklaşık% 98'e varan SO<sub>2</sub> uzaklaştırma verimi sağlar. Geleneksel ıslak FGD sistemleri için genel reaksiyon Denklem 2.1'de gösterilmiştir.



Kuru FGD, yarı kuru (semi-dry FGD) olarak da bilinir. SDA bir kuru- FGD sistemidir. SDA sisteminde, kireç bulamacı SO<sub>2</sub> ve diğer asit gazlarını emmek için sıcak baca

gazına püskürtülerek, reaksiyon ürünleri ve uçucu kül içeren kuru malzeme elde edilir. Oluşan kuru malzeme genellikle bir fabric filtrede toplanır. Verimli bir toz toplayıcı olan fabric filtreyle birlikte çalışan SDA teknolojisi baca gazının baca çıkışından salınmadan önceki son çevre kontrol ekipmanıdır [60].

Kuru FGD ünitesi, SO<sub>2</sub> ile reaksiyona giren reaktör kabına kalsiyum oksit (CaO) ve su enjekte eder. Reaksiyon Denklem (2.2) 'e göre gerçekleşir. Reaksiyon sonunda hidratlanmış kalsiyum sülfid (CaSO<sub>3</sub> · H<sub>2</sub>O) oluşur. Hidratlanmış kalsiyum sülfid, fabric filtrede veya elektrostatik presipitatörde toplanarak uçucu kül olarak, baca gazı ile çıkar [61].



Şekil 2.10. a) Tipik kuru FGD SDA, b) Fabric Filtre ve Sirkülasyonlu kuru yıkayıcılar [60].

Kuru- FGD sistemi (Şekil 2.10) geleneksel ıslak FGD teknolojisine göre daha az yatırım maliyeti, daha az enerji ihtiyacı, karmaşık olmayan proses yapısı ve en önemlisi daha az su tüketimi ile daha avantajlı sonuçlar sunmaktadır. Uygun materyal seçimi ile Fabric filtre son derece düşük partikül emisyonları bile gidererek (Örneğin PM<sub>2.5</sub>) % 96'ya varan SO<sub>2</sub> giderimi sağlayabilir. SDA teknolojisi genellikle düşük kükürlü yakıtlarda (S < % 2) kullanılır.

Orta ila yüksek kükürtlü kömür yakıtlı santrallerde diğer bir kuru FGD sistemi olan, Sirkülasyonlu kuru yıkayıcılar (Circulating Dry Scrubber - CDS) teknolojisi kullanılır. CDS teknolojisi sulu kireci baca gazındaki SO<sub>2</sub> ile daha yoğun şekilde temas ettirmek için sirkülasyonlu bir yatak kullanır. Reaksiyon ürünleri (kalsiyum sülfid / sülfat), reaksiyona girmemiş kireç ve uçucu kül karışımı bir sonraki sistem olan fabric filtreye taşınır. Sirkülasyonlu kuru yıkayıcılar CDS, % 98'e kadar giderme verimi sağlayabilir. CDS sistemlerinin Islak FGD sistemlerine göre, sermaye maliyetleri daha düşüktür ve entegre bir fabric filtresi ile daha yüksek SO<sub>3</sub> azaltma ve daha düşük PM emisyonları potansiyeline sahiptir. CDS bir atık su arıtma tesisi gerektirmez [60].

SO<sub>3</sub> kontrolü için kömür santrallerinde iki yöntem uygulanır. Sorbent enjeksiyonu ve ıslak FGD ünitesinden sonra yer alan ıslak ESP ünitesi; bu teknolojiler çok yüksek emisyon sınırlandırmalarında kullanılır.

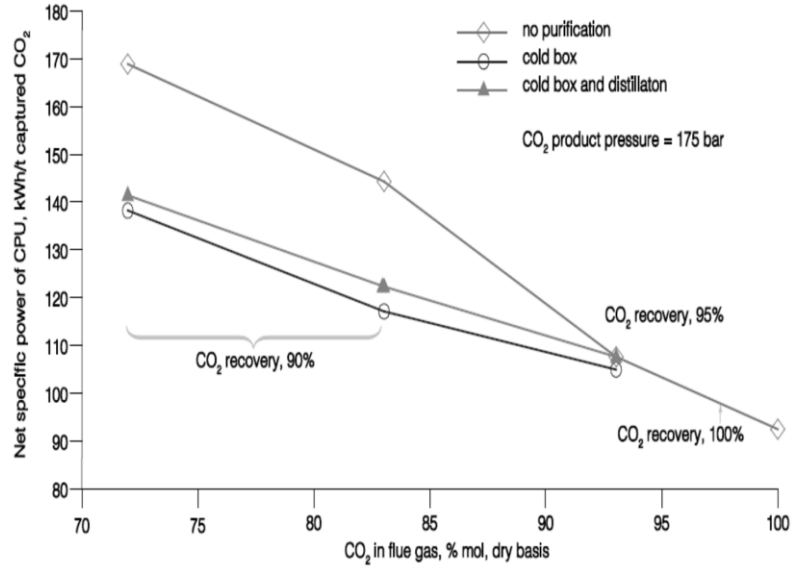
#### **2.3.4. CO<sub>2</sub> Yakalama Sıkıştırma ve Saflaştırma Ünitesi**

Oksi yakıt yanma tesisinde, ürün olarak elde edilen karbondioksit'in saflık oranı sistem tasarım değişkeni olarak kabul edilir. Saflık oranı % 85 CO<sub>2</sub>, kuru baz (hava girişine bağlı) ile % 99.999 arasında değişebilir. Oksijenleme prosesinde elde edilen baca gazı en az % 65 CO<sub>2</sub> (ıslak bazda) içermekle birlikte N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O gibi bazı yabancı maddeleri içerisinde barındırır ve CO<sub>2</sub>'nin daha yüksek saflıklarda saflaştırılması için kompleks CPU ünitelerine ihtiyaç duyulabilir. Saflaştırma ünitesi, baca gazı dehidrasyonu ve sıkıştırma işleminden ibaret olacağı gibi çok kademeli yüksek saflıkta sıvı CO<sub>2</sub> üreten çok aşamalı kriyojenik distilasyon sistemlerinden de oluşabilir. Tekli flash sistem, ikili flash sistem, distilasyon sistemi ve membran sistemi gibi farklı kombinasyonlar ile kullanılabilir [31, 36].

Baca gazı yoğunlaştırılması sırasında, su buharının yaklaşık % 80'i bir baca gazı kondansatörü tarafından uzaklaştırılır. CPU'da yoğunlaşma işlemleri sırasında çözünür SO<sub>3</sub> ve NO<sub>2</sub> türleri su ile reaksiyona girerek asidik kondensatlar oluşturur.

CPU'da sıkıştırma işlemi iki kademelidir. Yaklaşık 30 bar'a kadar gerçekleşen ilk sıkıştırma ve boru hattı taşımacılığı için saf CO<sub>2</sub> ürününün süper kritik bir sıvıya yaklaşık 100 bara kadar nihai, kuru bir şekilde sıkıştırılmasıdır.

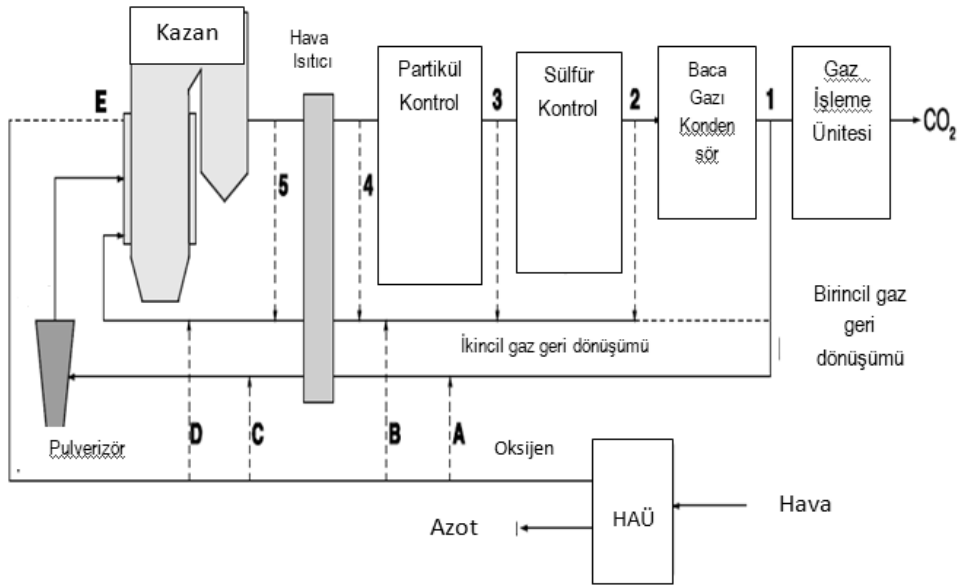
‘Şekil 2.11’de görüldüğü gibi, bir baca gazı sıvılaştırma adımının getirilmesi, en saf baca gazları dışındaki her durum için CPU enerji tüketimini azaltır, çünkü boru hattı basıncına sıkıştırma, hafif gaz safsızlıkları giderildikten sonra çok daha az enerji yoğunudur’. Bir damıtma ünitesi ile yüksek saflıklar sağlandığında ünitenin enerji tüketimi yüzde bazında artarak sistem verimi düşer. 120 kWh/tCO<sub>2</sub> optimize edilmiş bir CPU enerji tüketimi, Air Liquide tarafından hedeflenmiştir. CPU ünitesi büyük ölçekli bir tesisin brüt güç çıkışının %8-12'sini tüketir [36].



Şekil 2.11. Baca gazı CO<sub>2</sub> içeriği ve saflaştırma yönteminin CPU güç tüketimi üzerindeki etkisi [36].

### 2.3.5. Baca Gazı Geri Dönüşüm Sistemi

Oksiyamada baca gazının geri dönüşüm noktası için birkaç seçenek vardır ve geleneksel bir tesiste hem birincil hem de ikincil havayı değiştirmek için iki akış gereklidir. Şekil 2.12 'de gösterildiği gibi, ana seçenekler (1,2,3) baca gazı kükürt giderme (FGD) ekipmanından (3) önce, FGD'den (2) sonra ve CO<sub>2</sub> saflaştırma adımından önce daha fazla suyu uzaklaştıran baca gazı kondansatörünün (FGC) ardındanır. Baca gazının partiküllerin uzaklaştırılarak geri döndürülmesiaşınmayı önlemek için gereklidir. Bu yüzden herbir geri dönüşüm olasılığı, baca gazı filtreleme sistemlerinin hemen ardından kömürün sahip olduğu korosif etki gözönüne alınarak belirlenir. Burada dikkat edilmesi gereken geri dönüşüm akımı ne kadar ilerlenirse, baca gazının o kadar soğuyacağıdır. Bu durum kazana geri gönderilmeden önce daha fazla yeniden ısıtma gerektirir, bu durum tesis için bir verimlilik cezasına neden olur. Temizlenmemiş baca gazının geri dönüşümü önemli operasyonel sorunlara yol açabilir. Desülfürizasyondan önce geri dönüşüm (sıcak veya ılık geri dönüşüm) kazandaki SO<sub>x</sub> konsantrasyonlarını artıracak korozyon riski artacaktır. Yoğuşma adımından önce baca gazlarının geri dönüşümü bu sorunu önler, ancak yüksek nem içeriği kömürün kurumasını engellediğinden uygun olmayabilir [36].



Şekil 2.12. Oksiyanma tesisinde olası baca gazı geri dönüşüm seçenekleri [36].

## 2.4. ISI ENTEGRASYONU VE PROSES GELİŞTİRME

Cabral vd. oksijenleme prosesinde geliştirdikleri metodoloji ile net verimde %3 artış, elektrik maliyetinde ise %13 azalma sağlamışlardır. Isı entegrasyonu, ön ısıtma besleme suyu çıkışı ile gerçekleştirilmiştir.[62] Isı entegrasyonu, HAÜ ve gaz işleme ünitesinin düşük dereceli sıkıştırma ısısını kullanan kondansatör'den ayrılan besleme suyu'nun ön ısıtılması ile gerçekleştirildi. Basınçlı hava yüksek sıcaklıklarda tahliye edildiğinden HAÜ ana kompresörü (MAC) ısı entegrasyonu için en uygun proses elemanı olarak belirlendi. Isı entegrasyonundan sonra, HAÜ'nün güç tüketimi % 3,4 oranında azaltılarak 197 kWh / tO<sub>2</sub>'ye ve gaz işleme ünitesinin'de % 2,1 ile 137 kWh / tCO<sub>2</sub>'ye düşürüldü [62].

Besleme suyu ısıtma sistemi ve HAÜ-gaz işleme ünitesindeki kompresörler arasındaki ısı entegrasyonu, düşük basınçlı besleme suyu ısıtıcılarının kaldırılmasını sağlayarak üretilen elektrik miktarını artırmış, sermaye maliyetini azaltmıştır. Isı entegrasyonu sayesinde CO<sub>2</sub> tutulum tesisinin su yoğunluğunu azaltılmış bu durumun sonucu olarak, daha küçük bir soğutma kulesi, arazi kullanımının ve sermaye maliyetinin azaltılması sağlanmıştır.[62]

Oksi-yanma santrali için toplam ekserji kayıplarının yaklaşık % 4'ü CO<sub>2</sub> sıkıştırma ve saflaştırma ünitesi nedeniyle gerçekleşir ki bu durum % 1-3'lük bir verim azalması anlamına gelmektedir. Espatolero, S vd. yaptıkları çalışmada proses optimizasyonu için dört temel öneri sunmaktadır. Bunlar, düşük basınçlı kurutucuların kullanılması, sıkıştırma birimleri ve buhar çevrimi arasında ısı entegrasyonu, yoğunlaşmaz gazların mekanik ekserji geri kazanımı, kriyojenik ayırma ve geçirgenlik proseslerinin birleştirilmesidir. Yapılan çalışmalarda Optimizasyon CO<sub>2</sub> sıkıştırma ve saflaştırma ünitelerinin güç tüketimini % 14 oranında azaltabilmektedir. İkinci nesil CO<sub>2</sub> sıkıştırma ve saflaştırma üniteleri için ayırma enerjisi 120 kWh / t (entegrasyon ile) elde edilebilir [48].

Alstom, 900 MW brüt USC oksijenleme tesisi tasarımı için bir dizi optimizasyon işlemi gerçekleştirmiştir (Çizelge 2.5). Buhar çevriminin gaz kompresörleri ve baca gazı kondansatörü ile ısı entegrasyonu sağlanarak, üretilen ek enerjide 25,7 MW, HAÜ



proses optimizasyonu ile 13.3 MW artış sağlanmıştır. Ayrıca, O<sub>2</sub> ve CO<sub>2</sub> saflığının optimize edilmesi, kazan sızdırmazlığının iyileştirilmesi gibi işlemler de göz önüne alındı. Optimize edilmiş tesis % 37,1 verimliliğe ulaşmıştır. İntegrasyon içermeyen oksiyenma prosesinde % 12.8 verim cezası var iken yapılan integrasyon ile verim cezası % 9.1'e düşmektedir.

Çizelge 2.5. Alstom ticari ölçekli oksiyenma tesisi için verim tahminleri [36].

	Net Güç (MW)	Net Verim(%)	Güç Değeri (M€)
<b>Referans Tesis (Hava Ateşlemeli)</b>	836	46.2	–
<b>Isı Entegrasyonu olmayan Referans Oksiyenma Tesisi</b>	606	33.4	–
Yüksek verim HAÜ	+13.3	+0.7	+71
Baca gazı üzerinden yapılan integrasyon	+23.5	+1.2	+125
HAÜ kurutucu buhar kaynağı	+5.1	+0.3	+27
Optimum ısı entegrasyonu	+25.7	+1.4	+136
<b>Isı Entegrasyonlu Oksiyenma Tesisi</b>	673	37.1	+359

## BÖLÜM 3

### TEKNO-EKONOMİK ANALİZ PERFORMANS VE MALİYET MODELİ

#### 3.1. PERFORMANS MODELİ HESAPLAMA YÖNTEMLERİ

Bu bölümde performans modelinin veri kaynakları, varsayımları ve hesaplamalarda kullanılan denklemler ayrıntılı olarak açıklanmıştır. Hesaplama yöntemleri, denklem ve kabuller NETL raporlarından alınmıştır [61].

##### 3.1.1. Kazan Parametreleri ve Yük Faktörleri

Performans parametreleri, model boyunca çeşitli hesaplamalarda kullanılır. Tesis alt ekipmanları ve emisyon kontrolü sağlayan alt tesisler, kendileriyle ilişkili bir elektrik-buhar yüküne sahiptir. Bunlar tanımlanmış yük faktörleridir. Kazan parametreleri ve yük faktörleri doğrudan NETL raporlarından alınmıştır [61]. Süperkritik DAY'ın buhar koşulları 24.1 MPa / 593°C / 593°C olarak kabul edilmiştir.

##### 3.1.2. Pülverizatör

Pülverizatör elektrik kullanımı, DAY kazan tipi için ton / saat kömür kütle akış hızı başına 0.5 kWe yük faktörü kullanılarak hesaplanır. Dolaşımli akışkan yataklı kazanlar pulverize sistem kazanlar kadar küçük parçacık boyutu gerektirmemektedir. Bu nedenle DAY kazanlarda pülverizatör için daha az enerji tüketimi gerekmektedir. Pülverizatör elektrik kullanımı yük faktörü ve kömür akış hızına bağlıdır [61].

##### 3.1.3. HAÜ

HAÜ için güç ve buhar gereksinimleri ve oksidant içeriği normal yanma ve oksiyenma için aşağıdaki gibi hesaplanmıştır. Normal yanmada, kazan için gerekli oksidant

miktarı, yanma için stokiyometrik olarak gereken oksijen miktarının Denklem (3.1) ile belirlenmesi ile hesaplanır.

$$\dot{m}ol_{O_2} = \dot{m}ol_C + \frac{\dot{m}ol_H}{4} + \dot{m}ol_S - \frac{\dot{m}ol_O}{2} \quad (3.1)$$

$\dot{m}ol_i$  : i bileşenin molar akış hızıdır (i / mol / s)

“Gerekli molar oksijen akış hızı ( $O_2$ ), ortam havasındaki molar oksijen konsantrasyonuna bölünür, ortam havasının gerekli molar akış hızını belirlemek için hava molü başına statik olarak 0.2074 mol  $O_2$  tanımlanır”. Tam yanmanın sağlanması için kazan içerisinde fazla havaya ihtiyaç vardır. Fazla hava yada oksijen miktarı, gereken akış hızına eklenen molar bir yüzde olarak tanımlanır. Havadaki her bileşenin molar konsantrasyonu , hava molar akış hızı ile çarpılır [61].

Çizelge 3.1. Hava bileşenlerinin molar konsantrasyonları.

Bileşen	Molar Konsantrasyon
Ar	0.009248
CO <sub>2</sub>	0.000327
H <sub>2</sub>	0.000000
H <sub>2</sub> O	0.009870
N <sub>2</sub>	0.773152
O <sub>2</sub>	0.207403
SO <sub>2</sub>	0.000000

Hava bileşenlerinin molar konsantrasyonları Çizelge 3.1’de ve fazla havanın molar yüzdesi Çizelge 3.2 'de gösterilmektedir [61].

Çizelge 3.2. DAY fazla hava veya oksijen miktarları.

Yanma Tipi	Fazla Hava /Oksijen
DAY (Hava-ateşlemeli)	12.8 % - mol hava
Oksi-DAY	8.0% - kütle O <sub>2</sub>

Oksiyenleme prosesinin elektrik yükü en yüksek olan ünitesi kriyojenik HAÜ dür. HAÜ'nün elektrik kullanımının çoğunluğu ana hava kompresörlerine (MAC) aittir. Yüksek saflıkta oksijen kullanımı, yanma sıcaklığını kontrol etmek için baca gazının geri dönüşümü ile sağlandığından, oksidan kompozisyonu yakıt ve emisyon kontrollerine bağlıdır.

ASU elektrik yükü hesaplamalarında kullanılan yük faktörü değeri, üretilen oksijen mol/s başına 25.91 kW' tır. NETL modellerine dayanarak HAÜ elektriğine ilave 1000 kWe yardımcı yük sarfiyatı kabul edilir [61].

HAÜ'de çok küçük yüzdelerde Ar, N<sub>2</sub> ve H<sub>2</sub> sisteme girer. Yanma ürünleri ve cıva (Hg) gibi iz elementler yakıt türüne ve besleme hızına göre değişir. Oksidant hava bileşimi, her hava bileşeni için farklı denklemler kullanılarak hesaplanır. Hava bileşenlerinin hesaplanması için denklemler, denklem 3.2 ile denklem 3.7 arasında gösterilmiştir [61].

$$\dot{m}_{Ar} = \left[ \dot{m}_{O_2 reqd} + \frac{\dot{m}_{O_2 reqd} \cdot (1 - \%_{inf air}) \cdot \%_{O_2 excess} \cdot \%_{recycle}}{\%_{O_2 purity}} \cdot m_{Ar in ASU} + \frac{\dot{m}_{O_2 reqd} \cdot \%_{inf air}}{m_{O_2 in air}} \cdot m_{Ar in air} \right] \cdot \frac{1}{1 - \%_{recycle}} \quad (3.2)$$

$$\dot{m}_{N_2} = \left[ \dot{m}_{O_2 reqd} + \frac{\dot{m}_{O_2 reqd} \cdot (1 - \%_{inf air}) \cdot \%_{O_2 excess} \cdot \%_{recycle}}{\%_{O_2 purity}} \cdot m_{N_2 in ASU} + \frac{\dot{m}_{O_2 reqd} \cdot \%_{inf air}}{m_{O_2 in air}} \cdot m_{N_2 in air} \right] \cdot \frac{1}{1 - \%_{recycle}} \quad (3.3)$$

$$\begin{aligned} & \dot{m}_{CO_2} \\ &= \left[ \dot{m}_{C fuel} \cdot (1 - m_{C unburned} - \%_{C to CO}) \right. \\ & \left. + IF \left( Wet FGD is on, \frac{\%_{WFGD SOx Eff} \cdot \dot{m}_{S fuel} \cdot \%_{S in fly ash} \cdot (1 - \%_{Sto SO_2})}{m_{W_S}}, 0 \right) \right] \\ & \cdot \frac{\%_{recycle}}{1 - \%_{recycle}} \end{aligned} \quad (3.4)$$

$$\dot{m}_{H_2O} = (\dot{m}_{H fuel} + \dot{m}_{H_2O fuel}) \cdot \left( \frac{1}{\%_{recycle}} - 1 \right) \cdot IF(Wet FGD is on, 0.34, 1) \quad (3.5)$$

$$\begin{aligned} \dot{m}ol_{SO_2} = & \frac{\dot{m}ol_{S\ fuel} \cdot \%_{S\ in\ fly\ ash} \cdot (1 - \%_{StoSO_2})}{mw_S} \\ & \cdot IF[Wet\ FGD\ is\ on, \%_{WFGD\ SOx\ Eff} \cdot \%_{recycle} \\ & \cdot IF(boiler\ is\ CFB, 0.15, 0.02), IF(Dry\ FGD\ is\ on, \%_{DFGD\ SOx\ Eff} \\ & \cdot \%_{recycle} \cdot IF(boiler\ is\ CFB, 0.2, 0.02), 2.5)] \end{aligned} \quad (3.6)$$

$$\dot{m}ol_{Hg} = \dot{m}ol_{Hg\ fuel} \cdot [1 - OR(Status_{fabricfilter}, Status_{ESP}) \cdot \%_{filterHgEff}] \cdot (1 - Status_{WFGD} \cdot \%_{WFGDHgEff}) \cdot \%_{recycle}$$

$$\dot{m}ol_{H_2} = 0 \quad (3.7)$$

$\dot{m}ol_i$  : İ bileşenin molar akış hızıdır (mol/s)

$\dot{m}_i$  : i bileşenin kütle oranı (kg i / kg yüzde)

$\%_{inf\ air}$  : İnfiltrasyon havasındaki oksidantın kütle yüzdesi

$\%_{O_2\ (Fazla)\ excess}$  : Aşırı oksijen miktarı (% kütle)

$\%_{(Geridönüşüm)recycle}$  : DAY geri dönüştürülen baca gazı fraksiyonu (% molar)

$\%_{O_2(Safılık)\ purity}$  : HAÜ de üretilen oksijen saflığı (% molar)

$\dot{m}C$  (yanmayan karbon) $_{unburned}$  : Yanmayan karbon kütle oranı (kg yanmamış / kg C)

$\%_{CtoCO}$ , karbon monoksit oksitlenen karbon yüzdesi (her durum için % 0 molar)

$\%_{FGD\ SOx\ Eff}$  : FGD prosesi SO<sub>2</sub> uzaklaştırma verimliliği (% molar)

$\%_{S\ in\ fly\ ash}$  : uçucu kül içinde bulunan kükürt (her durum için % 0 molar)

$\%_{StoSO_2}$  : SO<sub>3</sub> yerine SO<sub>2</sub>'ye oksitlenen sülfür yüzdesi (tüm vakalarda % 100 molar)

$Status\ X$  : Bir emisyon kontrol ünitesinin aktif olup olmadığını gösterir (1-açık; 0-kapalı)

Hesaplamalardaki tüm yüzdeler ondalık eşdeğeri olarak kabul edilir yani % 74, 0.74'tür.

HAÜ buhar tüketimi için kullanılan buhar yük faktörü  $4.7388 \cdot 10^{-4}$  kg buhar/mol O<sub>2</sub> dir. Bu değer, HAÜ oksijen molar akış hızı ile çarpılır. Bu buhar, ara basınç ile düşük basınçlı buhar türbinleri arasından alınır ve buhar tesisinin elektrik üretiminde azalmaya neden olur. Bu ceza, kg / s cinsinden buhar akışının 1163 kJ / kg ile çarpılarak hesaplanır ve kWt cinsinden kayıp enerjiyi gösterir [61].

### **3.1.4. Enerji Dönüşümü**

Bu bölümde, yakıt ve oksidant girişi ile oluşan enerjinin elektrik, emisyon, kazan yardımcı yükleri, trafo kayıplarına dönüşümünün hesaplanması incelenmiştir.

#### **3.1.4.1. Elektrik Dönüşümü Hesaplamaları**

Buhar için termal giriş hesapları, kazanın termal input'u MW cinsinden belirlendikten sonra termal input değerinin buhara dönüştürülmesi ile başlar. Buhar miktarı, türbin buhar jeneratörlerinin, HAÜ ve MEA amin bazlı karbon yakalama sistemleri için gerekli proses buharını da kapsar. Toplam termal girdi ve kayıplar hesaplanıp çıkarılarak buhara dönüşen ısı hesaplanır. Toplam kayıp ısı miktarları aşağıda belirtildiği gibi hesaplanır [61].

#### **Kuru baca gazında ısı kaybı**

Kuru baca gazını ısıtmak için kullanılan enerji miktarı kazana giren oksidant sıcaklığına ve kazandan çıkan baca gazına bağlıdır (Denklem 3.8). Oksidant giriş sıcaklığı, oksiyenma durumu için geri dönüştürülmüş baca gazı nedeniyle yüksektir; hava ile yanma durumunda ise ortam sıcaklığıdır.

#### **Yanma sonucu oluşan suyun buharlaşması ile oluşan ısı kaybı**

Yakıt içeriğindeki hidrojen ve mevcut oksijenden su oluşur. Denklem (3.9) oluşan suyun buharlaşması ile oluşan ısı kaybını hesaplanmasında kullanılır.

#### **Yakıttaki nemin buharlaşması nedeniyle oluşan ısı kaybı**

Yakıttaki nemin buharlaştırılması için harcanan ısıyı ifade eder Denklem (3.10).

#### **Havadaki nem kaynaklı ısı kaybı**

Havadaki nemi ısıtma sırasında oluşan ısı kaybıdır. Denklem (3.11) ile hesaplanır.

## Radyasyon ve diğer nedenlerle oluşan ısı kaybı

Radyasyon ve diğer nedenlerle oluşan ısı kaybı, toplam termal girdinin % 2'si olduğu kabul edilmiştir.

$$\dot{Q}_{heat\ to\ flue\ gas} = \dot{m}_{dry\ flue\ gas} \cdot c_{p\ dry\ flue\ gas} \cdot (T_{out} - T_{in}) \quad (3.8)$$

$$\dot{Q}_{heat\ to\ H_2O\ formed} = \frac{m_{H_2\ in\ fuel}}{m_{W_{H_2}}} \cdot m_{W_{H_2}} \cdot [L_{water} + c_{p\ steam} \cdot (T_{out} - T_{in})] \quad (3.9)$$

$$\dot{Q}_{heat\ to\ H_2O\ in\ fuel} = m_{H_2O\ in\ fuel} \cdot [L_{water} + c_{p\ steam} \cdot (T_{out} - T_{in})] \quad (3.10)$$

$$\dot{Q}_{heat\ to\ H_2O\ in\ air} = \dot{m}_{H_2O\ in\ air} \cdot c_{p\ steam} \cdot (T_{out} - T_{in}) \quad (3.11)$$

$Q_{heat\ to\ flue\ gas}$ : Kuru baca gazını ısıtmak için kaybedilen ısı oranı (kW)

$\dot{m}_{dry\ flue\ gas}$ : Kazandaki baca gazı bileşenleri Ar, CO<sub>2</sub>, CO, SO<sub>2</sub>, SO<sub>3</sub>, NO, NO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> ve O<sub>2</sub>'nin kütle akış hızı (kg / s)

$c_{p\ dry\ flue\ gas}$ : baca gazının özgül ısısı (0.962964 kJ / kg-C tahmin değeri)

$Q_{heat\ to\ H_2O\ formed}$ : suyun buharlaşması ile oluşan ısı kaybı (kW)

$\dot{m}_{H_2\ in\ fuel}$ : yakıttaki hidrojenin kütle akış hızı (kg / s)

$m_{wx}$ : x (kg / mol) bileşenin molekül ağırlığı

$L_{water}$ : suyun buharlaşma gizli ısısı (2260.9 kJ / kg-C)

$c_{p\ steam}$ : buharın özgül ısısı (1.88406 kJ / kg-C)

$Q_{heat\ to\ H_2O\ in\ fuel}$ : yakıtta buharlaşan suyla kaybedilen ısı oranı (kW)

$\dot{m}_{H_2O\ in\ fuel}$ : yakıttaki suyun kütle akış hızı (kg / s)

$Moisture\ to\ H_2O\ in\ air$ : havadaki nemi ısıtmak için kaybedilen ısı oranı (kW)

$\dot{m}_{H_2O\ in\ air}$ : havadaki suyun kütle akış hızı (kg / s)

$c_{p\ steam}$ : buharın özgül ısısı (1.88406 kJ / kg-C)

$T_{in}$ : kazana verilen hava sıcaklığı (°C)

$T_{out}$ : kazandan çıkan baca gazının sıcaklığı (°C)

Buhar tesisi ve diğer işlemler için net buhar gücü Denklem (3.12) ile belirlenir.

$$P_{steam} = \dot{Q}_{thermal\ input} - \dot{Q}_{heat\ to\ flue\ gas} - \dot{Q}_{heat\ to\ H2O\ formed} - \dot{Q}_{heat\ to\ H2O\ in\ fuel} - \dot{Q}_{heat\ to\ H2O\ in\ air} - 0.02 \cdot \dot{Q}_{thermal\ input} \quad (3.12)$$

$P_{steam}$  : kazan tarafından üretilen toplam buhar gücü (kW)

$\dot{Q}_{thermal\ input}$  : toplam termal girdi (kW)

### Buhar Türbini Elektrik Hesaplamaları

Buhar türbini elektrik üretimi hesaplanırken toplam buhar gücünden alt ünitelerin buhar yükleri (HAÜ veya MEA bazlı CO<sub>2</sub> yakalama) çıkartılır. DAY için tanımlanmış, buhar döngüsü verimliliği ile çarpılır. Net buhar gücü Denklem (3.13) ile belirlenir [61].

$$P_{gross} = (P_{steam} - P_{ASU\ steam} - P_{Econaminesteam}) \cdot \eta_{steam\ cycle} \quad (3.13)$$

$P_{steam}$  : kazan tarafından üretilen toplam buhar gücü (kW)

$\dot{Q}_{thermal\ input}$  : toplam termal girdi (kW)

$P_{ASU\ steam}$  : HAÜ buhar yükü (kW)

$P_{Econaminesteam}$  : Amin bazlı karbon tutma sistemi buhar yükü

$\eta_{steam\ cycle}$  : Buhar çevrim verimi

### 3.1.4.2. Yanma Kimyası

Yanma kimyası hesaplamalarında, tesis parametreleri ile bu parametrelerden etkilenen bileşen akışlarının molar veya kütle akış hızları belirlenir. Yanma ürünleri hesaplamalarında kullanılan korelasyonlar Denklem (3.14 - 3.17), (Entegre Çevresel Kontrol Modeli-Integrated Environmental Control Model) IECM'den alınmıştır. Yanma ürünleri Çizelge 3.3'de verilmiştir [61].



Çizelge 3.3. Yanma ürünleri.

Bileşen	Ürün
Karbon (C)	Karbon dioksit (CO <sub>2</sub> ) ve Karbon monoksit (CO)
Hidrojen (H <sub>2</sub> )	Su (H <sub>2</sub> O)
Kükürt (S)	Sülfür dioksit (SO <sub>2</sub> ) ve Sülfür trioksit (SO <sub>3</sub> )
Azot (N <sub>2</sub> )	Azot oksit (NO) ve Azot dioksit (NO <sub>2</sub> )

$$\dot{m}ol_{N_2inFG} = \dot{m}ol_{N_2inAir} + \frac{\dot{m}ol_{NinFuel}}{2} \frac{mol_O}{mol_{O_2}} - \frac{EF_{NOx} \cdot \dot{Q}_{thermal\ input}}{2 \cdot mw_{NO_2}} \quad (3.14)$$

$$\begin{aligned} \dot{m}ol_{O_2inFG} = & \dot{m}ol_{O_2inAir} + \frac{\dot{m}ol_{OinFuel}}{2} - \frac{\dot{m}ol_{C\ fuel}}{mw_C} \cdot (1 - m_{C\ unburned} - 0.5 \cdot \%C_I \\ & - \frac{\dot{m}ol_{HinFuel}}{2} \frac{mol_H}{mol_{H_2}} \cdot mw_{H_2} \\ & - \left[ \frac{\dot{m}ol_{SinFuel}}{mw_S} \cdot (1 - \%S\ in\ fly\ ash) \cdot (\%StoS_{O_2} + 1.5 - 1.5 \cdot \%StoS_O) \right. \\ & \left. - \frac{EF_{NOx} \cdot \dot{Q}_{thermal\ input} \cdot (1 - 0.5 \cdot \%N_{toNO})}{mw_{NO_2}} \right] \end{aligned} \quad (3.15)$$

$$\dot{m}ol_{H_2OinFG} = \dot{m}ol_{H_2OinAir} + \frac{\dot{m}ol_{HinFuel}}{2} \frac{mol_H}{mol_{H_2}} + \dot{m}ol_{H_2OinFuel} \quad (3.16)$$

$$\dot{m}ol_{CO_2inFG} = \dot{m}ol_{CO_2inAir} + \frac{\dot{m}CinFuel}{mw_C} \cdot (1 - m_{C\ unburned} - \%C_{toCO}) \quad (3.17)$$

$\dot{m}ol_{XinFG}$ : baca gazı (mol / s) X bileşeni molar akış hızı

$\dot{m}ol_{XinAir}$ : oksidant içeriğindeki X bileşeni mol oranı (mol/s)

$\dot{m}ol_{XinFuel}$ : yakıt N içeriği molar akış hızı (mol/s)

$\dot{m}XinFG$ : baca gazı X bileşeni kütle akış hızı (kg/s)

$\dot{m}XinFuel$ : yakıt X bileşeni kütle akış hızı (kg/s)

$EF_{NOx}$ : NOX için kazan emisyon faktörü (kg/kW)

$\dot{Q}_{thermal\ input}$ : kazan toplam termal girdisi (kW)

$mW_X$  : X'in moleküler ağırlığı (mol / kg)

$mC_{unburned}$  : yanmayan karbon kütle oranı (kg yanmamış / kg C)

%  $C_{toCO}$  : CO'ya oksitlenen karbon yüzdesi (her durumda % 0 molar)

%  $S_{in fly ash}$  : uçucu kül sülfür içeriği (% 0 molar)

%  $S_{toSO2}$  : SO3 yerine SO2'ye oksitlenen sülfür yüzdesi (100 molar%)

### 3.1.4.3. Birincil Hava ve Cebri Fan Gücü

Birincil hava ve cebri çekişli fanlar, havayla yanma durumunda oksidantın büyük bir kısmını ve oksiyenma durumunda geri dönüştürülmüş baca gazının iletimini sağlar. Kazana giren havanın hacimsel akış hızı Denklem (3.18) , ideal gaz yasası ve molar akış hızları kullanılarak hesaplanır .

$$\dot{V}_X = \frac{R \cdot \dot{m}ol_X \cdot T}{P} \quad (3.18)$$

$\dot{V}_X$  : Bileşen X hacimsel akış hızı ( $m^3/s$ )

$R$  : İdeal bir gaz sabiti (8.3144721 J / mol-K)

$\dot{m}ol_X$  : X bileşeni molar akış hızı ( mol / s )

$T$  : Oksidant sıcaklığı (K)

$P$  : Oksidant (Pa) basıncı

DAY kazanlı sistemler için havayla yanmada Birincil cebri fan faktörü  $11.1 \text{ kW} / (m^3/s)$ , oksiyenma durumu için  $32.0 \text{ kW} / (m^3/s)$ 'dir [61].

### 3.1.4.4. Kondenser Isı Yüğü

Buhar çevriminde düşük basınçlı türbinden sonra, düşük kaliteli buhar, bir yoğunlaştırıcıya gönderilir. Bu ısı yüğü santral soğutma sistemi tarafından sağlanmaktadır. Isı yüğü bir soğutma yük faktörü kullanılarak belirlenir. Kondenser soğutma faktörü  $0.00362 \text{ (MMBtu/saat)/Mw}$  (brüt üretilen)'dür [61].

### 3.1.4.5. Kondens Pompası Gücü

Kondenserden çıkan su kondens pompaları ile itilir. Pompaların elektrik kullanımı Denklem (3.19) kullanılarak hesaplanır. Kondens pompası elektrik kullanımı hesaplanırken, yardımcı buhar yükleri (MEA bazlı CO<sub>2</sub> yakalama ünitesinin veya HAÜ'nün buhar yükü) brüt güçten çıkarılır. Pompa elektrik motoru verimi % 95 olarak kabul edilmiştir [61].

$$P_{condensate\ pumps} = \theta_{cond\ pump} \cdot (P_{gross} - P_{Econaminesteam} - P_{ASUsteam}) / 0.95 \quad (3.19)$$

*P<sub>condensate pumps</sub>* : Kondens pompası elektrik kullanımı (kW)

*θ<sub>cond pump</sub>* : Kazandan blöf amacıyla atılan besleme suyu yüzdesi (hp / kW)

*P<sub>gross</sub>*: türbin jeneratörleri tarafından üretilen brüt elektrik gücü (kW)

*P<sub>ASU steam</sub>* : HAÜ parazitik buhar yükü (kW)

*P<sub>Econaminesteam</sub>* : MEA bazlı karbon yakalama sistemi parazitik buhar yükü (kW)

### 3.1.4.6. Kazan Besleme Suyu Blöfü

Kazan besleme suyunun bir miktarının buharlaşma sonucu kazan konsantrasyonunu dengelemek için sistemden atılması işlemi 'blöf işlemi' olarak adlandırılır. Blöf edilen su miktarı, Denklem (3.20) kullanılarak hesaplanır [61].

$$\dot{m}_{BFW} = \%_{steamblowdown} \cdot \theta_{feedflowtosteamm} \cdot \dot{Q}_{thermal\ input} \quad (3.20)$$

*m<sub>BFW</sub>* : kazan besleme suyu blöfünden gelen suyun kütle akış hızı (kg / s)

*%<sub>steamblowdown</sub>*: besleme suyu blöf yüzdesi (kg / s)

*θ<sub>feedflowtosteamm</sub>* : termal girdi - besleme suyu miktarını tanımlayan bir faktör [(kg / s) / MW]

*Q<sub>thermal input</sub>*: Kazan için toplam termal girdi (MW)

### 3.1.4.7. Alt Kül Taşıma Sistemi Elektriği

Kazanda yanma sonucu oluşan külün bir kısmı kazanın alt kısmından tahliye edilirken bir kısmı baca gazı ile kazandan uzaklaşır. DAY kazan sistemleri için tepe kül faktörü, yani baca gazı ile kazandan ayrılan kül miktarı kütlece %70 'dir. Geri kalan "dip külü" nün çıkarılması ve taşınması tesis için bir yardımcı elektrik yükü gerektirir. Yük faktörü (kg kül / s başına 106.3 kWe) alt kül akışı kullanılarak hesaplanır [61].

### 3.1.4.8. Transformatör Kayıpları

Transformatörler, yardımcı elektrik yüklerini desteklemek ve trafo voltajını yükseltmek için kullanılır. Transformatör verimliliği %100'den azdır ve tesiste kullanılan transformatör tiplerine (Çizelge 3.4) göre net güçte belli miktarlarda kayıplara neden olur. Alçak gerilim yüklerinin, transformatör kayıpları olmadan yardımcı yüklerin yüzde 15'i olduğu varsayılmıştır. Tüm kayıplar toplanır ve net güç çıkışından çıkarılır [61].

Çizelge 3.4. Transformatör tipleri, verimlilik ve uygulanabilir elektrik yükü.

Trafo	Verim	Elektrik Yükü
24/345 kV	0.997	Transformatör kayıpları olmadan net güç çıkışı
24/4.16 kV	0.995	Transformatör kayıpları olmayan yardımcı yükler
4160/480 V	0.995	Alçak gerilim yardımcı yükleri

### 3.1.4.9. Besleme Suyu Miktarı

Besleme suyu, kazana sağlanan (sub-cooled) sudur. Besleme suyu miktarı, kazan maliyeti ölçeklendirmesinde kullanılan bir parametredir. Bu döngüde kullanılan suyun büyük bir kısmı geri dönüştürülür.

Kazan, üç buhar türbini jeneratörünü beslemek için buhar üretimini iki aşamada gerçekleştirir. Bunlar yüksek basınçlı ilk geçiş (yüksek basınçlı türbine gider) ve orta

basıncılı ikinci geçiş (orta basıncılı trbın ve ardından düşük basıncılı türbine gider) dir. Besleme suyu akışı (yüksek basıncılı besleme), tüm tesis için gerekli olan toplam buhar gücünün bir kısmını temsil eder.

Bir kazan parametresi olan ‘ilk geçiş yüzdesi ', yüksek basıncılı türbine gönderilen buhar gücünün yüzdesini ifade eder. DAY sistemleri için ara ve düşük basıncılı trbınlere gönderilen gücü hesaplamak için NETL modelleri baz alınmıştır. Kazan entalpi farkı NETL modellerinde kazanlar arasındaki entalpi farkının ortalaması alınarak belirlenir. Besleme suyu hesaplaması Denklem (3.21) 'te verilmektedir [61].

$$\dot{m}_{feedwater} = P_{steam} \cdot \%power\ first\ pass \cdot H_{first\ pass} \quad (3.21)$$

$\dot{m}_{feedwater}$  : Kazana sağlanan besleme suyu kütle akış hızı (kg / s)

$P_{steam}$  : Toplam kullanılabilir buhar gücü (kW)

$\% power\ first\ pass$  : Yüksek basınca gönderilen toplam buhar gücü yüzdesi

$H_{first\ pass}$  : kazan boyunca oluşan entalpi farkı (kJ / kg)

### 3.1.5. Yatak İçi Kireçtaşı Enjeksiyonu (SO<sub>x</sub> Kontrolü)

Yatak içi kireçtaşı enjeksiyonu yalnızca DAY sistemlerinde kullanılır ve enjeksiyon verimliliği %94 olarak varsayılmıştır. Yatak içi kireçtaşı enjeksiyonu sırasında sorbent kullanımı ve reaktif hazırlığı için kullanılan elektrik yükü, kireçtaşı akış hızının bir fonksiyonudur. Kireçtaşı akışı Denklem (3.22) ve Sorbent kullanımı ve reaktif elektrik kullanımı Denklem (3.23) de gösterilmiştir [61].

$$\dot{m}_{limestone} = \frac{\%inbed\ SOx\ Eff \cdot (\dot{m}_{SO2} + \dot{m}_{SO3}) \cdot \theta_{CaCO3\ to\ SOx} \cdot MW_{CaCO3}}{\theta_{CaCO3inLime}} \quad (3.22)$$

$\dot{m}_{limestone}$  : Kireçtaşı kazana kütle akış oranı (kg / s)

$\% inbed\ SOx\ Eff$  : Yatak içi kireçtaşı enjeksiyon çıkarma verimliliği, (molar%)

$molX X'$  : n mol akış hızı (mol / s)

$\theta_{CaCO_3 to SO_x}$  : CaCO<sub>3</sub>'ün S'ye stokiyometrik oranı (2.53 mol CaCO<sub>3</sub> / mol S)

$mW_{CaCO_3}$  :CaCO<sub>3</sub>'ün moleküler ağırlığı (100.086 kg / mol)

$\theta_{CaCO_3 in Lime}$  : Kireçtaşındaki CaCO<sub>3</sub>'ün kütle yüzdesi (% kütle)

$$P_{inbed} = \theta_{limestone} \cdot \dot{m}_{limestone} \quad (3.23)$$

$P_{inbed}$  : Yatak içi kireçtaşı enjeksiyonu elektrik gücü kullanımı (kW)

$\theta_{limestone}$  : Sorbent kullanımı ve reaktif için elektrik yük faktörü (20 kW/(kg kireç / sn))

### 3.1.6. Seçici Katalitik İndirgeme- SCR (NO<sub>x</sub> Kontrolü)

Seçici katalitik indirgeme (SCR) sistemleri NO<sub>x</sub> giderimi için amonyak ve bir katalizör kullanır. SCR reaktörü kazanın içine yerleştirilmiştir ve sadece bir amonyak çözeltisi akışı içerir. SCR verimliliği % 86 olarak varsayılmıştır. Amonyak besleme hızını ve elektrik güç yüklerini belirlemeye yönelik hesaplamalar NETL raporlarına dayanmaktadır.Öncelikle, kazandan çıkan baca gazı NO ve NO<sub>2</sub> molar akış hızları hesaplanır (Denklem 3.24) [61].

$$\dot{m}_{NH_3} = \dot{m}_{NO} \cdot \%_{SCR NO_x eff} \cdot 17 + 2 \cdot \dot{m}_{NO_2} \cdot 17 \quad (3.24)$$

$\dot{m}_{NH_3}$  : Amonyak kütle akış hızı (lbm / saat)

$mol_X$  : X bileşeni molar akış hızı (lb-mol / s)

$\% SCR NO_x eff$  : SCR'de giderilen NO<sub>x</sub> yüzdesi (% molar)

Elektrik yükünü belirlemeye yönelik formüller NETL raporlarından alınmıştır. Enjeksiyon pompası % 95 elektrik motor verimliliği, seyreltme üfleyici (amonyak çözeltisini buharlaştırmak için kullanılır) % 95 motor verimliliğine sahiptir (Denklem (3.25)).

$$P_{NH3 inj pump} = \frac{\dot{m}_{aq NH3} \cdot h_{inj pump} \cdot g}{\eta_{inj pump} \cdot 0.95} \quad (3.25)$$

$\dot{m}_{aq NH3}$  : sulu amonyağın SCR'ye kütle akış hızı (kg / s)

$h_{inj pump}$  : pompa tarafından geliştirilen kafa (m)

$g$  : yerçekimi ivmesi (9.81 m / s<sup>2</sup>)

$\eta_{inj pump}$  : enjeksiyon pompası verimliliği (0.8)

$$P_{NH3 blower} = \frac{\dot{m}_{aq NH3}}{\theta_{NH3 to air} \cdot \eta_{fan} \cdot 0.95 \cdot 550 \frac{ft \cdot lb}{hp}} \cdot \left[ \frac{P_{in} \cdot \gamma}{(\gamma - 1) \cdot \rho_{air}} \cdot \left( \frac{P_{out}^{1-\frac{1}{\gamma}}}{P_{in}} - 1 \right) \right] \quad (3.26)$$

$P_{NH3 blower}$  : üfleyici fan elektrik gücü kullanımı (hp)

$\dot{m}_{aq NH3}$  : sulu amonyağın SCR'ye kütle akış hızı (lbm/saat)

$\theta_{NH3 to air}$  : sulu amonyağın havaya kütle oranı (0.03)

$\eta_{fan}$ : fan verimliliği (0,75)

$\gamma$  hava özgül ısı oranı (1.4)

$P_{in}$  : fan girişindeki mutlak basınç (WG (inches of water) birimi, 2299lb/ft<sup>2</sup> = 14,7psia + 35)

$P_{out}$  : fan çıkışındaki mutlak basınç (2117 lb / ft<sup>2</sup> = 14,7 psia)

$\rho_{air}$  : hava yoğunluğu (0,076 lbm / ft<sup>3</sup>)

SCR reaksiyon kimyası Denklem (3.27) ile (3.30)'a göre hesaplanır.

$$\dot{m}ol_{NOout} = \dot{m}ol_{NOin} \cdot (1 - \%_{NOX eff}) \quad (3.27)$$

$$\dot{m}ol_{NO2out} = \dot{m}ol_{NO2in} \cdot (1 - \%_{NOX eff}) \quad (3.28)$$

$$\dot{m}ol_{H2Oout} = \dot{m}ol_{H2Oin} + \frac{6}{4} \cdot \%_{NOX eff} \cdot \dot{m}ol_{NOin} + \frac{6}{2} \cdot \%_{NOX eff} \cdot \dot{m}ol_{NO2in} \quad (3.29)$$

$$\dot{m}ol_{N2out} = \dot{m}ol_{N2in} + \%NOX_{eff} \cdot \dot{m}ol_{NOin} + \frac{2}{3} \cdot \%NOX_{eff} \cdot \dot{m}ol_{NO2in} \quad (3.30)$$

$\dot{m}ol_X$  : X bileşeni molar akış hızı (mol / s)

% NO<sub>X</sub> eff : SCR'de giderilen NO<sub>X</sub> yüzdesi (% molar)

### 3.1.7. Hava Isıtıcı Sızıntısı

Hava ateşlemeli tesisler için, birincil hava fanları ve (forced-draft fan) yüksek emişli fandan gönderilen havanın bir kısmı yanma havası ön ısıtıcısından çıkan baca gazına sızar. Hava ısıtıcı sızıntısı, kazana sağlanan oksidant kütlelerinin % 6'sıdır [61].

### 3.1.8. Kuru Baca Gazı Kükürt Giderme- Kuru FGD (SO<sub>X</sub> Kontrol)

Kuru FGD ünitesi, baca gazındaki SO<sub>2</sub>'yi uzaklaştırmak için, kalsiyum oksit (CaO) ve suyu reaktör kabına enjekte eder. Denklem (3.31)'de gösterildiği gibi bu reaksiyondan hidratlı kalsiyum sülfid (CaSO<sub>3</sub>·H<sub>2</sub>O) oluşur [61].



Hidratlı kalsiyum sülfid, fabric filtrede toplanan uçucu kül olarak baca gazı ile birlikte çıkar. Kuru FGD, SO<sub>X</sub> ayırma verimi %93 olarak varsayılmıştır. Kuru FGD ünitesi için elektrik yükleri, bulamaç akış hızının fonksiyonları olan, sorbent işleme ve reaktif hazırlama yardımcı yükleridir. Bulamaç akış hızlarını belirlemek için öncelikle su kullanımı belirlenir. Su, hem stokiyometrik olarak gerekli hem de reaksiyonun ısısını kontrol etmek için gereklidir.

#### 3.1.8.1. Kuru FGD-Reaksiyon Kimyası

Kuru FGD'den çıkan baca gazı akımlarının molar akış hızlarını hesaplamak için kullanılan denklem (3.32). Kuru FGD ünitesinde kullanılan su baca gazı akımı ile ayrılır [61].



$$\dot{m}ol_{SO_2out} = \dot{m}ol_{SO_2in} \cdot (1 - \%DFGD_{eff}) \quad (3.32)$$

mol SO<sub>2</sub> : X bileşeninin (mol / s) molar akış hızı

% DFGD<sub>eff</sub> : Kuru FGD ünitesinde ayrıştırılan SO<sub>x</sub> yüzdesi (molar %)

### 3.1.8.2. Kuru FGD-Su Gereksinimleri

Reaksiyon sıcaklığının hesaplanması için öncelikle, baca gazını oluşturan gazların entalpilerinin hesaplanması gerekir. Baca gazını oluşturan gazların giriş ve çıkış sıcaklıkları ve izobarik özgül ısı (cp) hesaplanması aşağıda açıklanmıştır [61].

$$c_{pX} = A_X + B_X \cdot \frac{T}{1000} + C_X \cdot \frac{T^2}{1000} + D_X \cdot \frac{T^3}{1000} + E_X \cdot \frac{T^4}{1000} \quad (3.33)$$

Cp<sub>x</sub> : X bileşeninin (J / mol-K) izobarik özgül ısısı

A<sub>X</sub>,B<sub>X</sub>...E<sub>X</sub>: Katsayılar (Çizelge 3.5)

T : Sıcaklık (K)

İzobarik özgül ısının (cp) hesaplanması için Denklem (3.33) kullanılır. A<sub>X</sub>, B<sub>X</sub> ve diğer katsayılar Çizelge 3. 5'de gösterilmiştir. Çıkış sıcaklığı 180°F tir. “Her bir bileşenin molar akış hızları, toplam ısı kaybını göstermek üzere toplanan entalpi farklılıklarını hesaplamak için giriş ve çıkış özgül ısıları ile çarpılır. Isı kaybı, kazana su eklenmesinin sonucudur” [61].

Çizelge 3.5. İzobarik özgül isi hesaplama katsayıları.

	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	O <sub>2</sub>	Ar	N <sub>2</sub>	SO <sub>2</sub>
A	24.9974	30.0920	31.3223	20.7860	28.9864	21.4305
B	55.1870	6.8325	-20.2353	2.8259E-07	1.8540	74.3509
C	-33.6914	6.7934	57.8664	-1.4642E-07	-9.6475	-57.7522
D	7.9484	-2.5345	-36.5062	1.0921E-08	16.6354	16.3553
E	-0.1366	0.0821	-0.0074	-3.6614E-08	1.1700E-4	0.0867

Çizelge 3.6. Oluşum ısıları.

	H (kJ/mol)
CaO	-635.5
SO <sub>2</sub>	-296.7
H <sub>2</sub> O	-285.8
CaSO <sub>3</sub> ·H <sub>2</sub> O	-1,333

Gelen baca gazı ve kimyasal reaksiyon ile ısı oluşur. Oluşum ısıları reaktant ve ürünler için Çizelge 3.6' da reaksiyon ısısının hesaplanması denklem (3.34)'de gösterilmiştir. Reaksiyon ısısının hesaplanması sırasında, ekzotermik reaksiyondan gelen ısı baca gazı entalpi değişikliğine ilave edilir. Bu durum suyu buharlaştırmak için ek ısı gerekliliğine neden olur. Baca gazı ısı ve reaksiyon ısı toplanarak denklem (3.35) ile gösterilen 1 kg suyu ısıtmak ve buharlaştırmak için gereken enerjiye bölünür. Her bir bileşenin molar akış hızları, toplam ısı kaybını göstermek için toplanan entalpi farklılıklarını hesaplamak için giriş ve çıkış spesifik ısıları ile çarpılır [61].

$$Q_{reaction} = \dot{m}_{CaSO_3H_2O} \cdot [(h_{CaSO_3H_2O}) - (h_{SO_2} + h_{CaO} + 0.5 \cdot h_{H_2O})] \quad (3.34)$$

$Q_{reaksiyon}$ : reaksiyon ısı (kJ)

$\dot{m}_{CaSO_3H_2O}$ : hidratlanmış kalsiyum sülfidin (mol / s) molar akış hızı

$h_x$ : X bileşeni (kJ / mol) için oluşum ısı

$$\Delta h_{H_2O} = h_{fH_2O} + c_{pH_2O} (T_{out} + T_{h_2o in}) \quad (3.35)$$

$\Delta h_{H_2O}$ : suyu ısıtmak ve buharlaştırmak için gereken ısı (kJ / kg)

$h_{fH_2O}$ : su için gizli buharlaşma ısı (2260 kJ / kg)

$c_{pH_2O}$ : suyun özgül ısı (2.32601 kJ / kg-K)

$T_{out}$ : baca gazı çıkış sıcaklığı (355.37K = 180°F)

$T_{in}$ : bulamaç suyu sıcaklığı (284.82K = 53°F)

$$P_{dryFGDhandle} = \theta_{dryFGDhandle} \cdot \dot{m}_{slurry} \quad (3.36)$$

$P_{dryFGD handle}$  : yatak içi kireçtaşı enjeksiyonu elektrik gücü kullanımı (kW)

$\theta_{dryFGD handle}$ : sorbent kullanımı ve reaktif için elektrik yük faktörü (20 kW / (kg kireç / sn))

### 3.1.9. Fabric Filtre (Partikül Madde ve Kül Kontrolü)

Fabric filtre, baca gazı uçucu külü, partikül maddeyi (PM) ve oksitlenmiş cıvaların tutulumunu sağlar. Kömür külü analizleri partikül maddenin tutulumunun modellenmesinde kullanılır. Yanma ürünlerinin hesaplanması ile partikül boyutu dağılımı belirlenir. Kül işleme için elektrik kullanımı kg / s kül başına 106.3 kWe ve yardımcı yükler için elektrik kullanımı kg / s kül başına 17.44 kWe'dir. Uçucu kül tutulum verimi % 99,8 'dir [61].

### 3.1.10. Cebri Çekme Fanı (Induced-Draft Fan)

Cebri çekme fanı, baca gazını kazandan sonra hareket ettirmek için kullanılan bir fanıdır. Cebri çekme fanı elektrik yükü, baca gazı sıcaklığı, giriş basıncı, gerekli çıkış basıncı, baca gazı hacimsel akışı ve mekanik verimliliği gibi parametrelerle değişebilen bir değerdir. Sıcaklık, kuru FGD ünitesi ile uyumlu olarak 180°F'dir. Giriş basıncının belirlenmesi için iki önemli parametre göz önüne alınır. Bunlar, kazan baca gazı çıkış basıncı ve sistemde basınç düşüşüne neden olabilecek kontrol ekipmanları (kuru FGD, fabric filtre)dır. Basınç düşüşleri tahminleri NETL raporlarına göre Çizelge 3.7'de verilmiştir. Gerekli çıkış basıncı, FGD ünitesinin alt akışındaki basınç düşüşlerinin bir fonksiyonudur. Fanda 20°F sıcaklık artışı olduğu varsayılmıştır [61].

Çizelge 3.7. Tesis emisyon kontrol ekipmanlari basınç düşüşü.

Kontrol Ekipmanı	Basınç Düşüşü (psi)
Fabric filtre	0.2
Dry FGD	0.4

Hacimsel akış hızı, ortalama giriş -çıkış sıcaklığı ve giriş basıncı ile Denklem (3.18) ideal gaz denklemi kullanılarak hesaplanır. Fan gücünü hesaplamak için Denklem (3.26) kullanılır, bu denklemde özgül ısıların oranı 1.2 alınır. Denklemde kütle akış hızı olarak cebri çekme fan giriş havası kütle akış hızı ve amonyakın hava terimine kütle oranı denklemden çıkarılarak hesaplanır.

### **3.1.11. Karbon Tutma Ünitesi**

Bu bölümde, Monoetanolamin (MEA) bazlı karbon yakalama ünitesi ve oksijenleme prosesi karbon yakalama ünitesi karbon tutulum hesaplamaları açıklanmıştır.

#### **3.1.11.1. MEA Bazlı CO<sub>2</sub> Tutma Tesisi**

MEA bazlı karbon yakalama tesisinde, baca gazındaki CO<sub>2</sub>'yi absorplamak için MEA kullanılır. Buhar yardımıyla absorplanan CO<sub>2</sub> başka bir tanka ayrıştırılarak, kompresörler yardımıyla boru hattına iletilir. Amin bazlı CO<sub>2</sub> yakalama tesisinde hesaplanması gereken ana yükler, proses buharı (düşük basınçlı türbinin yukarı yönlü proses buharı), pompa ekipman vb. proses yardımcı yükleri, kompresör elektrik sarfıyatı ve tüm soğutma yükleridir. MEA prosesi ve kompresör soğutma yükleri ıslak tip soğutma kulesine göre ele alınmıştır. MEA bazlı CO<sub>2</sub> tutma tesisi %90 CO<sub>2</sub> yakalama performansına sahiptir [61].

#### **Buhar ve Elektrik Yükleri**

MEA bazlı CO<sub>2</sub> tutma tesisi buhar sarfıyatı, prosese gönderilen kg CO<sub>2</sub>'ye kg buhar oranı (1,3 kg buhar / kg CO<sub>2</sub>) kullanılarak hesaplanır. Düşük basınçlı türbin boyunca entalpi hesaplaması Denklem (3.37), buhar kütlesi akış hızının, düşük entalpi ile çarpılması ile hesaplanmıştır. Buhar ve entalpi faktörleri, NETL raporlarından alınmıştır. MEA bazlı CO<sub>2</sub> tutma tesisi buhar sarfıyatı, mevcut buhar çevriminin üretiminden sağlandığı için, yönlendirilen buhar enerjisi, buhar döngüsünde mevcut olan buhar enerjisinden çıkarılır.

MEA bazlı CO<sub>2</sub> tutma tesisi yardımcı yükleri, MEA prosesine giren CO<sub>2</sub>'nin her bir molü için saniye başına 5.3411 kWe yük faktörü kullanılarak hesaplanmıştır [61].

$$\Delta H_{LPTurbine} = (\dot{m}_{CO_2 in} \cdot 0.03 + 470) \frac{btu}{lbm} - \text{for 100\% coal feedstock}$$

$$\Delta H_{LPTurbine} = (\dot{m}_{CO_2 in} \cdot 0.003 + 620) \frac{btu}{lbm} - \text{for any amount of co-firing biomass} \quad (3.37)$$

$\Delta H_{LPTurbine}$  : Düşük basınçlı türbin boyunca entalpi (BTU/lbm)

$\dot{m}_{CO_2 in}$  : MEA sistemi CO<sub>2</sub> molar akış hızı

Kompresöre giren CO<sub>2</sub> hacimsel akış hızı ideal gaz denklemi ile hesaplanır. CO<sub>2</sub> hacimsel akış hızı kompresör elektrik yükü hesaplanmasında kullanılır. Denklem (3.18)'de basınç için 0.16 MPa ve sıcaklık için 69°F değerleri kullanılır. Elektrik yük faktörü, tutulan CO<sub>2</sub>'in m<sup>3</sup>/s'si başına 810 kW'dir.

Soğutma yükü, ısı yük faktörleri kullanılarak hesaplanır. Sıcak baca gazı prosesi 1420 Btu / lbm CO<sub>2</sub> (yukarı akış -SO<sub>x</sub> kontrolü yok) ve düşük sıcaklık baca gazı prosesi 1310 btu / lbm CO<sub>2</sub> dir. Bu soğutma yükü, tesis soğutma hesaplamalarında kullanılır [61].

### **SO<sub>2</sub> Parlatma (SO<sub>2</sub> Polishing)**

MEA bazlı CO<sub>2</sub> tutma prosesinde, SO<sub>2</sub> konsantrasyonunun milyon hacim başına 10 kısımdan (ppmv) az olması gerekir. Bu durum ısıya kararlı tuzların oluşumunu azaltmak içindir. Baca gazı akımının her bir bileşeni için hacimsel akış hızı Denklem (3.18) kullanılarak, basınç değeri 0.1 Mpa, sıcaklık değeri 150°F alınarak hesaplanır [61].

$$\dot{V}_{SO_2} = (\dot{V}_{gas} + \dot{V}_{gas} \cdot 10 \cdot 10^{-6}) \cdot 10 \cdot 10^{-6} \quad (3.38)$$

$\dot{V}_{SO_2}$ : MEA bazlı sisteme gönderilen SO<sub>2</sub>'nin hacimsel akış hızı (m<sup>3</sup> / s)

$\dot{V}_{Gaz}$  : MEA bazlı sisteme gönderilen tüm bileşenlerin hacimsel akış hızı (m<sup>3</sup> / s)

SO<sub>2</sub> konsantrasyonunun 10 ppmv düzeyinde tutularak SO<sub>2</sub> akışı Denklem (3.38) ile hesaplanır. Hacimsel akış hızı kütle akış hızına dönüştürülür. Bunun için ideal gaz yasası ve yukarıda belirtilen sıcaklık ve basınç değerleri kullanılır.

### 3.1.11.2. Oksiyanma

Oksiyanma prosesinde oluşan baca gazının çoğunluğunun CO<sub>2</sub>'den oluşması baca gazının doğrudan bir sıkıştırma / kurutma / arıtma sistemine gönderilmesini sağlar. Oksiyanma proseslerinde baca gazı; kazana geri dönüştürülme; yakalama prosesine gönderilme ve bypass işlemlerine tabi tutulur. Baca gazının bir miktarı öncelikle kazana geri dönüştürülür. Baca gazı geri dönüşüm oranı, baca gazının ne kadarlık kısmının kazana geri döneceğini belirler. Kazana döndürülmeyen baca gazının bir kısmı tutulumun sağlanması için kompresörlere bir kısımda daha düşük oranlarda karbon yakalama oranları istendiğinde bypass akışı ile bacaya gönderilir. Kompresör yük faktörü 19,49 kWe/ (yakalanan mol CO<sub>2</sub>) dir [61].

### 3.1.11.3. Atık Su (Water knockout)

MEA bazlı ve oksiyanmalı karbon tutulumu ünitelerinde, baca gazından tutulan su ayrıştırılarak, ıslak soğutma kulesine geri dönüştürülür. Baca gazındaki suyun uzaklaştırılması, MEA bazlı sistemler için su atık miktarı 0.0244 kg H<sub>2</sub>O / kg baca gazı, oksiyanma prosesleri için 0.000064 kg H<sub>2</sub>O / kg dir. Denklem (3.39) belirli bir akımdaki suyun kütle akış hızını hesaplar. Soğutma kulesine geri dönüştürülen atık suların kütle akış hızını hesaplamak için gelen suyun kütle akış hızından çıkarılır [61].

$$\dot{m}_{H_2O} = \frac{\dot{m}_{gas} \cdot \theta_{H_2O in gas}}{1 - \theta_{H_2O in gas}} \quad (3.39)$$

$\dot{m}_{H_2O}$ : belirli bir gaz akışındaki suyun kütle akış hızı (kg / s)

$\dot{m}_{Gaz}$ : Belirli bir gaz akışında su dışındaki tüm bileşenlerin kütle akış hızı (kg / s)

$\theta_{H_2O in Gaz}$ : Belirli gaz akışındaki suyun gazdaki fraksiyonu (kg su / kg gaz)

### 3.1.12. Tesis Soğutma

Bu bölümde tesis soğutma şekli olarak seçilen, bir ıslak soğutma kulesi ve hava soğutmalı bir kondansatörden oluşan hibrit soğutma sisteminin elektrik yükleri ve su kullanımını hesaplanmıştır.

#### 3.1.12.1. Su Soğutmalı Kondenser / Islak Soğutma Kulesi

Su soğutmalı kondenser ve yardımcı ısı yüklerini dağıtmak için gereken sirkülasyon suyu oranı hesaplanır. Hesaplama yöntemleri, denklem ve kabuller NETL raporlarından alınmıştır. Dolaşımdaki su pompalama gücü, sirkülasyondaki su sıcaklığında 20°F'lik bir farklılığın olduğunu ve özgül ısı değerinin 1 btu / lbm-°F'lik varsayımı ile Denklem (3.40) kullanılarak hesaplanır. Sirkülasyondaki su daha sonra ısıtılmış suyu sabit bir oranda (0,85 lb su/ lb ortam havası) soğutmak için, 59°F olduğu varsayılan ortam havasını çeken ıslak soğutma kulesine geri döner. Islak soğutma kulesi fan gücü Denklem (3.41) kullanılarak hesaplanır [61].

$$P_{CWpump} = \frac{\dot{m}_{CW} \cdot h_{pump}}{\frac{60 \text{ s}}{\text{hr}} \cdot \frac{550 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}}{\text{hp}}}{\text{s}} \cdot \mu_{pump} \cdot 0.95} \quad (3.40)$$

$P_{CWpump}$  : Sirkülasyonlu su pompaları için gerekli elektrik gücü (hp)

$\dot{m}_{CW}$  : Sirkülasyonlu su kütle akış hızı (lbm / dak)

$h_{pump}$  : Pompa basma yüksekliği (85 ft)

$\mu_{pump}$  : Pompa mekanik verimliliği (% 80)

$$P_{towerfan} = \frac{0.148 \cdot T_{drybulb} \cdot \dot{V}_{air} \cdot \log\left(\frac{P_{out}}{14.7}\right)}{520 \cdot \mu_{fan} \cdot 0.95} \quad (3.41)$$

$P_{towerfan}$  : Islak soğutma kulesi fanları elektrik gücü (hp)

$T_{drybulb}$  : Ortam havası kuru termometre sıcaklığı (59 °F)

$\dot{V}_{air}$  : Havanın hacimsel akış hızı (scfm)

$P_{out}$  : Fan tahliye basıncı (H<sub>2</sub>O artışının 0,5 inç olduğunu varsayarak 14,72 psia)

$\mu_{fan}$  : Fan mekanik verimliliği (% 75)

Islak soğutma kulesi hesaplamalarında sabit faktörler ve sirkülasyondaki su oranı kabulleri aşağıdaki gibi özetlenebilir. Suyla soğutma toplam su talebi, sürüklenme, buharlaşma ve blöfden kaynaklanan kayıpların toplamıdır [61].

Sürüklenme (Dirift): Sirkülasyondaki su oranının yüzde 0.0010'u kabul edilmiştir.

Buharlaşma Kayıpları: Sıcaklıktaki 10°F değişim başına sirkülasyondaki su akış hızının yüzde 0.8'i buharlaşma kaybı olarak varsayılmıştır.

Blöf (Blowdown) kayıpları: Konsantrasyon döngüleri, soğutma kulesinde suyun yeniden kullanımının bir ölçüsüdür. Konsantrasyon döngüsü 4 olarak varsayılmıştır. Buharlaşma kayıpları, eksi 1 konsantrasyon döngülerine bölünür.

### 3.1.12.2. Hava Soğutmalı Kondenser (Air-Cooled Kondensör)

Hava soğutmalı kondenser fan gücü, ıslak soğutma kulesi fan gücünün 3,5 katıdır. Denklem (2-68)'de, ıslak soğutma kulesi fan gücü değeri 3.5 ile çarpılır [61].

### 3.1.12.3. Zemin ve Yüzeysel Su Pompası Gücü

Şebeke su çekme yüzdesi %50, yüzeysel ve yeraltı suyu kaynaklarından gelen su çekme yüzdesi %50'dir. Belediye şebeke su kaynaklarının gerekli basınçta olduğu varsayılır. Yüzeysel ve yeraltı suyu kaynaklarından suyun tesise pompalanması için su pompası yükleri denklem (3.42) ve denklem(3.43) kullanılarak hesaplanır [61].

$$P_{Gnd\ pump} = \frac{\dot{m}_{withdrawal} \cdot (1 - \%_{municipal}) \cdot \%_{gndwater} \cdot (h_{depth} + h_{pump})}{\frac{3600\ s}{hr} \cdot \frac{550\ \frac{ft \cdot lb}{s}}{hp} \cdot \mu_{pump} \cdot 0.95} \quad (3.42)$$



$P_{Gnd\ pump}$  : Yeraltı suyu pompaları için gerekli elektrik gücü (hp)

$\dot{m}_{withdrawal}$  : su çekilmesinin kütle akış hızı (su özetinden lbm / saat)

$\%municipal$  : % belediye kaynağından gelen su çekme yüzdesi

$\%gndwater$  : % yeraltı suyundan gelen geri kalan su çekme yüzdesi

$h_{pump}$  : pompa basma yüksekliği (230,6 ft)

$h_{depth}$  : yeraltı suyu derinliği (500 ft)

$\mu_{pump}$  : pompa mekanik verimliliği (% 80)

$$P_{Surf\ pump} = \frac{\dot{m}_{withdrawal} \cdot (1 - \%municipal) \cdot (1 - \%gndwater) \cdot (h_{pump})}{\frac{3600\ s}{hr} \cdot \frac{550\ \frac{ft \cdot lb}{s}}{hp} \cdot \mu_{pump} \cdot 0.95} \quad (3.43)$$

$P_{Gnd\ pump}$ : Yeraltı suyu pompaları için gerekli elektrik gücü (hp)

$\dot{m}_{withdrawal}$  : Çekilen suyun kütle akış hızı (su özetinden lbm / saat)

$\%municipal$  : Şebeke kaynağından gelen su çekme yüzdesi

$\%gndwater$  : Yeraltı suyundan gelen geri kalan su çekme yüzdesi

$h_{pump}$  : Pompa basma yüksekliği (230,6 ft)

$\mu_{pump}$  : Pompa mekanik verimliliği (% 80)

### 3.1.13. Su Kullanımı

Santralin tüm su talepleri 5 bölümde özetlenir.

- Talep - Proses için gerekli su gereksinimi
- Dahili geri dönüşüm- Belirli bir prosesde geri dönüştürülen suyu ifade eder. Dahili olarak geri dönüştürülen suyun tamamı ıslak soğutma kulesine yönlendirilir.
- Ham su (Raw-water ) ilavesi- Prosesin gerektirdiği ham suyun çekilmesidir.
- Proses suyu deşarjı - Bir prodesten çıkarılan geri dönüştürülemeyen suyu ifade eder. Proses tarafından deşarj edilir.

- Ham su tüketimi - Proses tarafından kullanılan sudur. Ham su (Raw-water ) ilavesinden proses suyu deşarjı çıkartılarak hesaplanır [61].

### **3.2. PERFORMANS MODELİ INPUT-OUTPUT PARAMETRELERİ**

PPFM Performans modelinde, sistem konfigürasyonunu belirlenmesi ve gaz işleme ekipmanlarının tanımlanması ve kullanılacak yakıt özellikleri anahtar girdi parametrelerdir. Örnek Model Input Özet Sayfası (Oksi-DAY) Ekran Görüntüsü Şekil 3.8'de gösterilmiştir.

Modelin ana input değeri, santral için girilen termal input (HHV) değeridir. Diğer tüm input ve output değerleri, elektrik santralının seçilen konfigürasyonu ile birlikte bu girdi temel alınarak ölçeklendirilir. Model için kullanılacak yakıtın ısıl değerleri ve elementel analiz girdileri de önemli input girdilerindedir. Şekil 3.8 Örnek Model Input özet sayfasında görüldüğü gibi, model farklı türdeki elektrik santrallerini hava veya oksijenleme ateşleme seçeneği ile modelleyebilmektedir. Tesis tipi, farklı emisyon kontrol teknolojileri, santral soğutma türü ve su kaynakları da model üzerinde seçilebilmektedir.

Şekil 3.9'da modelden elde edilen 'Örnek output özet sayfası (Oksi-DAY) ekran görüntüsü' gösterilmiştir. Tesis performans özeti, yakıt besleme hızları, yardımcı yükler, su kullanımı, hava emisyonları ve tesis maliyetleri output özet sayfasında ayrıntılı olarak belirtilmiştir. Output değerleri özet sayfası input parametrelerine göre dinamik olarak güncellenir.

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	
1										
2	Feedstock				Air separation unit (oxy-firing)					
3	Bituminous Coal	0%	Total: 100%		Status	1	0 - Off, 1 - On			
4	Sub-bituminous Coal	0%								
5	Lignite Coal	0%								
6	Hybrid Poplar	0%			Plant					
7	Switchgrass	0%			Plant Type	4	1 - Subcritical Pulverized Coal (PC)			
8	Corn Stover	0%					2 - Supercritical Pulverized Coal (SCPC)			
9	Forest Residue	0%					3 - Ultra-supercritical Pulverized Coal (USCPC)			
10	Custom Coal	100%					4 - Circulating Fluidized Bed (CFB)			
11	Torrefied biomass	0		0 - Off, 1 - On		Thermal input (HHV)	1952	MWt		
12	Biomass target moisture level	0%		Range: 0 to 00%			6.661	MMBtu/hr	1952000,000	kWt
13	NOx controls				SOx controls					
14	Selective Catalytic Reduction	1	0 - Off, 1 - On		Wet FGD	0	0 - Off, 1 - On			
15	SCR efficiency	86%	Default: 86%		SOx removal efficiency	0%	molar percent, Default 98%			
16										
17	Fly ash and particulate matter controls				Dry FGD	1	0 - Off, 1 - On			
18	Fabric Filter	1	0 - Off, 1 - On		SOx removal efficiency	93%	molar percent, Default 93%			
19	Ash removal efficiency	99,8%	Default: 99.8%							
20	Electrostatic Precipitator	0	0 - Off, 1 - On		In-bed limestone injection	1	0 - Off, 1 - On (to be used only with CFB boiler)			
21	Ash removal efficiency	0,0%	Default: 99%		SOx removal efficiency	94%	molar percent, Default: 94%			
22										
23	Carbon dioxide capture									
24	Status	1	0 - Off, 1 - On		Plant cooling					
25	If ASU is off, CO2 capture is amine-based.				Wet cooling tower/Hybrid Condenser	1	0 - Off, 1 - On			
26	Capture bypass	10%	Default: 0%			50%	Percentage Air-Cooled Condenser (Default 0%)			
27										
28	Mercury control				Once-through cooling	0	0 - Off, 1 - On			
29	Filter/ESP co-benefit cap. Rate	0,0%	Default: 70.2%		Allowable temperature increase	20	°F, default 60°F			
30	Wet FGD co-benefit cap. Rate	0,0%	Default: 70.2%		Power Plant Capacity Factor	0,85	Capacity factor used for yearly operating costs			
31	Activated Carbon Injection	0	Default: 0		Municipal Water Usage	50%	% water withdrawn from municipal source (Default 0%)			
32					Ground Water Percent	100%	% of remaining water withdrawn from ground (Default 50%)			

Şekil 3.1. Örnek input özet sayfası ekran görüntüsü (Oksi-DAY).

Emissions									
		kg/hr	kg/MWh_gross	kg/GJ	kg/MWh_net	lbm/hr	lbm/MWh_gross	lbm/MMbtu	lbm/MWh_net
33	CO <sub>2</sub>								
34	Stack	68.430	85	10	124	150.861	188	23	274
35	Captured	615.866	768	88	1119	1.357.752	1.694	204	2.468
36	Recycled	835.685	1.043	125	1519	1.842.371	6.536.449	277	3.349
37									
38	SO <sub>2</sub>								
39	Stack	3	0,0032	0,0004	0,0047	6	0,0070	0,0008	0,0103
40	NOx								
41	Stack	2	0,0031	0,0004	0,0045	5	0,0068	0,0008	0,0099
42	Particulate Matter								
43	Stack	156	0,195	0,0222	0,2834	344	0,4289	0,0516	0,6248
44	Mercury								
45	Stack	0,000	1,00E-07	1,14E-08	1,46E-07	0,000	2,21E-07	2,66E-08	3,22E-07
46									

Performance Summary		
Gross power	801,574	MW
Net power	550,193	MW
Net plant efficiency (HHV)	28,2%	
Net plant heat rate (HHV)	12.772	kJ/kWh
	12.106	btu/kWh
As-received coal/torrefied biomass feed rate	386.662	kg/hr
Auxiliary loads		
Coal Handling and Conveying	648	kW
Pulverizers	213	kW
Biomass Processing	0	kW
Biomass Handling	0	kW
Baghouse/ESP	377	kW
Ash Handling	3.263	kW
Primary/Forced Draft Fans	12.895	kW
Induced Draft Fans	0	kW
SCR	18	kW
FGD	484	kW
FGD Sorbent Handling and Reagent Prep	499	kW
Amine Capture Plus Auxiliaries	0	kW
CO2 Compression	75.771	kW
ASU Compressor & Aux	138.878	kW
Misc Balance of Plant	2.000	kW
Steam Turbine Auxiliaries	400	kW
Condensate Pumps	1.057	kW
Circulating Water Pumps	4.532	kW
Ground/Surface Water Pumps	336	kW
Cooling Tower and Air-cooled Cond Fans	8.076	kW
Transformer Losses	3.085	kW
<b>Total</b>	<b>252.531</b>	<b>kW</b>
Water usage		
Raw Water Makeup	14	m <sup>3</sup> /min
	3.706	gpm
Process Water Discharge	4	m <sup>3</sup> /min
	1.031	gpm
Water Consumption	10	m <sup>3</sup> /min
	2.675	gpm

Şekil 3.2. Özet sayfası-örnek emisyon ve performans output değerleri ekran görüntüsü (Oksi-DAY).

## BÖLÜM 4

### CO<sub>2</sub> TUTULUMU MALİYET TAHMİN METHODOLOJİSİ VE MALİYET KATEGORİLERİ

Global endüstriyel kuruluşlar ve devlet kuruluşları CCS maliyetlerinin daha sistematik analiz edilebilmesi ve tahminlerin tutarlı ve tek bir formatta toplanabilmesi için maliyet prosedürleri ve kılavuzları geliştirmiştir. Bu kuruluşlar arasında, the ElectricPower Research Institute (EPRI), the U.S. Department of Energy's National Energy Technology Laboratory (DOE/NETL), the International Energy Agency Greenhouse Gas Programme (IEAGHG), European Zero Emissions Platform (ZEP) program, and the GlobalCarbon Capture and Storage Institute (GCCSI) gösterilebilir. Rubin vd. metodoloji ve varsayımlar arasındaki farklılıkları çalışmasında belirtmiştir [63].

Farklı proses alanlarının değerlendirilmesinde farklı sermaye maliyeti tahmin yöntemleri kullanılmaktadır. Bunlar aşağıdaki gibi özetlenebilir.

- Satıcı fiyat teklifleri / teyitleri;
- Maliyetlendirme yazılımları (ör. Aspen, HYSYS);
- Önceki tasarım/yapım projeleri ve referanslardan gelen ölçeklendirilmiş maliyet tahminleri;
- Tesis tasarımı/maliyet referanslarından maliyet korelasyonları [64].

Önceki tasarım/yapım projeleri ve referanslarından gelen ölçeklendirilmiş maliyet tahminleri ve satıcı teklifleri kullanılarak maliyet tahminleri yapıldığında, maliyetler küresel olarak onaylanmış firmalar tarafından geliştirilen ayrıntılı işlem simülasyonlarına dayanmaktadır [64].

Bu çalışmada NETL tarafından hazırlanan “Quality Guidelines for Energy Studies Cost Estimation Methodology for NETL Assessment of Power Plant Performance” maliyet tahmini metodolojisi olarak kabul edilmiştir. Kaynak olarak kullanılan NETL’in QGESS serisi, maliyet prosedürleri ve kılavuzları hakkında daha ayrıntılı bilgi içermektedir [65][66].

Genel Terminoloji, Sermaye yatırımını oluşturan alt maliyetler, işletme ve bakım (O&M) maliyetleri için tahmin metodolojisi aşağıda açıklanmıştır. Ayrıca önemli ekonomik göstergeler ve indirgenmiş nakit akış analizi de özetlenmiştir.

#### **4.1. CCS MALİYET TERMİNOLOJİSİ**

CCS maliyet tahminlerinde tanımlanan bazı ekonomik ve finansal terimler şunlardır:

##### **4.1.1. Sermaye Harcama Dönemi (Capital Expenditure Period)**

Sermaye Harcama Dönemi, minimum inşaat süresini içeren sermaye maliyetlerinin harcanacağı yıl sayısıdır. Beş yıllık sermaye harcama dönemi, kömür bazlı enerji santralleri gibi karışık prosesler için uygundur. Sermaye harcama dönemi 36,48 yada 60 aydan oluşabilir. Tesis üretiminin başlangıç kabul edilen yılın ilk günü, 1 Ocak'ta başlayacağı varsayılır.

##### **4.1.2. Sabit (Gerçek) veya Nominal (Current) Parasal Değerler**

“Maliyet tahminleri yapılırken hesaplamaların sabit (real) yada nominal (current) parasal değerlere karşılık geldiği belirtilmelidir. Sabit (real) parasal değerler enflasyon etkisindeki artışları gözardı ederken nominal (current) parasal değerler enflasyon artışlarının da hesaplamalara dahil edilmesiyle bulunmaktadır. Son yıllarda yapılan çoğu maliyet tahminleri ‘nominal (current)’ parasal değerlere dayanmaktadır. DOE/NETL tarafından yapılan enerji santralleri maliyet tahmin raporlarında bu değer yıllık %3 olarak kabul edilmektedir. Bu kabul LCOE değerinde oldukça önemli bir artış kaydeder [63].

### **4.1.3. Sabit Ücret Faktörü (Fixed Charge Factor) (Sermaye Yüğü Faktörü )**

‘Sabit (gerçek) veya nominal (current) parasal değerlerin kabul edilmesi hesaplamalardaki faiz oranını da etkilemektedir. Bu oran proje ömrü ile birlikte sabit ücret faktörü’nü hesaplamak için kullanılır. Sabit ücret faktörü, elektrik satışlarından elde edilen gelirle geri kazanılması gereken toplam yıllık sermaye maliyetini hesaplamak için kullanılır [63].

### **4.1.4. Eskalasyon Faktörü (Escalation Factor)**

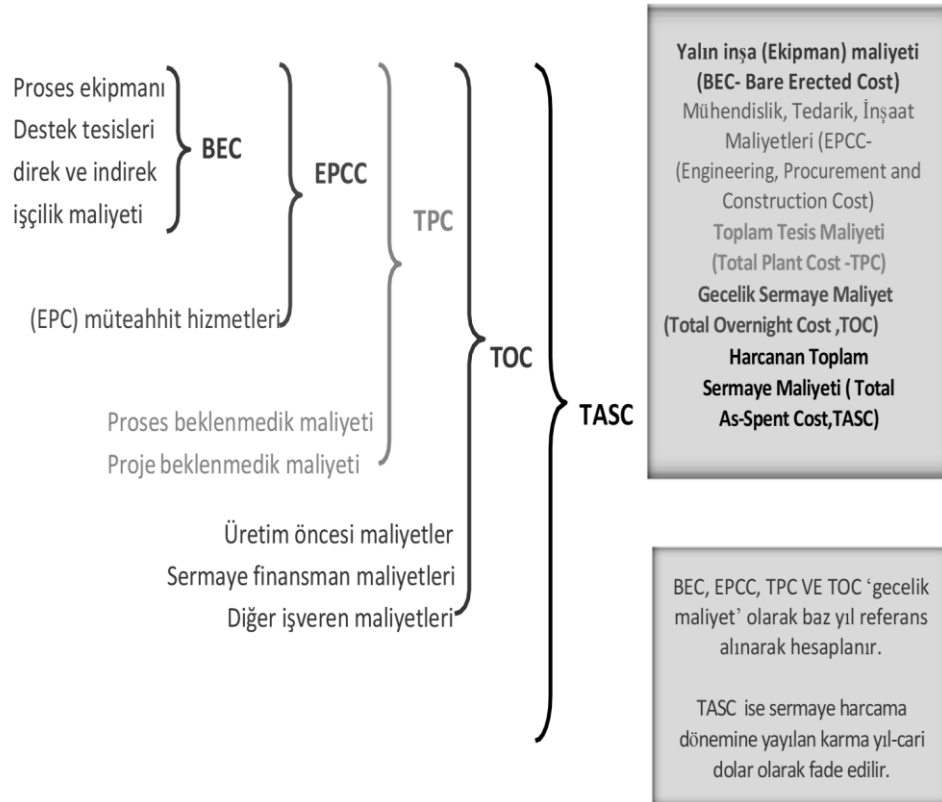
CCS ekonomisi kapsamında, belirli maliyet kalemleri için fiyat artışları da maliyet tahminlerine dahil edilebilir. Örneğin, tesis inşa sürecinde maliyetlerde meydana gelebilecek artışlar, tesisin çalışması sırasında yakıt maliyetlerinde oluşabilecek artışlar, O&M maliyetinin bazı kalemlerindeki artışlar, elektrik fiyatlarında meydana gelebilecek artışların dikkate alınması gerçek bir ekonomi oluşumu için önemlidir. Bu amaçla belirlenecek eskalasyon faktörü değeri çok dikkatlice seçilmelidir. Çünkü eskalasyon faktörü seçilen enflasyon oranı ile birleştğinde maliyetler daha da artacağından uygulanan küçük bir eskalasyon faktörü bile proje ömrü boyunca oluşacak büyük maliyet farklılıklarına neden olabilir [63].

## **4.2. SERMAYE MALİYETİ**

Bu çalışmada kabul edilen ‘Quality Guidelines for Energy Studies Cost Estimation Methodology for NETL Assessment of Power Plant Performance,' maliyet tahmin metodolojisine göre Sermaye maliyetini hesaplamak içinbeş ana bölüm hesaplanmıştır (Şekil 4.1).

- Yalın inşa (Ekipman) maliyeti (Bare Erected Cost - BEC)
- Mühendislik, Tedarik, İnşaat Maliyetleri (EPCC- Engineering, Procurement, and Construction Cost)
- Toplam Tesis Maliyeti (TTM) (TotalPlant Cost-TPC)
- Toplam Gecelik Maliyet (Total Overnight Cost-TOC)
- Toplam Sermaye Gereksinimi (Total as-spent cost -TASC)

BEC, EPCC, TPC ve TOC gecelik maliyetolarak kabul edilir. Gecelik maliyet, proje inşaatının "bir gecede" tamamlanmış kabul edildiği ve inşaat sırasında maliyetler üzerinde herhangi bir faizin gerçekleşmediği kabulü ile hesaplanır. Bunun anlamı belirli bir baz yıl için tanımlanan maliyetlerdir. Herhangi bir artıştan etkilenmezler. Burada ifade edilen baz yıl, sermaye için yapılan harcamaların başladığı ilk yılı ifade eder (first year of capital expenditure). Bu çalışmada baz yıl olarak 2015 yılı seçilmiştir. Toplam Sermaye Gereksinimi (TASC) isesabit bir yıl baz alınarak hesaplanmaz. Beş yıllık sermaye harcaması periyodunun tamamında, (current-year dolar) nominal parasal değer olarak ifade edilir. Yani Toplam Sermaye Gereksinimi (TASC) hesaplanırken enflasyon artışları maliyete yansıtılır. Ayrıca sermaye yükü faktörü (capital charge factor) ile COE’de enflasyon artışları dahil edilir. Faiz ve maliyet artışları sermaye harcaması periyoduna ve finansman senaryosuna göre değişir [67].



Şekil 4.1. Sermaye yatırımını oluşturan kademeler [65].



#### **4.2.1. Yalın İnşa (Ekipman) Maliyeti (Bare Erected Cost)**

Proje maliyet tahminlerinin ilk adımı ekipman maliyetinin hesaplanmasıdır. Yalın inşa maliyeti olarak da bilinen bu değer, genel olarak kurulum için gerekli olan tüm işgücü, ekipmanlar ve destek tesislerin (ofisler, laboratuvarlar, yol vb) maliyetini kapsar. Ekipman listeleri ve destek tesislerin maliyeti genel olarak yüklenici firmalar tarafından belirlenen fiyatlardır. Ekipman monte işçilik maliyetleri ise kurulacak olan bölgelere göre değişkenlik gösterebilir. BEC gecelik maliyet olarak kabul edilir ve belirli bir baz yılına göre hesaplanır. Bu nedenle inşaat sırasında oluşabilecek fiyat artışları ve faizi içermemektedir [63][65].

#### **4.2.2. Mühendislik, Tedarik, İnşaat Maliyetleri (EPCC)**

Sermaye maliyeti hesaplamalarında NETL gibi bazı kuruluşlar bir ara değer hesaplaması daha yapar. Bu değer, Mühendislik, Satın Alma ve İnşaat (EPCC) (Engineering, Procurement and Construction cost) maliyetidir. Mühendislik hizmetleri için ek ücretler BEC'in bir yüzdesi olarak tanımlanır. Bu ücretlerin ve BEC'nin toplamı, sermaye maliyeti tahminlerinde ara değer olarak tanımlanan Mühendislik, Tedarik ve İnşaat (EPC) maliyetini verir. EPC hizmetleri, ayrıntılı tasarım, müteahhit firmaların izinleri ve proje- inşaat yönetimi maliyetlerini içerir. Yalın inşa (Ekipman) maliyeti (BEC)ve mühendislik hizmetlerimaliyeti (mühendislik,Tedarik ve inşaat müteahidi tarafından sağlanan hizmetler) toplanarak hesaplanır.Mühendislik hizmetleri maliyeti, yalın inşa (Ekipman) maliyeti'nin %8-10'u olarak hesaplanır.EPCC baz dolar yılı kabul edilerek hesaplanan gecelik bir maliyettir.Bu nedenle inşaat sırasında oluşabilecek fiyat artışları ve faizi içermemektedir [65],[63].

#### **4.2.3. Toplam Tesis Maliyeti (TTM) (TotalPlant Cost -TPC)**

Toplam Tesis Maliyeti (TTM), EPCC maliyeti ile beklenmedik maliyetlerin (yedek akçe) (Contingency costs) toplamını ifade eder.TTM, bir baz yılına göre hesaplanan gecelik maliyettir, bu nedenle inşaat sırasında oluşabilecek fiyat artışları ve faizi içermemektedir.

#### 4.2.3.1. Beklenmedik Durum Maliyetleri (Yedek Akçe) (Contingency Costs)

Projenin ticari boyutta tamamlanması sırasında ortaya çıkabilecek ek sermaye maliyetleri olarak tanımlanabilir. Elde edilen deneyimler sonucunda proje tanımının ve mühendislik hesaplamalarının eksikliğinden doğabilecek ihmal edilyada öngörülmeven maliyetler olabileceği görülmüş, bu maliyetler ‘beklenmedik maliyetler’ (Yedek akçe) (Contingency costs) olarak isimlendirilir. Genellikle prosesinbeklenmedik durum maliyeti (process contingency) ve projenin beklenmedik durum maliyeti(project contingency) olmak üzere iki tür beklenmedik maliyet tahmin edilir [67].

#### Proses Beklenmedik Durum Maliyeti (Process Contingency)

Proses beklenmedik durum maliyeti (process contingency costs) tesisdeki bir alt proses yada bileşenin (örneğin CO<sub>2</sub> yakalama sistemi gibi) ticari boyutta uygulanabilirlik seviyesine göre tahmin edilir. Sermaye yatırımının yüzdesi olarak hesaplanır. Çizelge 4.1.de görüldüğü gibi proses gelişim evrelerine göre beklenmedik durum maliyeti artış göstermektedir. Uygulanan CO<sub>2</sub> yakalama sistemlerinin çoğu, Çizelge 4.1.’de ilk üç kategori kapsamındadır [63].

Çizelge 4.1. Proses beklenmedik maliyeti hesaplama yüzdeleri.

Teknoloji Seviyesi	Proses Beklenmedik Maliyeti (Açığa çıkan proses sermayesi %)
Sınırlı veri ile yeni konsept	+40
Laboratuvar ölçeği verileri konsepti ile	30-70
Küçük pilot tesis verileri	20-35
Çalıştırılmış tam boyutlu moduller	5-20
Ticari olarak kullanılan prosesler	0-10

#### Proje Beklenmedik Durum Maliyeti (Project Contingency)

Projenin beklenmedik durum maliyeti (Project contingency), nihayileşmiş bir projenin daha ayrıntılı ele alındığında oluşabilecek ekipman maliyeti ve diğer maliyetleri

hesaplar. Projenin beklenmedik durum maliyeti, projenin maliyet tahmin sınıflandırmasındaki yerine göre hesaplanmaktadır.

EPRI ve AACE gibi bazı uluslararası kuruluşlar, maliyetlerin detaylı incelenmesi bakımından maliyet sınıflandırmaları oluşturmuştur. Bu sınıflara göre proje beklenmedik maliyetleri hesaplanır. Bu sınıflar basitleştirilmiş (Simplified)'den kesinlik kazanmış'a (Finalized) kadar 4 grupta incelenir. EPRI ve AACE'nin belirlediği sınıflandırma ve proje beklenmedik maliyet oranları Çizelge 4.2'de gösterilmiştir.

Çizelge 4.2. Proje beklenmedik maliyeti hesaplama yüzdeleri.

Maliyet Sınıflandırması	Dizayn Seviyesi	Proje Beklenmedik Maliyeti (%) <sup>a</sup>
Sınıf I (AACE sınıflandırılmasına göre –Sınıf 5/4 )	Basitleştirilmiş	30-50
Sınıf II (AACE sınıflandırılmasına göre –Sınıf 3 )	Başlangıç	15-30
Sınıf III (AACE sınıflandırılmasına göre –Sınıf 3/2 )	Detaylandırılmış	10-20
Sınıf IV (AACE sınıflandırılmasına göre –Sınıf 1 )	Kesinleştirilmiş	5-10

a Toplam proses sermayesi, mühendislik ve idari yapı bedelleri ve proses beklenmedik maliyetinin yüzdesi

Maliyet tahmin sınıflandırılması, yapılan maliyetin ne kadar geniş kapsamlı ve detaylı olduğunu gösteren bir parametredir. Basitleştirilmiş tasarım çalışmaları 'Başlangıç seviyesi' kabul edilerek, 'kesinlik kazanmış' çalışmalara kadar güç tasarımları 4 bölüme ayrılmıştır.

Maliyet tahmini ve bütçelendirme standartına (AACE 16R-90)göre, başlangıç seviyesindeki (preliminary) tasarımların proje beklenmedik maliyeti, BEC, EPC ve proses beklenmedik maliyetinin toplamının yüzde 15 ila 30'u olarak kabul eder [65].

Oksijenleme teknolojisinin büyük ölçekli endüstriyel uygulamaları henüz mevcut olmadığından beklenmedik durum maliyetlerinde büyük sapmalar yaşanabilir.

#### **4.2.4. Gecelik Sermaye Maliyet (Total Overnight Cost, TOC)**

Toplam Tesis Maliyeti (Total Plant Cost TPC) ile işveren maliyeti (Owner's cost) dahil tüm diğer masrafların toplamıdır. TOC, baz alınan yıla göre hesap edilen gecelik maliyettir ve bu nedenle inşaat sırasında oluşabilecek fiyat artışları ve faizi içermemektedir [65].

##### **4.2.4.1. İşveren Maliyeti (Owner's Cost)**

Bu EPC ve BEC maliyet tahminleri dışında kalan tüm diğer maliyet kalemlerini ifade eder. Birçok tesisde ortak olan giderler olabileceği gibi tesis özelliğine göre spesifik kalemler de İşveren Maliyeti (Owner's cost) kapsamında yer alabilir. Fizibilite çalışmaları, arazi, sigorta, telif ücretleri vb. giderler bu gruba dahildir [63].

İşveren maliyeti tahmin yöntemi Çizelge 4.3'de gösterilmiştir. İşveren Maliyeti (Owner's cost) baz alınan yıla göre hesap edilen gecelik maliyettir ve bu nedenle inşaat sırasında oluşabilecek fiyat artışları ve faizi içermemektedir [67].

- Üretim öncesi maliyetler veya başlangıç maliyetleri, (Preproduction Costs, start-up costs): Operatör eğitimlerini, ekstra bakım ve tesisi başlatma sırasında sarf malzemelerinin verimsiz kullanımını kapsar.
- Envanter Sermayesi (Inventory Capital): Yan ürün, sarf malzemesi, yedek parça için ayrılan bir ödenektir.
- Arazi maliyetleri: Arazi maliyetleri bölgesel olarak değişkendir. Arazi maliyeti için belirli veya nominal bir değer dahil edilmelidir [31].

Çizelge 4.3. İşveren maliyeti tahmin kabulleri.

<b>İşveren Maliyeti (Owner's Cost)</b>	<b>Kabul</b>
Üretim Öncesi Maliyetler	TTM'nin %2 si
Envanter Sermayesi (Inventory Capital)	TTM'nin %0.5 i
Arazi Maliyeti	3000\$/dönüm(acre) (DAY için 300 dönüm )
Finansal Maliyetler	TTM'nin %2.7 si
Diğer İşveren Maliyetleri	TTM'nin %15'i -Önhazırlık fizibilite çalışmaları -Yasal ücretler -İzin ücretleri

#### **4.2.5. Harcanan Toplam Sermaye Maliyeti (Total As-Spent Cost, TASC)**

Harcanan toplam sermaye (TASC), sermaye giderlerinin artış göstermesi de dahil olmak üzere sermaye harcamaları döneminde ortaya çıkan tüm sermaye harcamalarının toplamıdır. TASC sabit bir yıl baz alınarak hesaplanmaz. Belirlenen sermaye harcaması periyodunda, (current-year dolar) nominal parasal değer olarak ifade edilir. Yani enflasyon artışları maliyete yansıtılır.

#### **4.3. İŞLETME VE BAKIM MALİYETLERİ**

İşletme ve bakım maliyetleri (O&M), bir santralin tahmin edilen ömrü boyunca işletilmesi ve bakımıyla ilgili masraflardır. O&M maliyetleri genel olarak iki kategoride incelenir. Bunlar, çalışma saatlerinde enerji üretiminden bağımsız giderleri kapsayan sabit O&M maliyetleri ve tesisdeki elektrik üretimiyle orantılı değişken O&M maliyetleridir [67].

Rubin vd. termik santraller için gerekli sabit ve değişken O&M maliyetleri'ni Çizelge 4.4'de gösterildiği gibi isimlendirmiştir [63]. NETL tarafından işletme ve bakım maliyeti unsurlarını ölçmek için kullanılan yöntemler Çizelge 4.5'de verilmiştir.

Çizelge 4.4. Santral işletme ve bakım maliyetleri sınıflandırması [63].

Sabit O&M Maliyetleri	Değişken O&M Maliyetleri
İşletme işçiliği	Yakıt
Bakım işçiliği	Diğer sarf malzemeleri <sup>a</sup>
İdari ve destek hizmetleri işçiliği	Kimyasallar, Katalizörler
Bakım malzemeleri	Yardımcı yakıtlar
Vergiler ve sigorta	Su
	Atık Bertarafı
	Yan Ürün Satışları
	Emisyon vergisi

<sup>a</sup> Üretilen kWh ile orantılı olarak kullanılan tüm malzemeler

Çizelge 4.5. DOE/NETL işletme ve bakım maliyetleri tahmin metodu

O&M Maliyet Kalemleri	
İşletme İşçiliği	Her ünite için gereken farklı operatör sayısına göre, yıllık maliyeti belirlemek için kullanılan ortalama temel işgücü oranı 34,65\$ / s'dir. Temel işgücü oranının %30'u olarak tahmin edilir.
Bakım İşçiliği	Bakım maliyetinin ilk sermaye maliyetine olan bağlantısı ile hesaplanır.
İdari ve Destek hizmetleri İşçiliği	İş idaresi ve genel giderler, yüklenen O & M işçiliğinin %25'i kabul edilir.
Sigorta	TPC'nin %2 si kabul edilir.
Sabit İşletme ve Bakım Maliyetleri(FOM)	
Yakıt	Birim maliyet ile yıllık miktarın çarpılması ile hesaplanır.
Diğer Sarf Malzemeleri (Kimyasallar)	Yıllık üretilen MWh baz alınarak birim maliyet ile yıllık miktarın çarpılması ile hesaplanır.
Atık Bertarafı	Atık miktarı ve bertaraf ücreti sarf malzemesi maliyeti hesaplamaları gibi yapılır.

### **4.3.1. Sabit İşletme Maliyetleri**

Sabit maliyetler işçilik ve bakım maliyetleri gibi genellikle tesis üretiminden bağımsız maliyetlerdir. Santralin herhangi bir zamanda çalışıp çalışmaması sabit O&M maliyetleri üzerinde herhangi bir değişiklik göstermez. Aslında sabit O&M maliyetleri toplam tesis maliyetinin bir fonksiyonudur [67].

### **4.3.2. Değişken İşletme Maliyeti**

Değişken işletme maliyetleri, üretilen elektrik miktarıyla doğru orantılı olan (yakıt miktarı, baca gazı temizleme sistemlerinde kullanılan kimyasallar vb.) maliyetlerdir. Değişken işletme maliyetlerinin hesaplanması birim maliyet üzerinden yapılır. Kullanılan miktar ile birim maliyet çarpılarak tahmin edilir [63]. Santralde kullanılan (yakıt dahil) herbir sarf malzemenin maliyeti, tüketim miktarları, birim maliyetler ve yıllık toplam çalışma saati çarpılarak hesaplanır. Aynı şekilde atık bertarafı maliyeti, üretilen atık miktarı, atık taşıma maliyetleri ve yıllık toplam çalışma saatine göre belirlenir.

Santralde oluşan yan ürünlerin değişken pazarlanabilirliği nedeniyele ürünlerin satışından elde edilecek kazanç miktarları hesaplamalara dahil edilmemiştir. Bakım malzemesi maliyetleri ise başlangıç sermayesi maliyetinin bir fonksiyonu olarak değerlendirilmiştir [67].

## **4.4. EKONOMİK PERFORMANS GÖSTERGELERİ**

CCS maliyet tahminlerinde hesaplanan temel ekonomik performans göstergeleri elektrik maliyeti (COE), seviyelendirilmiş elektrik maliyeti (levelized cost of electricity-LCOE), kaçınılan CO<sub>2</sub> maliyeti (cost of CO<sub>2</sub> avoided) ve CO<sub>2</sub> yakalama maliyeti (the cost of CO<sub>2</sub> captured)' dir.

#### 4.4.1. Elektrik Maliyeti (Cost of Electricity)

Bu çalışmada önerilen tesislerin sermaye maliyetleri, finansal maliyetleri ve elektrik maliyeti (COE), seviyelendirilmiş elektrik maliyeti (LCOE) değerleri gibi temel ekonomik göstergelerin hesaplanması için A.B.D Enerji Bakanlığı DOE-NETL'in geliştirdiği PSFM adlı program kullanılmıştır.

(PSFM) Güç Sistemleri finansal modeli, NETL (DOE) tarafından geliştirilmiş nominal dolar (cari dolar) İndirgenmiş nakit akışı (DCF) analiz aracıdır.

'COE, santralin ilk işletme yılında jeneratör tarafından net MWh başına elde edilen gelirdir, eğer COE bundan sonra genel enflasyon oranına eşit nominal yıllık bir oranda yükselirse, bunun anlamı santralin işletme süresi boyunca reel olarak sabit kaldığıdır.COE'yi hesaplamak için, PSFM bir baz yılı COE'yi belirlemek için kullanılır ki%3 olarak varsayılan yıllık genel enflasyon oranında artırıldığında, tüm ekonomikanaliz dönemi boyunca (sermaye harcaması periyodu ve 30 yıllık işletme) öngörülen IRROE'yi sağlar' [68][67].

Toplam elektrik üretim maliyeti (COE) sermaye maliyetleri ve işletme ve bakım maliyetlerinin kombinasyonu ile hesaplanmaktadır [63]. "İlk yıl elektrik maliyeti" sadece COE olarak gösterilir. İşletmenin ilk yılı olacağı için hesaplamalarda maliyet artış oranları ve enflasyon oranları sıfır alınarak LCOE'nin hesaplamasına benzer şekilde COE hesaplanır.

Tahmini COE hesaplamalarında, TOC, O&M maliyetleri, kapasite faktörü ve üretilen net güç değerlerinin bir fonksiyonu olan denklem (Denklem 4.1) kullanılmıştır [68].

$$COE = \frac{(CCF).(TOC)+OCFIX+(CF).(OCVAR)}{(CF).MWh} \quad (4.1)$$

COE : santralin ilk işletme yılındaki elektrik üretim maliyeti (\$ / MWh)

CCF : sermaye bedeli faktörü



TOC : toplam gecelik maliyet(inşaat sırasında projenin maliyeti üzerinde herhangi bir faiz oranı uygulanmadığı varsayılarak, sanki proje "bir gecede" tamamlanmış gibi kabul edilerek yapılan maliyet)

OCFIX : sabit yıllık işletme maliyetlerinin toplamı

OCVAR : Değişken yıllık işletme maliyetlerinin toplamı (yakıt dahil% 100 kapasite faktörüne göre)

CF: santral kapasite faktörü MWh, yüzde 100 kapasite faktörü ile üretilen yıllık net megawatt-saat enerji

COE denkleminin tüm parametreleri baz yıl dolar cinsinden ifade edilir. Baz yıl (2015), sermaye giderinin ilk yılını ifade eder. Tüm parametreler (COE, O&M ve yakıt) yıllık genel enflasyon oranı olan % 3,0 oranında arttırılmıştır. Bu nedenle, tüm ilk yıl maliyetleri (COE ve O&M), baz yıl (2015) dolar olarak ifade edildiğinde baz yıl maliyetlerine eşittir [68][69].

#### **4.4.2. İndirgenmiş Elektrik Maliyeti (Levelized Cost of Electricity)**

Tesis ömrü boyunca, beklenen yatırım getirisi ile bir santralin inşası ve işletmesi için gereken tüm giderleri ve santralin toplam elektrik üretimini göz önüne alarak hesaplanan bir “elektrik üretim maliyeti” dir. Yani tüm harcamalar ve yatırılan sermayenin geri dönüş oranının karşılanması için talep edilmesi gereken maliyettir. Sabit birim fiyat (\$/MWh) olarak gösterilir [63]. LCOE, sermaye maliyetlerini, yakıt maliyetlerini ve (O&M) maliyetlerini birleştirir [70].

Farklı zaman dilimlerinde meydana gelen harcamalar ‘bugünkü değer’ veya ‘indirimli nakit akışı’ hesaplamaları ile ortak bir paydaya yerleştirilir. Kullanılan değerlerin Nominal veya real olması, eskalasyon oranlarının hangi kalemler için nasıl uygulandığı vb. farklılıklar LCOE değerlerinin doğrudan karşılaştırmasını engeller. LCOE hesaplamaları için kullanılacak ortak bir varsayımlar kümesi mevcut değildir. LCOE değerlerinin karşılaştırabilmesi için yapılan çalışmalarda kullanılan methotların (faiz, enflasyon, maliyet eskalasyon oranları, santral inşa süresi, LCOE hesaplama yöntemi vb.) açıkça belirtilmesi gerekmektedir [63].

PSFM, LCOE'yi hesaplamak için yukarıda tanımlandığı gibi baz yıl COE'sini hesaplar. Daha sonra, baz yıl COE'sini, tanımlanan IRROE'nin bir fonksiyonu olan yıllık seviyelendirme faktörü (levelization factor -LF)(Denklem 4.2) ve COE'ye uygulanan genel enflasyon oranı ile çarpar. [68]. LCOE, sermaye maliyetlerini, yakıt maliyetlerini ve (O&M) maliyetleri birleştirir.

$$LF = \frac{A^*(1 - K^{LP})}{(D - N)}$$

$$K = \frac{1 + N}{1 + D}$$

$$A = \frac{D^*(1 + D)^{LP}}{(1 + D)^{LP} - 1} \quad (4.2)$$

LF: Seviyelendirme faktörü

LP: Seviyelendirme periyodu - yıl

D: Discount rate- IRROE kullanıldı

N: Nominal eskalasyon oranı

Nominal eskalasyon (Denklem 4.3) aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$N = R + I \quad (4.3)$$

R: Gerçek eskalasyon oranı

I: Enflasyon Oranı

#### 4.4.3. CO<sub>2</sub> Yakalama Maliyeti (Cost of CO<sub>2</sub> Captured)

Yapısal olarak CO<sub>2</sub> sakınma maliyeti ile benzerlik gösterebilir, CO<sub>2</sub>'nin sadece tutulmasının maliyetini içeren bir finansal performans göstergesidir. CO<sub>2</sub> yakalama maliyeti, karbon tutmayı teşvik edecek üreticiden direkt satıcıya gerçekleşen minimum CO<sub>2</sub> satış fiyatını temsil eder. Buradaki CO<sub>2</sub> ticari olarak satışı yapılacak kimyasal bir

ürün olarak kabul edilir. Elde edilen CO<sub>2</sub>'nin taşınması veya saklanması(T&S), CO<sub>2</sub> yakalama maliyetine dahil değildir. CO<sub>2</sub> yakalama maliyeti formülasyonu denklem 4.4'de gösterilmiştir. Bu maliyetin belirlenebilmesi için aynı kapasiteye ve aynı üretim prosesine sahip CCS'li bir tesis, CCS'siz bir “referans tesis” ile karşılaştırılır [63][67].

$$\text{Cost of CO}_2 \text{ captured (tutulan)} = \frac{\text{COE without T\&S} - \text{COE referans}}{\text{CO}_2 \text{ captured (tutulan)}} \quad (4.4)$$

COE<sub>without T&S</sub> : CO<sub>2</sub> yakalama ünitesi olan (transport ve depolama hariç) tesisin elektrik maliyeti (\$/MWh)

COE<sub>referans</sub> : CO<sub>2</sub> yakalama ünitesi olmayan referans tesisin elektrik maliyeti (\$/MWh)

CO<sub>2</sub> captured (tutulan)<sub>with removal</sub> : Tutulan CO<sub>2</sub> miktarı (ton/MWh)

Ayrıca, yakalama sistemi enerji gereksinimi nedeniyle, üretilen net MWh elektrik başına kaçınılmakta olduğundan daha fazla CO<sub>2</sub> elde edilmektedir (IPCC, 2005). Yakalanan CO<sub>2</sub> maliyeti her zaman kaçınılan CO<sub>2</sub> maliyetinden bariz şekilde düşüktür. Bunun nedeni üretilen net MWh elektrik başına enerji ihtiyaçları gözönüne alındığında, CO<sub>2</sub> yakalama sisteminin sakınma'ya göre daha fazla CO<sub>2</sub> yakalamasıdır [63].

#### 4.4.4. CO<sub>2</sub> Sakınma Maliyeti

Bu maliyetin belirlenebilmesi için aynı kapasiteye ve aynı üretim prosesine sahip CCS'li bir tesis, CCS'siz bir “referans tesis” ile karşılaştırılır. Üretim yapılan her bir MWh elektrik için, atmosfere salınması engellenen birim(ton) CO<sub>2</sub> emisyonundan kaçınmanın ortalama maliyetini belirler (Denklem 4.5) [63].

$$\text{Avoided Cost ( sakınma maliyeti)} = \frac{\text{COE with T\&S} - \text{COE referans}}{\text{CO}_2 \text{ emisyon ref} - \text{CO}_2 \text{ Emisyon with removal}} \quad (4.5)$$

COE<sub>with T&S</sub>: CO<sub>2</sub> yakalama ünitesi olan (transport ve depolama dahil) tesisin elektrik maliyeti (\$/MWh)

COE<sub>referans</sub>: CO<sub>2</sub> yakalama ünitesi olmayan referans tesisin elektrik maliyeti (\$/MWh)

CO<sub>2</sub> Emisyon<sub>referans</sub>: CO<sub>2</sub> yakalama ünitesi olmayan referans tesisin emisyon değeri (ton/MWh)

CO<sub>2</sub> Emisyon<sub>with removal</sub>: CO<sub>2</sub> yakalama ünitesi olan tesisin emisyon değeri (ton/MWh)

CO<sub>2</sub> sakınma maliyeti, taşıma ve depolama maliyetleri gözardı edilerek yalnızca tutulum maliyeti üzerinden hesaplanamaz. Çünkü CO<sub>2</sub>'nin atmosfere yayılımını tam anlamıyla engellemek istiyorsak CO<sub>2</sub> 'yi uygun bir şekilde taşınmalı ve depo etmeliyiz [71]. Bu çalışmada taşıma ve depolama maliyetleri hesaplanmadığı için CO<sub>2</sub> sakınma maliyeti de hesaplanmamıştır.

#### 4.4.5. Verim Cezası (Efficiency Penalty) ve Enerji Cezası (Energy Penalty)

CCS maliyetlerinde genellikle bir enerji veya verimlilik cezası ifade edilir. Bu değerler, aynı tesisin CCS içermeyen performansı ile CCS içerdikten sonraki performanslarının karşılaştırılması ile hesaplanır. Enerji cezası enerji üretim sektörü için, verimlilik cezası hem enerji hem de sanayi sektörleri için kullanılabilir.

Yakalama ünitesi içermeyen temel tesise referansla yakalama ünitesi içeren temel tesis güç çıkış kapasitesi arasındaki oransal kayıp 'enerji cezası' olarak tanımlanır. Verimlilik cezası ise yakalama nedeniyle tesis verimliliğindeki düşüşü yüzde olarak göstermektedir. Enerji cezası (denklem 4.6) ve verim cezası (denklem 4.7) formülasyonları aşağıda belirtilmiştir [72].

$$\text{Enerji Cezası} = 100 \times \frac{(\text{Güç Çıkışı}_{\text{CCS'siz tesis}} - \text{Güç Çıkışı}_{\text{CCS'li tesis}})}{\text{Güç Çıkışı}_{\text{CCS'siz tesis}}} \quad (4.6)$$

$$\text{Verim Cezası} = \text{CCS'siz Verim (\%)} - \text{CCS'li verim (\%)} \quad (4.7)$$

#### 4.4.5.1. Finansman Oranı

Sermaye yatırımı, bir firmanın bir iş için ortaya koyduğu toplam nakit miktarıdır. İşletme için gerekli olan sermaye yatırımı özkaynaklar ve yabancı kaynaklar tarafından finanse edilmiş olabilir. Finansman oranı, işletme sermayesinin özkaynaklar ve yabancı kaynaklar tarafından hangi oranda karşılandığını gösterir. Öz kaynakların toplam yabancı kaynaklara oranı ile hesaplanır [73].

#### 4.4.5.2. Sermaye Geri Kazanım Faktörü (CRF)

Finanse edilen sermaye, belirlenen n geri ödeme süresinde i faiz oranında ödemesi yapılacak borçtur. Sermaye geri kazanım faktörü (CRF) denklem 4.8 ile hesaplanmaktadır [73].

$$CFR = \left[ \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \right] \quad (4.8)$$

n: Geri ödeme süresi

i: Faiz oranı

### 4.5. KARLILIK ANALİZİ

Bir yatırımı değerlendirmek için kullanılan başlıca yöntemler şunlardır;

#### 4.5.1. Nakit Akış Tablosu

Finansal analizyatırım için gerekli nakit akışları ve yatırımdan sağlanacak nakit akışlarını dikkate alır. Yatırım döneminin süresi kurulumu planlanan tesisin türüne özgü bir değerdir. Tesisin inşa süresinin sona erdiği yıl, yani santralin ticari olarak çalışmaya başlamasıbaşlangıç noktası olarak kabul edilir. Bu yıldan itibaren tesis elde ettiği gelire harcama larını karşılayıp, nakit elde eder. Her yıl için elde ettiği nakit miktarı grafiksel olarak değerlendirildiğinde nakit akış tablosu elde edilir.

#### 4.5.2. Geri Ödeme Süresi

Geri ödeme süresi (denklem 4.9), işletmenin başlangıcında yatırılan sermaye yatırımı değerinin geri kazanıldığı süredir. Geri ödeme süresinin kısa olması yatırımın seçilme sebebidir [73].

$$t_p = \frac{C_0}{R_c} \quad (4.9)$$

$t_p$  : Geri ödeme süresi

$C_0$  : Sermaye yatırımı

$R_c$ : Yıllık nakit akışı

Bu formulasyona vergiler ve amortisman değerleri de eklenir. Bu metotta geri ödeme süresinden sonraki kar göz önüne alınmadığından daha karlı projelerin reddedilme olasılığı vardır ve paranın zaman değeri de dikkate alınmaz.

#### 4.5.3. Net Bugünkü Değer (Net Present Value)

Paranın zaman değerini göz önüne alarak, belirli bir zaman periyodunda (t), işletmenin nakit akışlarının gelecekteki toplam değeridir (Denklem 4.10). Paranın zaman değeri günümüzdeki paranın faiz etkisi ile gelecekteki değerinin hesaplanmasıdır [73].

$$NPV = \sum_{t=0}^n \frac{C_t}{(1+i)^t} \quad (4.10)$$

n: zaman

i: finansman oranı (beklenen kazanç oranı)

İşletmenin yatırım harcamaları eksi değerde, gelirler ise artı değerde alınarak işletmenin ekonomik ömrü boyunca paranın zaman değerine göre nakit akışı hesaplanır. Sonuç negatif ise proje reddedilir. Sıfır yada pozitif ise kabul edilir. İki

proje karşılaştırılırken NPV değerleri pozitif ise sayısal olarak büyük olan NPV değerine sahip olan proje kabul edilir.

Gerçek hayatta bir yatırım kararı alınırken, NPV ve r değerleri bilinmediği için r için bir değer tayin edilir ve toplam değer hesaplanır. Örneğin on yıl süreli, ilk yatırım maliyeti  $c_0$  olan bir proje için toplam şu şekilde hesaplanır (Denklem 4.11) [73].

$$NPV = (-C_0) + \frac{C_1}{(1+r)^1} + \frac{C_2}{(1+r)^2} + \frac{C_3}{(1+r)^3} + \dots + \frac{C_{10}}{(1+r)^{10}} = 0 \quad (4.11)$$

Bugünkü değeri hesaplamak için kullanılan faiz oranına iskonto oranı (Discount Rate) denir. Tüm iskonto oranlarının nominal olduğu kabul edilmiştir [68].

İç Karlılık Oranı (r), yatırım kararının belirlenmesi için önemli bir finansal değerdir. İç karlılık oranı NPV denkleminin sıfır değerine eşitlendiği r (i) kazanç oranıdır. İki proje karşılaştırıldığında iç karlılık oranının yüksek olması yatırımın tercih sebebidir [73].

İç karlılık oranı (İKO) ile Net Bugünkü Değer (NBD) arasındaki ilişki şu şekildedir;

$$\dot{I}KO > k \Rightarrow NBD > 0$$

$$\dot{I}KO < k \Rightarrow NBD < 0$$

$$\dot{I}KO = k \Rightarrow NBD = 0$$

## BÖLÜM 5

### OKSİ-DAY TESİSİ MALİYET DEĞERLENDİRMESİ

Bu bölümde endüstriyel boyutta yeni kurulumu planlanan bir oksî-DAY tesisinin tekno-ekonomik değerlendirmesi, MEA bazlı CO<sub>2</sub> yakalama prosesinin performans ve maliyet verileri ile karşılaştırılarak yapılmıştır.

#### 5.1. MALİYETİ ETKİLEYEN PARAMETRELER

Bir enerji santralının maliyet verilerinin belirlenmesinde rol oynayan en önemli etkenlerden biri santralde kullanılacak yakıttır. Kullanılan kömürün kalitesi, santralin performansını ve maliyetini doğrudan etkiler. Yakıt türü santral tipinin belirlenmesinde etken iken, seçilen yakıtın içeriği santralde kullanılacak proses ve ekipmanların belirlenmesi ve boyutlandırılmasında etkindir [63]. Kömürün kalorifik değeri, kazanın çalışma koşullarını belirler. Kömürün ısıtma değeri yeterli değilse, kazana yardımcı yanma malzemesi ilave edilmesi gerekebilir. Bu durum işletme maliyetlerini arttırmaktadır [74].

Oksiyanma tesisinde seçilen yakıt özelliğine göre, oluşan baca gazını işleyecek olan alt tesislerin yapısı değişiklik göstermektedir. Yakıt tipi baca gazını işleyen alt proseslerin özelliklerini ve boyutunu belirlemektedir. Örneğin yakıtın S içeriğine göre SO<sub>x</sub> giderme ünitelerinin seçimi yapılır. Ağırlıkça % 1,5 üzerinde S içeren yakıtlar için SDA (Spray Dry Absorber) yerine wet-FGD (flue gas desulphurization) ünitesi kullanılır [12]. Ayrıca kömürdeki yüksek sülfür içeriği, kükürt giderme ünitesinin birim sülfür dioksit azaltma maliyetini de azaltır [74].

Tesis bünyesine eklenecek hava kirliliği kontrol sistemleri, CO<sub>2</sub> yakalama ünitesinin ekonomisini ve performansını etkiler. Örneğin amin bazlı yakalama sistemleri için CO<sub>2</sub> yakalama sistem performansını sağlamak ve solvent kaybını engellemek için SO<sub>2</sub>



yakalama veriminin yasal sınırlamalarında üzerinde olması gerekebilir. Bu durum CO<sub>2</sub> tutulum maliyetini de arttırır [63].

Maliyetler özellikle HAÜ, baca gazı temizleme ünitesi, kullanılan kömür tipi, yanma tipi ve seçilen konfigürasyona bağlı olarak değişiklik göstermektedir [53]. Oksijenleme tesisinin alt ekipmanlarının yapılandırması ve boyutlandırılması esas olarak kütle denkliği ile belirlenir [12].

## **5.2. VARSAYIMLAR VE LİMİTASYON**

Karbon tutulum maliyetleri hesaplamalarında, uygulanması düşünülen her bir projenin kapsamı, özellikleri birbirinden çok farklı olacağı için tüm durumlar için kullanılacak standart bir varsayım tablosu oluşturulamaz [63]. Varsayımlar her proje için, her bölge için değişkendir. Karbon tutulum maliyeti için yapılan varsayımlar şu şekilde sınıflandırılabilir.

- Temel Donanım ve İşletme varsayımları: Tesis ekonomik ömrü, kapasite faktörü vb.
- Ekonomik ve Finansal varsayımlar: Yatırım programı, faiz oranları, baz yıl, yakıt fiyatı tahminleri vb.
- Çevre özellikleri: Tesisin kurulacağı bölgedeki yükseklik, hava koşulları, soğutma suyu sıcaklığı, su kaynağından uzaklık, depolama alanından uzaklık vb [75].

Bu çalışmada CO<sub>2</sub> yakalama maliyetleri hesaplanmıştır. Taşıma ve depolama maliyetleri hesaplanmamıştır. O&M maliyetlerinin hesaplanmasına ilişkin ekonomik varsayımlar İşletme ve Bakım (O&M) Maliyetleri bölümünde verilmiştir.

### **5.2.1. Temel Donanım ve İşletme Varsayımları**

Temel donanım ve işletme varsayımları ile ilgili kabuller aşağıda açıklanmıştır. Kazan parametreleri Çizelge 5.1'de gösterilmiştir [61]. Süperkritik DAY'ın buhar koşulları 24.1 MPa / 593°C / 593°C olarak kabul edilmiştir.

Çizelge 5.1. Temel kazan parametreleri [61].

<b>Parametre</b>	
Buhar çevrimi verimliliği	0.4695
Fazla Hava	12.8%
Fazla Hava (Oksiyanma)	8%
Oksiyanma baca gazı geri dönüşümü	55%
Hava Sızıntısı	1.76%

Literatürdeki, bazı çalışmalarda, uygulanabilirlik açısından CO<sub>2</sub> yakalama üniteli oksiyakıt yanma tesisinin ideal tesis kapasitesinin, 100-500 MWe (brüt) arasında olması gerektiği belirtilmiştir [76] [77].

DOE-NETL tarafından hazırlanan tekno-ekonomik fizibilite raporlarında ise ideal santral kapasitesi 550 MWe olarak belirlenmiştir. Bu çalışma için net güç kapasitesi, NETL çalışmalarına dayanarak 550 MWe olarak seçilmiştir [42] [69].

Kapasite faktörü tesisin bir yıl boyunca elde ettiği gerçek güç çıktısının, tam kapasite ile çalışsaydı elde edeceği güç çıktısına oranı olarak tanımlanır. Bu çalışmada kapasite faktörü % 85 alınmıştır. Kapasite faktörü, tüm yıl boyunca (8760saat) tesiste meydana gelen planlı yapılan yada zorunlu meydana gelen kesintileri gözönüne alır. Kapasite faktörü tüm yakıt, hammadde ve yan ürün akış hızlarına ve değişken işletme ve bakım maliyetlerinin hesaplanmasında kullanılır [68].

Santralin ne kadar süre çalışabileceğini tanımlayan süreye 'Tesis Ekonomik Ömrü' denir. İndirgenmiş Nakit Akışı modelinin gerçekleştiği süre, sermaye harcama dönemi ve tesis ekonomik ömrünün toplamıdır [68]. Bu çalışmada tesis ekonomik ömrü 30 yıl, sermaye harcama dönemi 5 yıl olarak kabul edilmiştir.

Yardımcı üniteler için elektrik ve buhar yük faktörleri Çizelge 5.2'de gösterilmiştir.

Çizelge 5.2. Yardımcı üniteler için elektrik ve buhar yük faktörleri.

Yardımcı Üniteler	Yük Faktörleri
Kömür kırıcı	0.5 kWe/(ton/hr-kömür akış hızı)
Hava Ayırıştırma Ünitesi Elektrik	25.91 kWe / (mol O <sub>2</sub> / s) (230 kWh / ton O <sub>2</sub> )
Hava Ayırıştırma Ünitesi Buhar	4.7388 · 10 <sup>-4</sup> kg buhar / mol O <sub>2</sub>
Yatakiçi enjeksiyon ve kuru baca gazı kükürt giderme sorbent taşıma	20 kWe / (kg / s sorbent akış hızı)
Fabric Filtre Kül Taşıma	106.3 kWe / (kg / sn kül uzaklaştırılan)
Fabric Filtre Külünün Giderilmesi	17.44 kWe / (kg / sn kül uzaklaştırılan)
Islak Baca Gazı Kükürt Giderme YardımcıYükler	1250 kWe / (kg / s SO <sub>2</sub> )
Islak Baca Gazı Kükürt Giderme Sorbenti	163.73 kWe / (kg / s kireçtaşı)
Taşıma ve Hazırlama	
Amin Yakalama Buhar	1.3 kg / (kg CO <sub>2</sub> )
Amin Yakalama Yardımcı Yükleri	5.3411 kWe / (mol / s CO <sub>2</sub> )
Amin Yakalama CO <sub>2</sub> Sıkıştırma	13.08 kWe / mol / s CO <sub>2</sub> tutulan
Oksi-yanma CO <sub>2</sub> Sıkıştırma	19.49 kWe / mol / s CO <sub>2</sub> tutulan

### 5.2.2. Ekonomik Varsayımlar

Enerji sektörü yatırım maliyetleri hesaplanırken kullanılan, küresel olarak kabul edilmiş temel ekonomik varsayımlar Çizelge5.3'de gösterilmiştir [65]. Bu tablo genel olarak enerji santralleri için kullanılabilir olsada, proje ve ülke bazında değerlendirildiğinde bazı farklılıklar oluşmaktadır. Örneğin Türkiye için gelir vergisi değeri çizelgede belirtildiği gibi %38 değil, %35'dir. Küresel ekonomik varsayımlara ek olarak, bu çalışmada Türkiye finansal yapısına ve piyasa fiyatlarına göre faiz ve vergi oranları, işletme ve bakım alt kalemleri (işgücü maliyeti, sarf malzemeleri, vb.) kullanılmıştır. Bu çalışmada karbon vergisi (emisyon vergisi) hesaplamalara dahil edilmemiştir.

Baz yıl sermaye harcamalarının yapıldığı ilk yıldır. Önemli sermaye harcamalarının yaklaşık % 10' u baz yılda yapılır. İndirgenmiş nakit akışı (discounting cash flows) için temel yıl olarak kullanılır [68]. Bu çalışmada baz yıl olarak 2015 yılı seçilmiştir.

Çizelge 5.3. Global ekonomik varsayımlar.

Parametreler	Değerler
<b>VERGİLER</b>	
Gelir vergisi oranı (Income Tax Rate)	% 38
Sermaye Amortismanı (Capital Depreciation)	20 yıl, %150 azalan bakiyeler yöntemi
Yatırım Vergisi Kredisi (Investment Tax Credit)	%0
Vergi Tatili (Tax Holiday)	-
<b>TAAHHÜT VE FİNANSMAN ŞARTLARI</b>	
Sözleşme Stratejisi	Mühendislik Tedarik İnşaat Yönetimi (işletme sahibi performans, program ve maliyet için proje risklerini üstlenir)
Borç Finansmanı Türü	Rücu dışı (borcu güvence altına alan teminat, projenin gerçek varlıkları ile sınırlıdır)
Borcun Geri Ödeme Süresi	15 yıl
Borç Geri Ödemesinde Ödemesiz Dönem	-
Borç Rezerv Fonu	-
<b>ANALİZ ZAMAN PERİYOTLARI</b>	
Sermaye Harcama Dönemi	5 Yıl (Kömür Santralleri için)
Faaliyet Dönemi	30 Yıl
Ekonomik Analiz Periyodu (IRROE için)	35 Yıl (Sermaye Harcama Dönemi ve Faaliyet Dönemi toplamı)
<b>SERMAYE MALİYETİ</b>	
Sermaye harcama döneminde sermaye maliyetinin artması (nominal yıllık oran)	% 3.6 <sup>1</sup>
Toplam gecelik sermayenin Sermaye harcama dönemi boyunca dağılımı (eskalasyondan önce)	5 yıllık periyot: %10, %30, %25, %20, %15
İşletme Sermayesi	Bütün parametreler için sıfır
Değer kaybeden Toplam Gecelik Sermayenin Yüzdesi	% 100
<b>İŞLETME GELİRLERİNİN VE MALİYETLERİNİN ARTMASI</b>	
COE (gelir), İşletme ve Bakım Maliyetleri, Yakıt Maliyetleri (nominal yıllık oran) eskalasyonu	% 3.0 <sup>2</sup>

1 İnşaat sırasında sermaye maliyetlerindeki artış nominal ortalama yıllık % 3,6 oranı varsayılmaktadır. Bu oran, 1947 ve 2008 yılları arasında CEPPI'ye göre proses tesisi inşaat maliyetleri için nominal ortalama yıllık artış oranına eşdeğerdir.

2 Yıllık ortalama enflasyon oranı %3.0 olarak kabul edilir. Bu oran, çeşitli üretici fiyat endekslerinin "başlık endeksi"(headline index) olarak adlandırılan mamul mallar için ABD Çalışma Bakanlığı'nın üretici Fiyat Endeksi için 1947 ve 2008 arasındaki yıllık ortalama artış oranına eşdeğerdir.

Uygulanan sermaye yapısı % 45 borç ve % 55 özkaynak olacak şekilde kabul edilmiştir. Uzun vadeli borçlanma finansman faiz oranı % 5,5 olarak kabul edilmiştir. Eskalasyon faktörü yılda % 3 olarak kabul edilmiştir. Enflasyon genel olarak tüketim malzemelerinde veya hizmette meydana gelen fiyat artışları iken, eskalasyon belirli bir ürün yada hizmette yaşanan arz-talep dengesi, politik unsurlar vb. nedenlerle meydana gelen spesifik bir artış olarak tanımlanabilir. Eskalasyon faktörü, elektrik, buhar ve yakıt fiyatlarında ve O&M maliyetlerinde santralin ticari olarak çalışmaya başlamasından itibaren uygulanmıştır. İnşaat dönemi için eskalasyon faktörü uygulanmamıştır. Bu çalışmada kabul edilen önemli finansal varsayımlar Çizelge 5.4'de görülmektedir.

Çizelge 5.4. Temel ekonomik varsayımlar.

<i>Parametre</i>	<i>Varsayılan Değer</i>
Kapasite Faktörü	85%
Sermaye Harcama Dönemi	5 Yıl
Tesis ekonomik ömrü	30 yıl
İnşaat Başlama Süresi- Baz Yıl	2015
Tesis İnşaat Süresi	5 yıl
Sermaye Maliyet Artışı	3.6%
Gelir vergisi oranı	35%
Amortisman Dönemi	20 yıl
İşletme Sermayesi	0
Artış Oranı (Elektrik Fiyatı -COE, İşletme Bakım Maliyeti)	3%
O&M, Yakıt maliyeti)	
Borç Oranı	45%
Özkaynak Oranı	55%
Borç Geri Ödeme periyodu	15 yıl
Yıllık iskonto oranı	10%
İşletme ömrü sonunda tesis değeri	0
Borç Faizi	5.5 %
Orhaneli Kömür Fiyatı	30\$/Ton
Buhar Satış Fiyatı	5 \$/ton

Bir elektrik santralinde elektrik satışı, buhar satışı, yan ürünlerin satışı ve CO<sub>2</sub> satışından gelir elde edebilir. Bu çalışmada tesis gelirlerinin yalnızca elektrik ve buhar satışından kaynaklandığı varsayılmıştır. Santralde oluşan yan ürünlerin değişken

pazarlanabilirliği nedeniyle yan ürünlerin satışından elde edilecek kazanç miktarları hesaplamalara dahil edilmemiştir. CO<sub>2</sub>'in ürün olarak satışı, CO<sub>2</sub>'nin belirli oranlarda saflaştırılması ile mümkün olmaktadır. Bu çalışmada CO<sub>2</sub> yakalama ve sıkıştırma ünitesi tasarlanmıştır. CO<sub>2</sub> saflaştırma ünitesi tasarlanmamıştır. Bu nedenle CO<sub>2</sub> satışı da dikkate alınmamıştır. Farklı kuruluşlar tarafından CCS hesaplamalarında kullanılan bazı ekonomik, finansal varsayımlar Çizelge 5.5'de verilmiştir.

Çizelge 5.5. Farklı kuruluşlar tarafından CCS hesaplamalarında kullanılan ekonomik varsayımlar [78].

Organizasyon	CCP	CMU	EPRI	GCCSI	GHG IA	NETL	NZEC	MIT
İskonto Oranı (Discount rates)	10%		9-10%	9%	10%	10%	10%	
İşveren Maliyeti (Owner's cost)			5-7%	15%	7%	15-25%	7%	10%
Kapasite Faktörü		75%	80%	85%	85%	85%	85%	85%
Tesis Ekonomik Ömrü		30 yıl	30 yıl	30 yıl	25 yıl	30 yıl	25 yıl	20 yıl
İnşaat Süresi		4 yıl		4 yıl	3 yıl	3 yıl		3yıl
CCS li Beklenmedik Maliyet	20%	5-30%	13-14%	5-20%	10%	15-20%	10%	

Santrallerin hurda değerinin ekonomik olarak belirgin bir değeri olmasada vergilendirme amacıyla amortisman değerlerinin bilinmesi önemlidir. [75]. Bu çalışmada 20 yıllık amortisman dönemi için azalan bakiye (declining balance) yöntemi ile hesaplamalar yapılmıştır.

CCS teknolojilerini daha cazip hale getirmek için hükümetler teşvik sağlamalıdır. Halen CCS projeleri için önemli bir teşvik bulunmamakla birlikte, bu teşviklerin uygulanması, CCS projelerinin ekonomik olarak uygulanabilirliğini daha kolay hale getirecektir [75]. Cumhurbaşkanlığı yatırım ofisinden alınan bilgiye göre, termik enerji santrali projeleri Sanayi Bakanlığı altında yer alan Teşvik Uygulama ve Yabancı Sermaye Genel Müdürlüğü tarafından 'genel yatırım teşvikleri' başlığı altında desteklenmektedir. Bu teşvikler yatırım kapsamında satın alınacak makine ve ekipman için kdv istisnası ve gümrük vergisi muafiyetidir. Bu teşvikler, yatırımın tutarına,

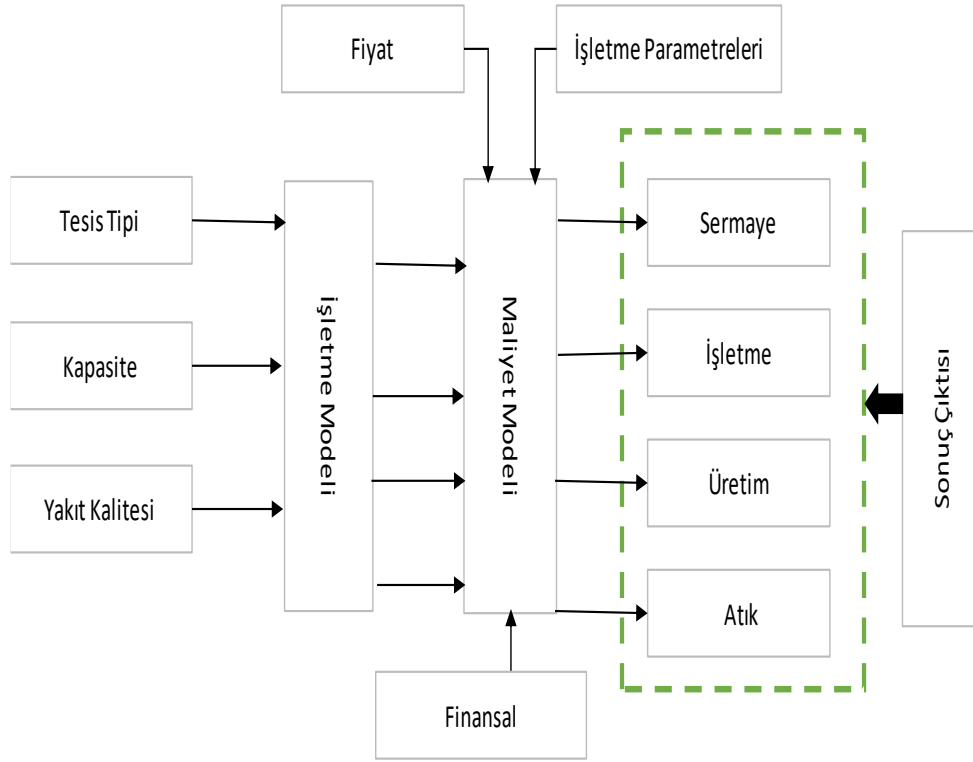
yatırım yapıldığı bölgeye ve yatırım büyüklüğüne göre 2012/3305 sayılı yatırımlarda devlet yardımları hakkındaki karar kapsamında değişebilmektedir. Yatırım Teşvik Belgesi almaya hak kazanan projeler için yurt içinden alınan yada ithal edilecek her türlü makine ve teçhizatın yada bazı yazılımların katma değer vergisinden muaf olması durumu söz konusudur.

### **5.3. TEKNO-EKONOMİK ANALİZ YAKLAŞIMI**

Tekno-ekonomik analizin ilk bölümü teknik simülasyondan oluşmaktadır. İlk olarak, tesis tipi, kapasite, CO<sub>2</sub> yakalama yöntemi vb. tesis özellikleri belirlenerek performans analizi yapılmıştır. Oksijen tesisinin alt ekipmanlarının yapılandırılması ve boyutlandırılması esas olarak kütle dengeliği ile belirlenir. Kütle dengeliği yapılarak ekipman listeleri ve işletme parametreleri tayin edilmiştir.

İkinci bölümde, toplam yatırım maliyetleri, elektrik maliyeti (COE), seviyelendirilmiş elektrik maliyeti (LCOE) ve CO<sub>2</sub> yakalama maliyeti gibi ana uygulanabilirlik parametreleri hesaplanmıştır. Tanımlanan ekonomik ve finansal parametreler ana uygulanabilirlik parametrelerinin hesaplanmasında kullanılmıştır. Maliyet tahmini yöntemi Şekil 5.1'te gösterilmektedir.

Hesaplamalar, tesis kapasitesi ile maliyet ve performansı (yükler, emisyon değerleri vb.) ölçeklendirme esasına dayanmaktadır. Tesis kapasitesine göre maliyet ve performans değerlerini (yükler, emisyon değerleri vb.) simule etmek için kullanılan basic ve excel bazlı modeller, ASPEN Plus® programı kullanılarak hazırlanmış raporları esas alarak bir ön tasarım (preliminary design) sağlar. Bu raporlar, hem alt bitümlü hem de linyit kömürü yakıtlı oksijen-PC ve oksijen-DAY prosesleri için ayrıntılı maliyet analizlerini içermektedir [42, 69, 79-81]. Maliyet ölçeklendirme yöntemi Bölüm 5.5'de ayrıntılı olarak incelenmiştir.



Şekil 5.1. CCS maliyet tahmin modeli yapısı [74].

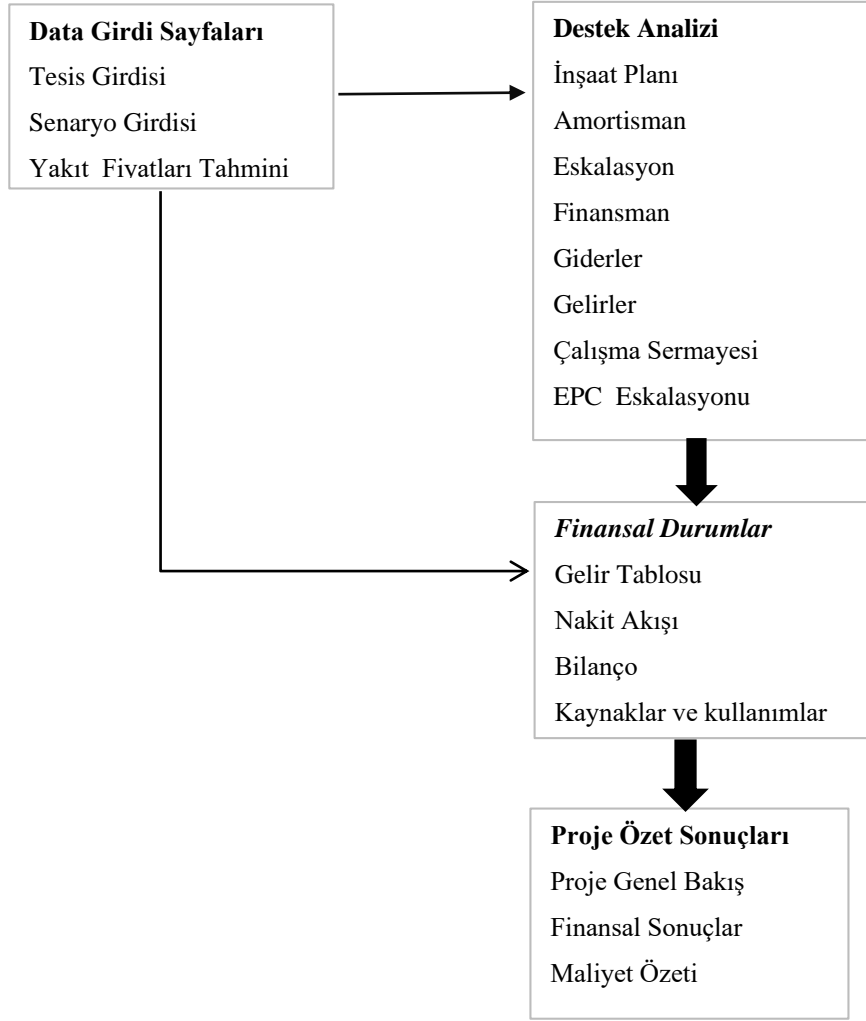
Önerilen tesislerin yatırım maliyetleri, temel ekonomik göstergeleri (COE, LCOE ve CO<sub>2</sub> yakalama maliyetleri) hesaplamak için tasarlanan DAY Enerji santralleri, ABD Enerji Bakanlığı Ulusal Enerji Teknolojileri Laboratuvarı (National Energy Technology Laboratory-NETL) tarafından geliştirilen, Power Plant Flexible Model (PPFM) ve nominal dolar (cari dolar) İndirgenmiş nakit akışı (DCF-Discounging Cash Flow) analiz aracı Power System Financial Model (PSFM) kullanılarak modellenmiştir [61][68] [81].

Maliyet tahmin metodolojisi olarak ABD Enerji Bakanlığı-NETL tarafından geliştirilen 'Quality Guidelines for Energy Studies Cost Estimation Methodology for NETL Assessment of Power Plant Performance' enerji santrali performans değerlendirmesi için maliyet tahmin metodolojisi kabul edilmiştir [65].



### 5.3.1. Maliyet Modeli Algoritması

Nominal dolar (cari dolar) İndirgenmiş nakit akışı (DCF-Discounting Cash Flow) analiz aracı PSFM maliyet modeli organizasyon yapısı şekil 5.2’de verilmiştir.



Şekil 5.2. PSFM maliyet modeli organizasyonu.

### 5.4. SENARYO TANIMLAMALARI VE MODELLEME

Belirli bir yeni tesise CCS eklemenin maliyetinin hesaplanabilmesi için öncelikle CCS sistemi içeren ve içermeyen tesislerin maliyetlerinin tahmin edilmesi gerekir. CCS ‘li tesis ile aynı proses ve tasarıma sahip referans tesisin (greenfield plant) maliyeti hesaplanmalıdır. Bu tahmin, CCS sisteminin doğrudan ve dolaylı maliyetlerinin gün

yüzüne çıkmasını sağlar. CCS'in getireceği fazladan maliyet, baz alınan referansın seçimi ve proses tasarımı ile doğrudan ilişkilidir. Ayrıca sağlıklı bir sonuç elde etmek için, CCS li tesis ile aynı proses ve tasarıma sahip referans tesisin aynı net güç çıkışı yada aynı miktarda yakıt debisine sahip olduğu varsayılmalıdır. CO<sub>2</sub> yakalama ünitesi olmayan referans tesis kapsamını belirleyen parametreler şunlardır [ 63].

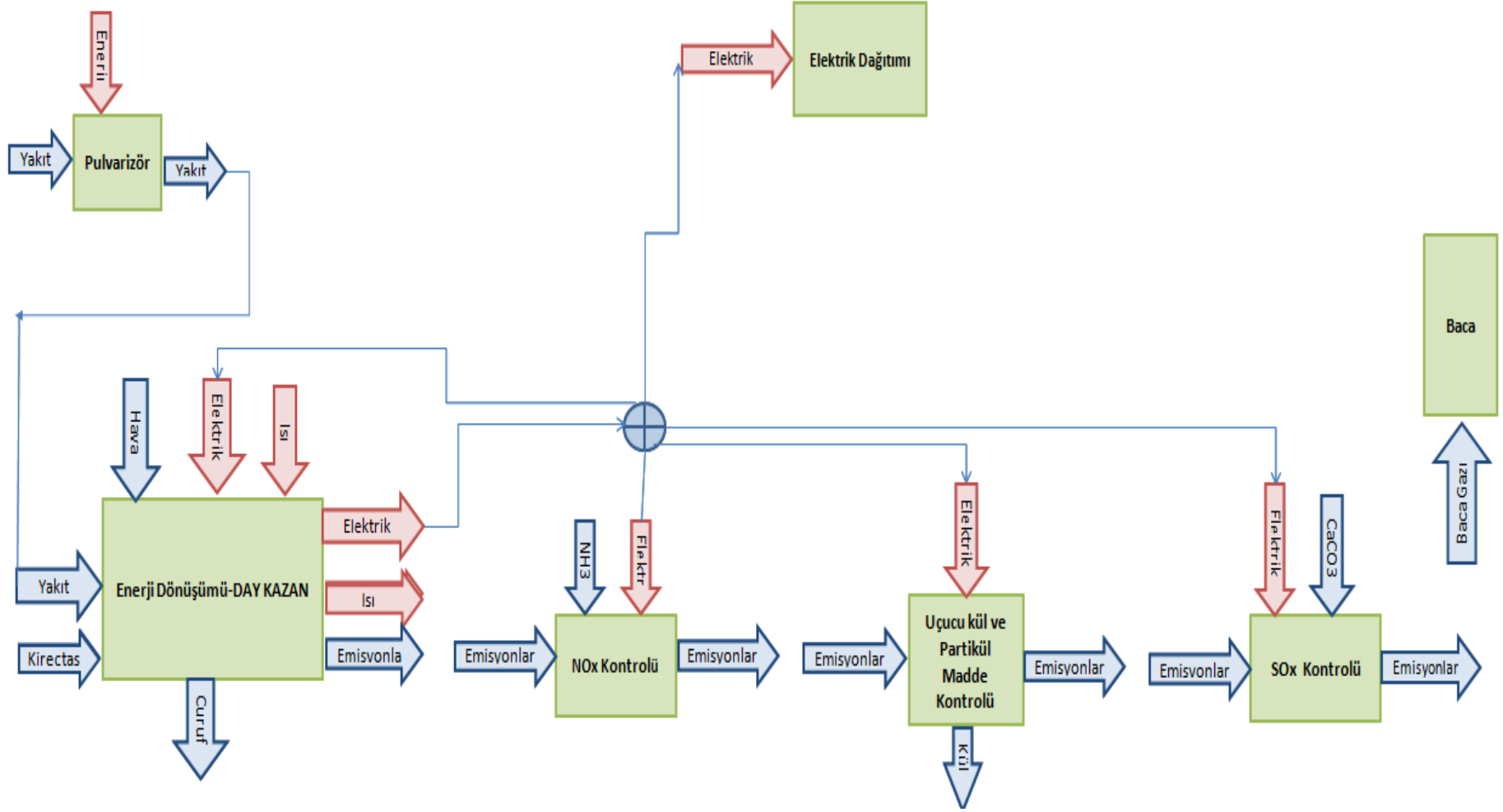
- Kurulumu planlanan tesisin kapasitesi (net güç çıkışı, MW)
- Kurulumu planlanan tesisin yeri (ülke, şehir)
- Kurulumu planlanan tesis yerinin özellikleri (atmosfer basıncı, çevre sıcaklıkları, ortam bağıl nemi)
- Tesisde kullanılacak üretim teknolojisi (IGCC, PC, DAY, vb.)
  - Üretilecek buhar özellikleri (sub-, super-, ultrasuper-kritik)
  - Kondensör basıncı
- Tesisde kullanılacak yakıtın özellikleri
  - Ayrıntılı kömür analizleri (kısa-elementel analiz)
  - Kömür külü analizi
- Hava emisyon limitleri (SO<sub>x</sub> , NO<sub>x</sub>, partiküller, civa)
- Soğutma suyu kaynağı (şebeke, yeraltı, vb)
- Soğutma suyu sistemi
- Atık su bertaraf yöntemi
- Elektrik sistemi
- Malzeme depolama
  - İç mekan vs dış mekan depolama
  - Kömür yığına, sorbent, atık (depolama süreleri)

Geleneksel kömür yakıtlı elektrik santrallerine alternatif olarak, üç farklı tip kömür yakıtlı DAY tesisi tasarlanmıştır. Bir baz senaryo olarak, CO<sub>2</sub> yakalama ünitesi olmayan hava ateşlemeli DAY santrali tasarlanmış ve diğer durumlar bu baz senaryoya dayandırılmıştır. Hava ateşlemeli sistemden oksijenmaya geçişin ekonomik uygulanabilirliği değerlendirilmiştir. Bir kıyaslama senaryosu olarak, CO<sub>2</sub> yakalama üniteli oksijen- DAY santrali, monoethanolamin (MEA) bazlı CO<sub>2</sub> yakalama üniteli DAY

santrali ile karşılaştırılmıştır. CO<sub>2</sub> yakalama oranı her iki durum için % 90 olarak belirlenmiştir. Üç durum içinde aynı net güç çıkışı 550 MWe kabul edilmiştir.

#### **5.4.1. Durum 1: DAY Enerji Santrali (CO<sub>2</sub> Yakalama Ünitesi İçermeyen)**

Bu durum, CO<sub>2</sub> yakalama ünitesi içermeyen klasik hava ateşlemeli SC-DAY enerji santrali prosesidir. Bu çalışmada de-NO<sub>x</sub> giderimi için SCR sistemi tercih edilmiştir. Kükürt içeriği baz alınarak, Bu çalışmada SO<sub>x</sub> tutulumu için kazan yatağına kireçtaşı enjeksiyonu ve kuru-FGD sistemi birlikte modellenmiştir. Siklon ve fabric filtre parçacık emisyon kontrolü için kullanılmıştır. Tesis ayrıca, kondansatöre ve diğer tesis proseslerine soğutma suyu sağlayan tesis soğutma ünitesi, kazan tarafından üretilen buharı, buhar türbinleri kullanarak elektriğe dönüştüren buhar döngüsünden oluşmaktadır. Şekil 5.3 Hava ateşlemeli - DAY enerji santraline ait genel akış diyagramını göstermektedir. DAY enerji santrali sistem parametrelerinin tamamı bölüm 5.2.1’de ayrıntılı olarak verilmiştir.



Şekil 5.3. Durum 1: Hava ateşlemeli DAY tesisi ayrıntılı akış diyagramı.

#### 5.4.2. Durum 2: OKSİ-DAY Enerji Santrali

Tasarlanan, Oksi-DAY tesisinin başlıca alt üniteleri ve ekipmanları şunlardır. HAÜ, DAY, CO<sub>2</sub> Sıkıştırma Ünitesi, Kondenser, Fabric Filtre, SCR ünitesi, yanma sıcaklığını kontrol etmek için kazana baca gazının geri dönüştürülmesini sağlayan, ID Fanlar (Induced Draft Fans- cebri çekme fanları), kuru baca gazı kükürt giderme tesisi (kuru FGD), kondansatöre ve diğer tesis proseslerine soğutma suyu sağlayan tesis soğutma ünitesi, kazan tarafından üretilen buharı, buhar türbinleri kullanarak elektrığe dönüştüren buhar döngüsünden oluşmaktadır.

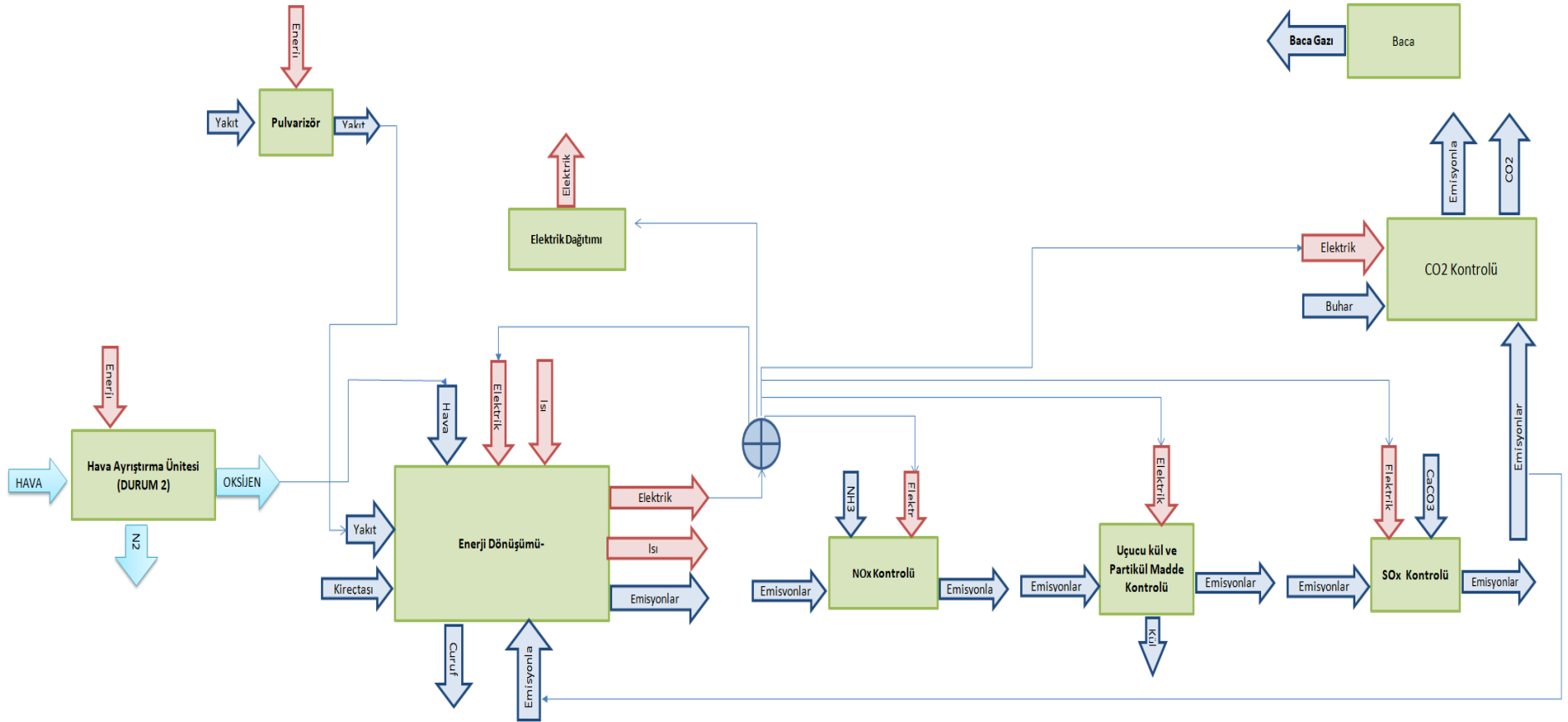
Oksi-DAY tesisi HAÜ'de üretilen oksijenin saflığı % 95 ve basıncı 0,1 MPa olarak kabul etmiştir. HAÜ için yük faktörü değeri, üretilen oksijen mol/s başına 25.91 kW tır [61].

Oksi-DAY sisteminde kazana geri gönderilen baca gazı miktarı, toplam baca gazının % 55'i olarak varsayılmaktadır. Yanma için kullanılan fazla oksijen miktarı %8 (kütle O<sub>2</sub>), kazan içerisine sızan hava miktarı ise %1,76 olarak varsayılmıştır.

Oksi-DAY enerji santrali, hava ile çalışan DAY santrali ile aynı çevresel kontrol yöntemlerini uygular. Siklon ve Filtre (Baghouse) parçacık emisyon kontrolü için kullanılır. Kömür S içeriğine göre, kazana kireçtaşı enjeksiyonu ve Spray Dryer Absorber (SDA) sistemi yada FGD ünitesi SO<sub>x</sub> kontrolü için kullanılır [42].

Oksi-DAY santrali için, kazan yatağı içerisine kireçtaşı ilavesi mevcut S'in büyük bölümünün yatak içerisinde tutulmasını sağlar. SO<sub>x</sub>, CaSO<sub>3</sub>, CaSO<sub>4</sub> veya CaSO<sub>4</sub> • H<sub>2</sub>O (alçıtaşı) 'na dönüşür. Kazan yatağına kireçtaşı enjeksiyonu, düşük S içerikli kömürler için yeterli olabilirken, yüksek S içerikli kömürler için ekstra FGD ünitesi gerekir [24].

Durum 2, oksijenleme DAY enerji santrali proses konfigürasyonunu içermektedir. Şekil 5.4 Oksi-DAY tesis alt sistemleri şematik yapısını göstermektedir.



Şekil 5.4. Durum 2: Oksi-DAYenerji santrali genel akış diyagramı [61].

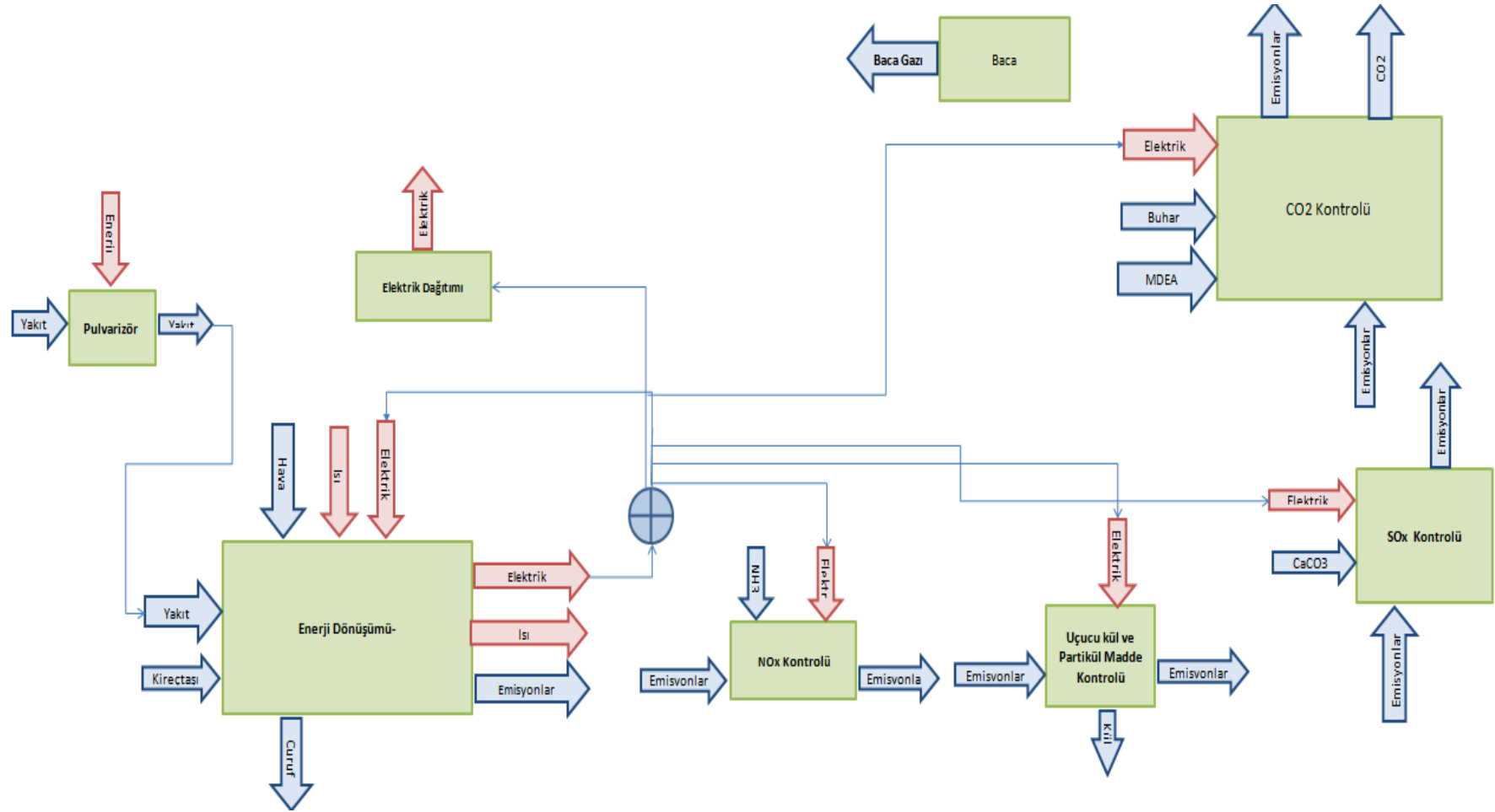
Bu çalışmada SO<sub>x</sub> tutulumu için kazan yatağına kireçtaşı enjeksiyonu ve FGD sistemi birlikte modellenmiştir. Orhaneli linyiti, kütlece S yüzdesi %1,5'den fazla olduğu için yüksek S içerikli kömür sınıfında yer almaktadır. Akışkan yatak sisteminde yatak içinde kireçtaşı ile tutulan S dışında, baca gazında oluşan SO<sub>x</sub>'in tutulumu için extra kuru-FGD ünitesi tasarlanmıştır. Kireçtaşı enjeksiyon verimi %94'dür. Kuru FGD'nin SO<sub>x</sub> uzaklaştırma verimliliği %93'tür [61].

Oksi-yakıt yanma teknolojisinde kullanılan oksijen temel genellikle düşük basınç ve düşük saflıktadır. Oksijen basıncı 1.3-1.7 bar aralığında ve oksijen saflığı % 85-98 O<sub>2</sub> aralığındadır [58]. HAÜ'nun güç tüketimini tanımlayan en önemli ajanlardan biri O<sub>2</sub> saflığıdır. O<sub>2</sub>'nin saflığı dolaylı olarak oluşan CO<sub>2</sub>'nin saflığını da etkiler [19]. Çünkü girişteki oksijen saflığı azaldıkça, sisteme giren azot miktarı artmaktadır. Bu çalışmada oksijen saflığı % 95 ve basıncı 0.1 MPa olarak kabul edilmiştir.

#### **5.4.3. Durum 3: Amin Bazlı CO<sub>2</sub> Yakalama Üniteli DAY Enerji Santrali**

Durum 3, amin bazlı CO<sub>2</sub> yakalama ünitesi içeren SC-DAY enerji santrali prosesidir. Tasarlanan, amin bazlı CO<sub>2</sub> yakalama üniteli DAY enerji santralinin başlıca alt üniteleri ve ekipmanları: DAY, NO<sub>x</sub> kontrolü sağlayan SCR, Fabric Filtre, FD / PA fanlar, ID fanlar (Induced Draft Fans- cebri çekme fanları) kondensör, amin bazlı CO<sub>2</sub> yakalama tesisi, CO<sub>2</sub> sıkıştırma ünitesi, diğer tesis proseslerine soğutma suyu sağlayan tesis soğutma ünitesi, kazan tarafından üretilen buharı buhar türbinleri kullanarak elektrığe dönüştüren buhar döngüsünden oluşmaktadır. Kükürt kontrolü için kazan yatağına kireçtaşı enjeksiyonu ve kuru-FGD ünitesi birlikte kullanılmıştır.

Amin bazlı CO<sub>2</sub> yakalama üniteli DAY enerji santrali sistem parametrelerinin tamamı bölüm 5.2.1'de ayrıntılı olarak verilmiştir. Şekil 5.5 amin bazlı CO<sub>2</sub> yakalama ünitesi içeren SC-DAY enerji santraline ait genel akış diyagramını göstermektedir [61].



Şekil 5.5. Durum 3: DAY MEA bazlı CO<sub>2</sub> yakalama tesisi ayrıntılı akış diyagramı.



## 5.5. MALİYET ÖLÇEKLENDİRME VE GÜNCELLENDİRME

Maliyetleri ölçeklendirirken, teknolojilerin mümkün olduğu kadar benzer olması gerekmektedir. Bu benzerlik için kullanılan parametreler şunlardır:

- Oksidan tipi (hava veya oksijen)
- Yükseklik / Konum (Uluslararası Standartlar Örgütü [ISO] vb.)
- Tesis türü (alt kritik, süperkritik, ultra süperkritik, vb.)
- Teknoloji tipi (PC, DAY, IGCC, NGCC, vb.)
- Emisyon kontrol teknolojileri (CO<sub>2</sub> yakalama, baca gazı kükürt giderme [FGD], vb.) [82].

Maliyet ölçeklendirmesi için sistem parametrelerinden bir tanesi kullanılır. Gerçekte ana ekipman öğelerinden bazıları, birden fazla parametreden etkilense de tek bir parametre ile yüksek seviyede ölçeklendirme gerçekleştirilebilir. Tesisin herbir alt kalemi, en benzer referanstan ölçeklendirilmelidir [82].

Maliyet ölçeklendirmesi için en az bir işlem parametresi (akış hızı, kapasite, vb.) ve ekipman tipine göre değişen bir üs kullanılır. Üssün temel amacı, ölçekleme ekonomileri için hesaplama yapabilmektir. Bu nedenle, ekipman boyutları büyürken, ilave kapasiteyi artırmak daha ucuz hale gelir. Katsayısı belirtilmeyen ekipmanlarda genellikle 0.6 katsayısı kullanılır. Bu çalışmada kullanılan, tüm tesis alt ekipmanları için farklı ölçekleme katsayıları kullanılmıştır. Ekipman türü ve kullanılan katsayılar EK 1 B'de gösterilmektedir [61]. Maliyetleri ölçeklendirmek için denklem 5.1 kullanılmıştır.

NETL'in 'Quality Guidelines for Energy System Studies Capital Cost Scaling Methodology: Revision 3 Reports and Prior' raporu bütün teknoloji tipleri (PC, DAY, IGCC, NGCC) ve farklı oksidant tipleri için kategorileştirilmiş ölçeklendirme değişkenlerini ve ölçeklendirme katsayılarını içermektedir [82].

$$C_A = C_B \cdot \left[ \frac{Q_A}{Q_B} \right]^M \quad 5.1$$

$C_A$  = A kapasitesine sahip ekipmanın sermaye maliyeti

$C_B$  = B kapasitesine sahip ekipmanın sermaye maliyeti

$Q_A$  = A kapasitesine sahip ekipmanın tesis performans parametresinin değeri

$Q_B$  = B kapasitesine sahip ekipmanın tesis performans parametresinin değeri

$M$  = Her bileşen için değişen ölçeklendirme katsayısı

Bu çalışmada tahmin edilen bütün maliyetler ‘amerikan doları’ cinsinden ifade edilmiştir. Maliyet güncellemesi ‘Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)’ kullanılarak yapılmıştır. Referans alınan maliyetlerin güncellenmesi için maliyet endekslemesinin 10 yıldan fazla bir süre için yapılmaması doğru bir uygulama olarak kabul edilir [12][83]. 2008-2015 yıllarına ait CEPCI değerleri Çizelge 5.6’da verilmiştir.

Çizelge 5.6. 2008-2015 yıllarına ait CEPCI değerleri.

Yıl	CEPCI Tesis Maliyet İndeksi
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	579,8
2015	556,8

## 5.6. TEKNO-EKONOMİK ANALİZ SONUÇLARI

Yakıt olarak seçilen, Orhaneli kömürü için kısa analiz, elementel analiz ve ısıl değer analizleri TÜBİTAK MAM Enerji Enstitüsü’nde gerçekleştirilmiştir. Numuneler ASTM D 5865, ASTM D 5373, ASTM D 7582 yöntemlerine göre hazırlanmış ve

analiz edilmiştir. Analiz sonuçları Çizelge 5.7, Çizelge 5.8 ve Çizelge 5.9'da verilmiştir [38].

Çizelge 5.7. Orhaneli kömürü kısa analiz sonuçları [38].

Kömür	Orijinal temelde (% ağırlıkça)				Kuru temelde (% ağırlıkça)		
	Nem	Uçucu Madde	Kül	Sabit Karbon	Uçucu Madde	Kül	Sabit Karbon
Orhaneli	30,40	32,75	6,49	30,35	47,06	9,33	43,61

Çizelge 5.8. Orhaneli kömürü ısıl değerleri [38].

Kömür	Orijinal temelde (kcal/kg)		Kuru temelde (kcal/kg)	
	Üst Isıl Değer	Alt Isıl Değer	Üst Isıl Değer	Alt Isıl Değer
Orhaneli	4341	4001	6237	5989

Çizelge 5.9. Orhaneli kömürü elementel analiz sonuçları [38].

Kömür	Kuru temelde( % ağırlıkça)					
	C	H	N	S	O	Kül
Orhaneli	69,53	4,43	1,08	2,28	13,35	9,33

### 5.6.1. Performans Sonuçları

Tasarlanan DAY enerji santrallerinin ana performans sonuçları senaryoları Çizelge 5.10' da gösterilmiştir.

Çizelge 5.10. DAY enerji santralleri ana performans sonuçları.

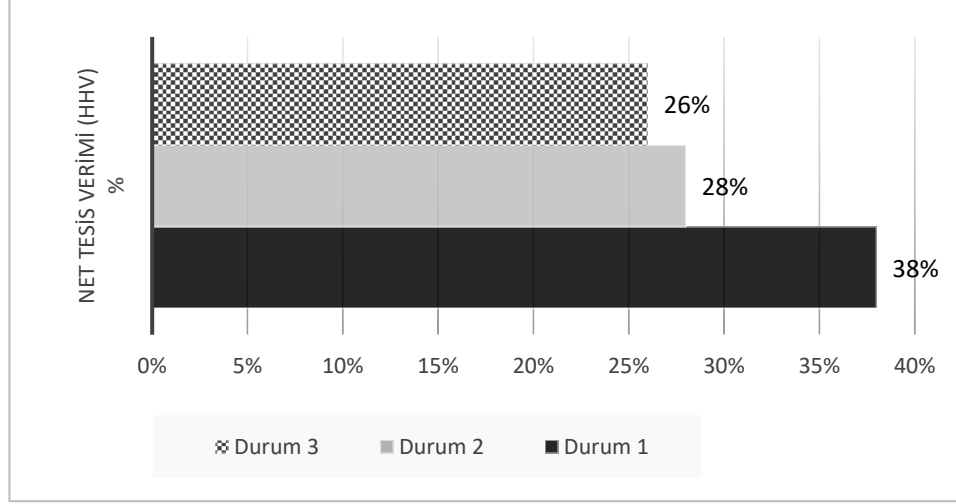
	<b>Birim</b>	<b>Durum 1</b>	<b>Durum 2</b>	<b>Durum 3</b>
Brüt Güç	MWe	578	801	678
Net Güç	MWe	550	550	550
Net Tesis Verimi (HHV)	%	38%	28%	26%
Kömür	t/gün	7.541	10.229	11.230
Termal Input	MWt	1439	1952	2143

HHV: High Heating Value

HAÜ ve CO<sub>2</sub> yakalama ünitelerinin eklenmesi sistemde ek güç tüketimine neden olacağından, durum 2'nin (oksi-DAY) buhar türbini gücü (Brüt gücü), durum 1 (hava ateşlemeli-DAY) ve durum 3 (amin bazlı yakalama sistemi) ile karşılaştırıldığında daha yüksektir.

Aynı net elektrik güç (550MWe) elde edilecek şekilde tasarlanmış üç durum içerisinde brüt güç çıkışı en yüksek olan Durum 2 (Oksi-DAY)'dir. Oksi-DAY brüt güç çıkışı 801 MWe'dir. Yaklaşık 250 MWe bir yardımcı yük gereksinimi benzer literatür çalışmaları ile kıyaslandığında oldukça yüksektir. Vu vd. (2020) yaptıkları çalışmada, 431.7 MW net elektrik üretimi sağlayan ısı entegrasyonlu USC- Oksi-DAY sistemi için toplam yardımcı yük elektrik sarfiyatını 130.8 MWe ve brüt gücü 562.5 MWe olarak bulmuşlardır [84]. Literatüre göre yardımcı yük gereksiniminin oldukça yüksek çıkmasının nedeni kullandığımız modelde sistem optimizasyonu ve ısı entegrasyonu işlemlerinin bulunmamasıdır. Bu nedenle yardımcı yük sarfiyatı oldukça yüksek çıkmıştır. Bu durum net tesis verimlerinin de düşük çıkmasına neden olmuştur. Benzer çalışmalarda kullanılan modellerde özellikle HAÜ ve CPU ünitelerinde ısı entegrasyonları kullanılarak, enerji sarfiyatından büyük ölçüde tasarruf sağlanmıştır. Bölüm 2.4'de ısı entegrasyonu ve proses geliştirmenin net güç ve verim üzerindeki etkileri detaylı olarak anlatılmıştır.

HAÜ ve CO<sub>2</sub> tutulum ünitelerinin eklenmesi, sistemde beklendiği gibi bir verim kaybına neden olmuştur. Şekil 5.6'da görüldüğü gibi bu verim kaybı, durum 3'de (amin bazlı yakalama sistemi), durum 2'den (oksi-DAY) daha yüksektir. Oksi-DAY için verim kaybı % 10 ve amin bazlı yakalama sistemi için % 12'dir.



Şekil 5.6. DAY enerji santralleri verim tahminleri.

Literatürde, Oksi-DAY santrali için verim kayıplarının % 9-11 arasında olduğu bildirilmiştir [45][19]. HAÜ güç tüketiminin optimizasyonu, verim kayıplarının azaltılması konusunda son derece önemlidir. Bunun için sistemin ısı entegrasyon süreci artırılmalıdır. Verim kayıpları bu şekilde % 3-7 arasında düşürülebilir [85]. Alstom, yaptığı duyarlılık analizinde HAÜ güç tüketiminin 150'den 140 kWh/tO<sub>2</sub>'ye düşürülmesinin LCOE'de % 1.1'lik bir düşüşe neden olacağını tahmin etmişlerdir [36].

Oksiyanma teknolojisinde daha yüksek genel sistem verimliliği elde etmek için sistem optimizasyonu ve ısı entegrasyonu iyileştirilmelidir. Kazan besleme suyunu ısıtmak için HAÜ ve CO<sub>2</sub> yakalama sisteminden gelen atık ısının kullanılmasının genel sistemin enerji verimliliğini büyük ölçüde arttırdığı ortaya konmuştur [58].

Matuszewski ve diğ. HAÜ tasarımındaki değişikliklerin net santral enerji verimliliği üzerindeki etkisini araştırdı. HAÜ tasarımında ısı entegrasyonunun geliştirilmesi ile toplam net enerji verimliliğinin % 8 oranında artırılabilirliğini bulmuşlardır [42]. Çizelge 5.11'de literatürde yer alan ticari ölçekli tasarlanmış oksiyanma tesisleri verim tahminleri verilmiştir.

Çizelge 5. 11. Ticari ölçekli Oksiyanma tesisleri için literatürde yeralan verim tahminleri [36].

Çalışma	Tarih	Oksiyanma MW Brüt	Oksiyanma Net Verim% (optimize edilmiş durum)	Hava ateşlemeli tesis net verim %	Verim Cezası% (optimize edilmiş durum)	Buhar Özelliği MPa/°C/°C	HAÜ Güç MW	CPU Güç MW	Diğer Yan Üniteler MW	Not
NETL	2010	746	32.4 (HHV)	39.9	7.5	27.6/649/649	91	62	–	PC
EPRI	2011	700	39 (HHV)	32	7	USC	91	59	46	PC
Jänschwalde	2012	250	35–36 (LHV)	n/a	n/a	28.6/600	28–34	23–35	–	PC
Compostilla	2013	345	33.3 (LHV)	41.1	7.8	Supercritical	38.5	34.2	34.8	DAY
Enel Fizibilite Çalışması	2013	430	35.44 (LHV)	–	n/a	25/605	75	17	18	Basıncılı DAY
FutureGen	2013	168	21.5 (HHV)	n/a	n/a	–	–	–	–	PC
Air Liquide	2013	1000	41.9 (44.0) (LHV)	49.6	7.7 (5.6)	28/600/620	–	–	–	PC
Alstom	2013	900	33.4 (37.1) (LHV)	46.2	12.7 (9)	27.5/600/620	–	–	–	PC
EDF	2013	1100	36.1 (38.3) (LHV)	46.1	10 (7.8)	30/600/620	124	74	–	PC
Canmet	2013	786	–	–	–	–	111	98	–	PC
NTNU	2013	–	29.8 (31.2)(HHV)	39.8	10 (8.6)	–	–	–	–	PC

Oksi-yakıt yanma teknolojisinde kullanılan yakıt tipi, kazan tipi ve HAÜ parametreleri yardımcı yükleri önemli ölçüde etkiler [42]. Tasarlanan tesislerin yardımcı yüklerinin dağılımı Çizelge 5.12 'te gösterilmektedir.

Çizelge 5.12. DAY tesislerinin yardımcı yüklerinin dağılımı.

Santral Yardımcı Üniteler	Birim	Durum 1	Durum 2	Durum 3
Kömür İşleme	kWe	541	648	665
Pulvarizör	kWe	157	213	222
Baghouse	kWe	258	377	365
Kül İşleme	kWe	2.234	3.263	3.159
Yüksek emişli fan (Primary/Forced Draft Fan)	kWe	5.490	12.884	7.768
Cebri Çekme Fanı (Induced Draft Fans)	kWe	6.203	0	7.801
SCR	kWe	13	18	19
FGD	kWe	323	484	458
FGD Sorbent ve reaktif hazırlama	kWe	384	499	551
Amin bazlı yakalama tesisi yardımcı teçhizatı	kWe	0	0	21.828
CO <sub>2</sub> Sıkıştırma Ekipmanları (2200psia)	kWe	0	75.771	48.102
HAÜKompresör & yardımcı üniteler	kWe	0	138.878	0
Destek Santral Sistemi (Misc Balance of Plant)	kWe	2.000	2.000	2.000
Türbin	kWe	400	400	400
Kondens Pompaları	kWe	879	1.057	442
Su pompaları	kWe	2.658	4.868	8.981
Soğutma Kulesive hava soğutmalı Fanlar	kWe	5.377	8.076	9.097
Trafo Kayıpları	kWe	1.808	3.085	2.297
<b>YARDIMCI YÜK TOPLAMI</b>		<b>28.727</b>	<b>252.513</b>	<b>114.154</b>

Yardımcı ünitelerin harcadığı elektrik yükleri incelendiğinde oks-DAY enerji santrali (durum 2) için gerekli yardımcı yük toplamının diğer durumlara göre oldukça yüksek olduğu görülmektedir. Oksi-DAY enerji santralinde meydana gelen bu artışın en önemli nedeni hava ayrıştırma ünitesi enerji sarfiyatıdır. HAÜ ve CO<sub>2</sub> Sıkıştırma ekipmanları güç sarfiyatıdır. Yukarıda da belirtildiği gibi kullandığımız modelin ısı entegrasyonu ve sistem optimizasyonu sağlayamaması bu değerlerin literatürdeki benzer çalışmalara kıyasla daha yüksek çıkmasına neden olmuştur.

Durum 2 için, HAÜ'nün yanı sıra, CO<sub>2</sub> sıkıştırma ünitesi güç yoğunluğu da dikkat çekicidir. Ayrıca oksijenleme teknolojisine özgü baca gazı devri daimini mümkün kılan fan güçleri de yardımcı yüklerin dağılımı içerisinde oldukça belirgindir.

Karbon yakalama hesaplamaları için kullanılan CO<sub>2</sub> emisyon değerleri ve spesifik (özgül) CO<sub>2</sub> emisyon değerleri Çizelge 5.13'te gösterilmiştir. Durum 1'de salınan CO<sub>2</sub> emisyonu net 924 kg/MWh iken, Durum 2'de salınan CO<sub>2</sub> emisyonu (baca) 124 kg/MWh net dir.

Çizelge 5.13. CO<sub>2</sub> emisyon değerleri ve spesifik (özgül) CO<sub>2</sub> emisyon değerleri.

	CO <sub>2</sub> emisyonu	kg/hr	kg/MWh net
<b>Durum 1</b>	Baca	508.479	924
	Tutulan	0	0
<b>Durum 2</b>	Baca	68.430	124
	Tutulan	615.866	1119
	Geri Dönüştürülen	835.685	1519
<b>Durum 3</b>	Baca	75.724	138
	Tutulan	681.518	1239

### 5.6.2. Toplam Tesis Maliyeti Tahmini

Toplam tesis maliyeti (TTM) (Total Plant Cost), malzeme ve ekipman maliyetini, işçilik-mühendislik-inşaat ve yönetim maliyetlerini içerir. TTM kısaca, yalın inşa edilmiş maliyet (BEC) ve toplam sermaye ve mühendislik maliyetlerinin toplamı olarak tanımlanır [42, 61]. Mühendislik Tedarik İnşa Maliyeti (EPCC) tesis sermaye maliyetini ve ilgili mühendislik maliyetini içerir ancak süreç ve proje bazındaki beklenmeyen giderleri (contingency cost) içermez. Bölüm 4.2'de sermaye maliyeti kategorileri ayrıntılı şekilde açıklanmıştır.

Tasarlanan DAY tesisleri toplam tesis maliyeti tahminleri Çizelge 5.14'te gösterilmiştir. Değerlendirilen üç enerji santrali için de toplam tesis maliyeti içerisindeki en yüksek ortak kalemler, kazan, buhar türbini jeneratörü ve FGD'dir. SCR maliyeti, DAY kazan maliyetine dahildir. Bu nedenle SCR'nin maliyeti ayrı olarak gösterilmemiştir.



Çizelge 5.14. DAY tesisleri toplam tesis maliyeti (TTM) tahmini (\$1MM= \$1,000,000 USD) (2011).

<b>Alt-Sistemler</b>		<b>DURUM 1</b>	<b>DURUM 2</b>	<b>DURUM 3</b>
Kazan Sermaye Maliyeti	MM\$	491.663	584.497	630.712
Buhar Türbin Jeneratör	MM\$	118.452	148.800	135.998
Yakıt hazırlama-işleme	MM\$	42.845	51.975	53.381
Besleme Suyu, Çeşitli Destek	MM\$			
Santral Sistemleri		76.124	120.956	128.015
Kuru FDG	MM\$	167.193	147.190	215.082
Kondensör	MM\$	67.911	107.768	82.468
Soğutma Suyu sistemi	MM\$	31.914	42.559	48.004
Kül-Sorbent İşleme	MM\$	30.655	37.903	37.231
Elektrik Tesis Ekipmanı	MM\$	53.706	112.479	84.105
Enstrümantasyon&kontrol	MM\$	22.894	30.241	27.318
Fabric filtre	MM\$	36.398	31.683	47.700
CO <sub>2</sub> yakalama ünitesi	MM\$		105.694	445.520
HAÜ	MM\$	-	309.537	-
Binalar ve Yapılar	MM\$	68.184	73.313	75.008
Kanal Sistemi ve Baca	MM\$	40.703	29.803	44.634
Mekan Islahı	MM\$	14.671	16.069	16.270
<b>Toplam</b>		<b>1.263.311</b>	<b>1.950.466</b>	<b>2.071.444</b>

Hava ateşlemeli DAY'da (durum 1), TTM'nin % 39'u kazan maliyetidir. Daha sonra % 13 ile FGD ve % 9.4 ile buhar türbini jeneratörü gelmektedir.

Oksi yakıtlı DAY'da (durum 2), kazan sistemi maliyetinden sonraki en yüksek maliyet beklendiği gibi HAÜ'ye aittir. TTM'nin % 16'sı HAÜ maliyetidir. Daha sonra % 7.5 ile FGD ve % 5 ile CO<sub>2</sub> yakalama ünitesi gelmektedir.

Literatür çalışmalarında toplam tesis maliyetinin % 14- 20'sini oluşturduğu tahmin edilen HAÜ, bir oksiyenma tesisinde ekipman maliyeti en yüksek alt ünedir. Oksiyenma prosesinde HAÜ'den sonraki en yüksek maliyetli alt ünite CO<sub>2</sub> sıkıştırma ve saflaştırma ünitesi (CPU)'dur. HAÜ maliyetinin yaklaşık yarısına veya toplam tesis maliyetinin % 7-10' una denk geldiği tahmin edilmektedir. Maliyet tahminleri CO<sub>2</sub> taşıma ve depolamanın dahil olduğu CPU için değişkenlik gösterebilir [36]. Tasarlana

Oksi-DAY (durum 2) tesisinde CO<sub>2</sub> yakalama ünitesi saflaştırma ünitesi içermediği için TTM'nin % 5'i olarak bulunmuştur.

Oksi-yanmada oluşan baca gazı miktarı hava ateşlemeli sistemlere göre daha azdır. Bu nedenle, kullanılan kazan ekipmanının boyutu (yanma odası, siklon, kumaş filtre, fanlar vb.) küçülür. Bu aynı zamanda ekipman maliyetinde yaklaşık % 20 tasarruf sağlar [17].

Oksi-DAY tesisinde (durum 2) hava ateşlemeli DAY tesisine (durum 1) kıyasla TTM değerinde, % 54'lük bir artış olduğu görülmektedir. Bu maliyet artış yüzdesinin temel nedeni, CO<sub>2</sub> tutulumu için sisteme oksii-kazan, HAÜ ve gaz işleme birimlerinin eklenmesidir [42].

Zhu vd., oksii-DAY tesisinin spesifik (özgül) sermaye maliyetinin (\$/kWnet) CO<sub>2</sub> yakalamayan hava kaynaklı DAY tesisinden % 80 daha yüksek olduğunu bulmuştur [17].

CO<sub>2</sub> yakalama ekipmanlarının eklenmesi, toplam tesis maliyetinde dikkate değer bir artış göstermiştir. Bu artış, yanma sonrası amin bazlı CO<sub>2</sub> yakalama tesisi için çok daha yüksektir. TTM, Durum 3'te Durum 1'e kıyasla % 64 artış göstermiştir. TTM değerleri kıyaslandığında, CO<sub>2</sub> yakalama işlemi için oksii-yakıt yanma prosesi daha avantajlı sonuçlar vermiştir.

Borgert ve Rubin, araştırmalarında oksii-yakıt yanma işleminin özellikle düşük kükürt içerikli kömürler için, yanma sonrası yakalama işleminden daha düşük maliyetli veya maliyeti rekabet edebilir olduğunu belirtmişlerdir [21].

Bir oksii-yakıt yanma tesisinin maliyeti en yüksek olan alt sistemleri HAÜ ve CPU'dur. Bu alt sistemler sermaye ve işletme maliyetleri üzerinde diğer alt sistemlerden daha etkilidir. Gelecekte, özellikle oksijen üretim maliyetlerinin azaltılması bu teknolojinin rekabet gücünü artıracak en önemli faktördür [42].

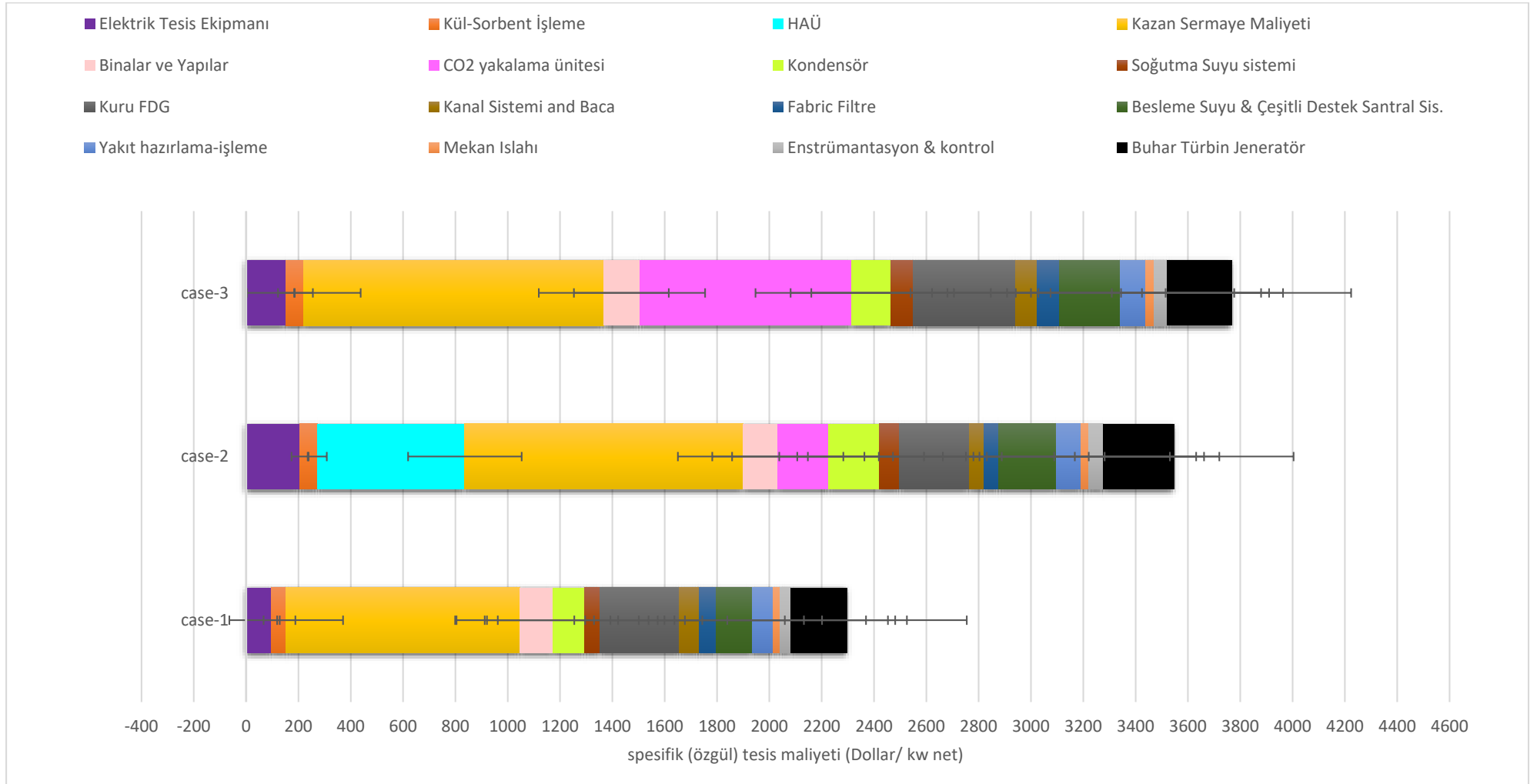
Her durum için tesis maliyeti ve net üretim gücü dikkate alınarak spesifik (özgül) tesis maliyetleri (specific plant cost -SPC) hesaplanmıştır. Karbon tutulumu için oksijen-yakıt yanma prosesi kullanıldığında, spesifik(özgül) sermaye maliyeti cezası yaklaşık 1250 \$/kWnet dir. Şekil 5.7 tasarlanan DAY enerji santralleri alt sistemlerinin spesifik (özgül) tesis maliyeti üzerinde dağılımını göstermektedir.

SPC kW başına (net) = Toplam tesis maliyeti / Net güç çıkışı

Spesifik (özgül) tesis maliyeti değerleri (kWe başına), Durum 1 için 2296 \$ / kWnet, durum 2 için 3546 \$ / kWnet ve durum 3 için 3766 \$ / kWnet 'dir.

### **5.6.3. Toplam Sermaye Maliyetleri Tahmini**

Beklenmedik durum maliyeti yalnızca proje beklenmedik durum maliyeti olarak hesaplanmış, proses beklenmedik durum maliyeti (Process Contingency) hesaplamalara dahil edilmemiştir. İlk işletme sermayesi (initial working capital), teknoloji lisans ücreti, ilk borç rezerv fonu (initial debt reserve), üretim öncesi maliyetler ve envanter sermayesi finansman ücreti değerleri toplam sermaye maliyeti hesaplamalarına dahil edilmemiştir. Toplam Sermaye Maliyetleri, Çizelge 5.15'de görülmektedir.



Şekil 5.7. DAY enerji santralleri alt sistemlerinin spesifik (özell) tesis maliyeti üzerinde dağılımı.

Çizelge 5.15. DAY tesisleri toplam sermaye maliyetleri (Toplamlar karma yıl bazında ifade edilir-inşaat dönemi boyunca harcanan miktar).

<b>İNŞAAT / PROJE MALİYETİ (BIN DOLAR)</b>	<b>DURUM 1</b>	<b>DURUM 2</b>	<b>DURUM 3</b>
Sermaye maliyetleri			
<b>YALIN İNŞA,MÜHENDİSLİK, TEDARIK, MALİYETLERİ (EPC)</b> (BEC ve EPC Ücretleri): Toplam Artan EPC Maliyeti (Sermaye Maliyeti Arttırma Çizelgesunda Hesaplanan), Amortisman Tabi Maliyet	\$1.437.218	\$2.219.025	\$2.470.438
Proje Beklenmedik Durum Maliyeti ( Project Contingency (EPC Maliyetinin % 15) Amortisman tabi Maliyet	\$215.583	\$332.854	\$370.566
<b>TOPLAM SERMAYE MALİYETİ</b>	\$1.652.800	\$2.551.879	\$2.841.003
İnşaat Sırasındaki Faiz (Amortisman Tabi Maliyet) Toplam Finansman Maliyetleri	\$101.794	\$157.168	\$174.975
<b>TOPLAM HARCANAN SERMAYE (TASC)</b>	\$1.754.595	\$2.709.046	\$3.015.978
Fon kaynakları			
Özkaynak	\$965.027	\$1.489.975	\$1.658.788
Borç	\$789.568	\$1.219.071	\$1.357.190
<b>TOPLAM FON KAYNAKLARI</b>	\$1.754.595	\$2.709.046	\$3.015.978

### 5.6.3. İşletme ve Bakım (O&M) Maliyetleri

Oksiyanma tesisi için değişken işletme ve bakım (O&M) maliyetleri, geleneksel tesislere benzer şekilde tahmin edilirken CPU'da kullanılan kimyasallar bu değerlendirmeyi değiştirebilir. Oksiyanma tesisi için sabit O&M maliyetlerinin referans tesislere göre yaklaşık %35 daha yüksek olduğu tahmin edilmektedir. Yanma sonrası CO<sub>2</sub> yakalamada, kullanılan kimyasallar nedeniyle oksiyanmaya nispeten yüksek değişken işletme maliyetlerine sahiptir [36].

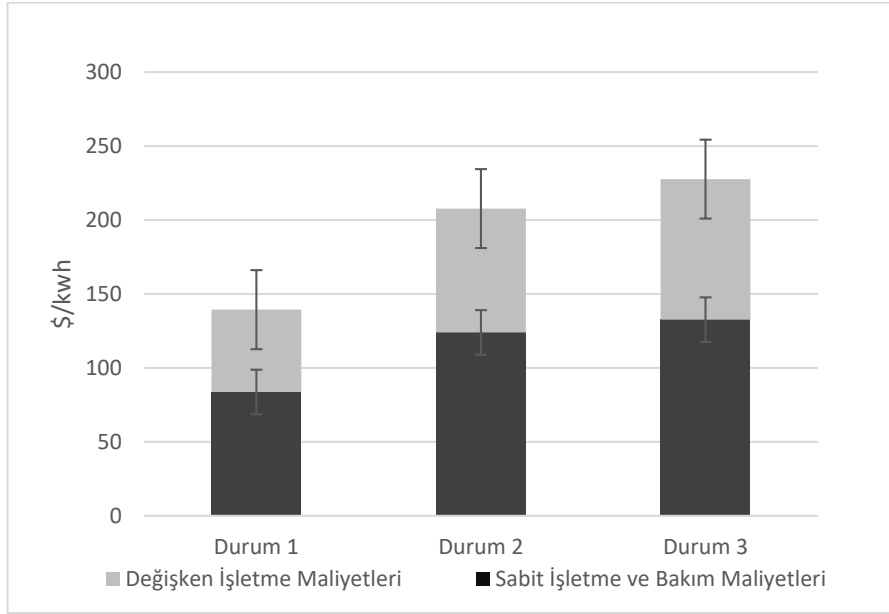
İşletme ve bakım maliyetleri O&M sabit ve değişken maliyetler olmak üzere ikiye ayrılmıştır. Değişken işletme maliyetleri, üretilen güç miktarına bağlıdır. Sabit işletme maliyetleri ise üretilen güç miktarından bağımsızdır [86]. Sabit işletme ve bakım işgücü maliyeti, işgücü maliyetini, idari maliyeti, bakım işçiliğini ve vergileri dikkate alır ve enerji santrali üretiminden bağımsızdır [61].

Değişken işletme maliyeti, bakım malzemesi maliyeti ve sarf malzemesi maliyetinin (yakıt hariç) toplamıdır. Değişken işletme maliyeti, tüketim malzemesi, bakım malzemesi ve kül vb. atıkların berteraf maliyetlerinden oluşur. Malzeme maliyetleri, günlük kullanım, birim maliyet ve tesisin faaliyet gösterdiği yıl sayısı ile çarpılarak yıllık maliyet olarak hesaplanmıştır. Çalışma günü sayısı, kapasite faktörünün 365 gün sayısı ile çarpılması ile hesaplanmıştır. Kapasite faktörü 0,85 olarak alınmıştır [61]. Hizmet maliyetlerinin hesaplanmasında Türkiye piyasa fiyatları kullanılmıştır. Yıllık işgücü maliyetini hesaplamak için kullanılan işletme işgücü ücreti 30\$/h saat'tir [87]. İşletme işgücü yükü, temel işgücü oranının %25'i olarak kabul edilmiştir. Bakım işçilik maliyeti, bakım maliyetinin başlangıç sermaye maliyetine olan ilişkilerine göre değerlendirilir. İşçilik idaresi ve genel masraf ücretleri, O&M nin %25'i olarak kabul edilmiştir. Mülkiyet vergileri ve sigorta, TTM'nin %2'si olarak kabul edilmiştir [65][67]. Bakım malzemesi maliyetleri ise başlangıç sermaye maliyetinin bir fonksiyonu olarak değerlendirilmiştir [67].

O&M (\$ / kWh) maliyetlerinin dağılımı Şekil 5.8' te gösterilmektedir. Durum 2 (oksi-DAY) O&M maliyetleri, durum1'den (hava ateşlemeli DAY) % 49,6 daha yüksektir. Durum 2, durum 3 ile karşılaştırıldığında ise amin bazlı yakalama sistemi O&M

maliyetinin, oksi-DAY'den % 9,6 daha yüksek olduğu görülmüştür. Amine dayalı CO<sub>2</sub> yakalama sisteminde kullanılan kimyasalların maliyetinin bu artışın temel sebebi olduğu belirtilmiştir [36].

Değişken O&M maliyetleri yakıt haricinde sistemde kullanılan tüm sarf malzemelerini içerir. Tesisin su kullanımı için şebeke suyu kullanımı % 50, yeraltı suyu kullanımı % 50 olarak kabul edilmiştir.



Şekil 5.8. DAY Tesisleri O&M maliyetlerinin dağılımı (\$ / kWh).

O&M maliyetlerinin hesaplanmasına ilişkin ekonomik varsayımlar Çizelge 5.16' da gösterilmektedir.

Oksi-DAY tesisinin işletmeye açılma yılı olan 2020 yılından sonraki 5 yıllık dönemdeki toplam maliyetlerin dağılımı ve 5 yıllık kurulum döneminde harcanan sermaye maliyetleri Şekil 5.9'da Oksi-DAY tesisi için işletmeye geçilen 2020 yılından itibaren ilk 5 yıllık işletme dönemi toplam maliyetlerin dağılımını ve Şekil 5.10 Oksi-DAY tesisi için 2015-2019 arasında gerçekleşen 5 yıllık tesis kurulum döneminde harcanan sermaye maliyetlerini göstermektedir.

Çizelge 5.16. O&M maliyetlerinin hesaplanmasına ilişkin ekonomik varsayımlar [38, 61, 87].

**İşletme & Bakım İşçiliği**

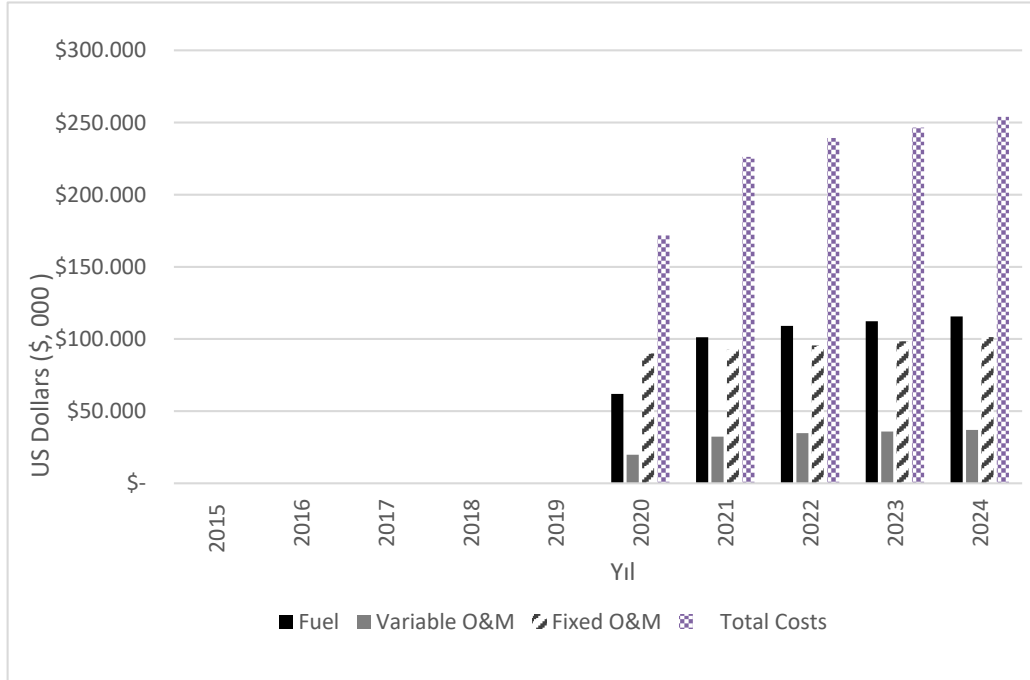
İşçilik Ücreti- Labor Rate	30 \$/saat
İşgücü Yüğü - Labor Burden	25%
Genel Giderler - Overhead Charge	15%

**Sarf Malzemeler**

Su	1,67(\$/gal)
Kireçtaşı	15 \$/ton
Kalsiyum Oksit	80 \$/ton
MEA Solvent	3481 \$/ton
NaOH (amin yakalama)	671 \$/ton
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (amin yakalama)	214 \$/ton
Ammonia - 19% NH <sub>3</sub>	330 \$/ton
DeNO <sub>x</sub> Katalizör	8.938 \$/ton

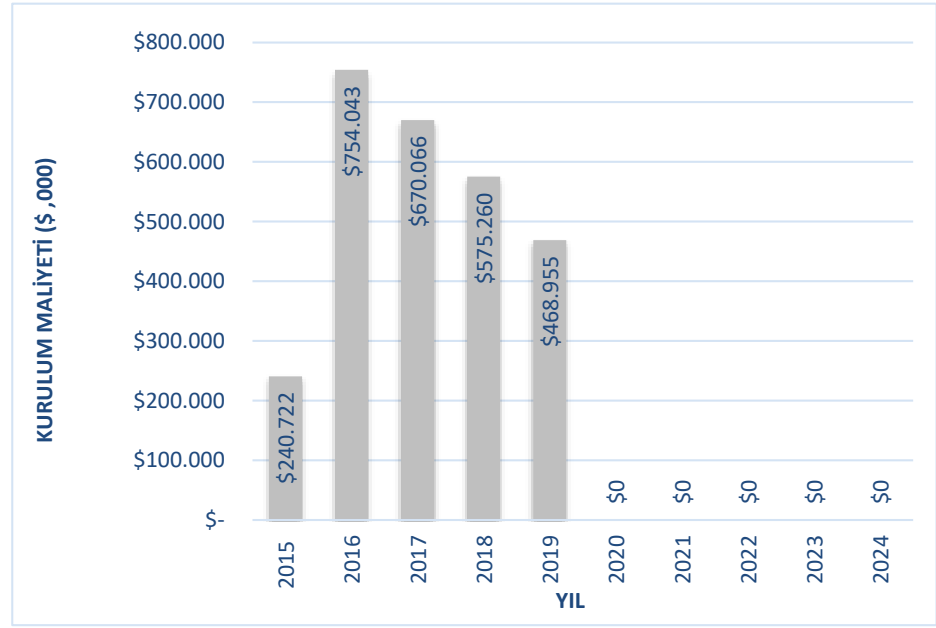
**Atık Uzaklaştırma**

Kül	10 \$/ton
-----	-----------



Şekil 5.9. Oksi-DAY tesisi ilk 5 yıllık işletme dönemi toplam maliyetlerin dağılımı.





Şekil 5.10. Oksi-DAY tesisi 5 yıllık tesis kurulum döneminde harcanan sermaye maliyetleri.

#### 5.6.4 Elektrik Maliyetleri (COE - LCOE)

“COE santralin ilk işletme yılında jeneratör tarafından net MWh başına elde edilen gelirdir, eğer COE bundan sonra genel enflasyon oranına eşit nominal yıllık bir oranda yükselirse, bunun anlamı santralin işletme süresi boyunca reel olarak sabit kaldığıdır.COE’yi hesaplamak için, PSFM bir baz yıl COE belirlemek için kullanılır ki %3 olarak varsayılan yıllık genel enflasyon oranında artırıldığında, tüm ekonomik analiz dönemi boyunca (sermaye harcaması periyodu ve 30 yıllık işletme) öngörülen IRROE'yi sağlar [67-68]. Tasarlanan DAY santrallerinin COE, LCOE ve CO<sub>2</sub> yakalama maliyetleri Çizelge 5.17' de gösterilmektedir.

Çizelge 5.17. DAY tesisleri COE, LCOE ve CO<sub>2</sub> tutulum maliyeti.

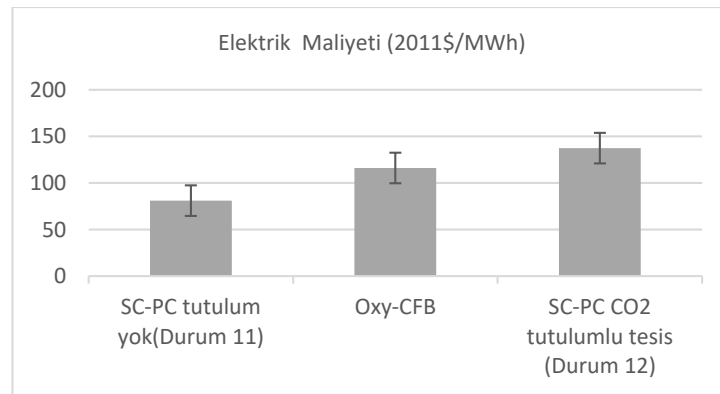
	Birim	Durum 1	Durum 2	Durum 3
Birinci Yıl COE	(\$/MWh)	76	116	130
LCOE	(\$/MWh)	96	148	165
CO <sub>2</sub> yakalama maliyeti	(\$/t)	-	35,7	43,58

Oksi-DAY tesisi COE değeri 116 \$/MWh'dir. COE, oksi-DAY tesisinde hava ateşlemeli DAY tesisine kıyasla % 52 artış göstermiştir. Amine dayalı CO<sub>2</sub> yakalama tesisi (Durum 3) COE değeri 130 \$ / MWh'dir. Hava ateşlemeli DAY ile karşılaştırıldığında (Durum 1), COE değeri % 71 artmıştır.

Matuszewski vd. 550 MWe kapasiteli oksi-DAY linyit kömürlü santralin simülasyonunu gerçekleştirmiştir. COE değerinin hava ile çalışan DAY santraline göre % 69'lük bir artış gösterdiğini belirtmişlerdir [42].

Durum 2'de net termal verimliliği azalttığı için HAÜ ve CPU ünitelerinin enerji tüketimi, COE'yi ve elektrik satışlarından elde edilen geliri etkileyeceği unutulmamalıdır [85].

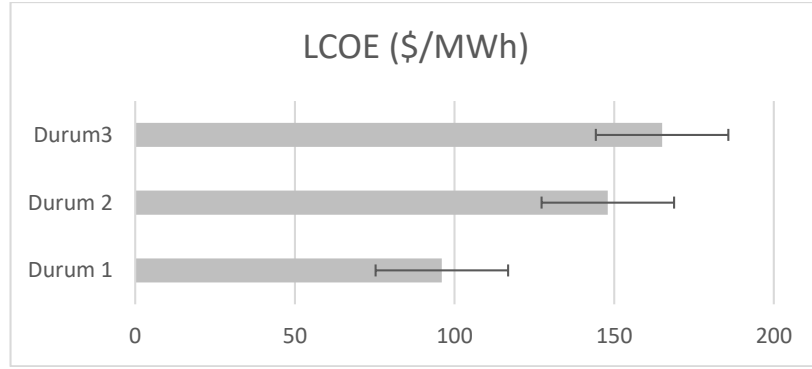
Tesis tipi ve konfigürasyonu, kapasite faktörü, kazan tipi, kömür tipi ve fiyatındaki farklılıklar ekonomik performansların sonucunu etkileyen faktörlerdir. Bu faktörler toplam tesis maliyetini değiştirebileceğinden, literatürdeki verilerin direkt olarak karşılaştırılması doğru bir karşılaştırma olmayabilir. Bu nedenle, elde edilen değerler NETL' in belirlediği hedef-COE bazında karşılaştırılmıştır. "Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Power Plants, Volume 1: Bituminous Coal and Natural Gas to Electricity 2014" temel bir çalışma olarak kabul edilmiştir. Çalışma, hem karbon tutulumlu hem basic SC-PC santralleri için ekonomik göstergelerin hedef temel çizgilerini göstermektedir [90][91]. Şekil 5.11'de önerilen Oksi-DAY sistemi ve baz alınan NETL çalışmasının COE sonuçlarının karşılaştırılması görülmektedir.



Şekil 5.11. Oksi-DAY sistemi COE değerinin DOE PC sistemi hedef değeri ile karşılaştırması.

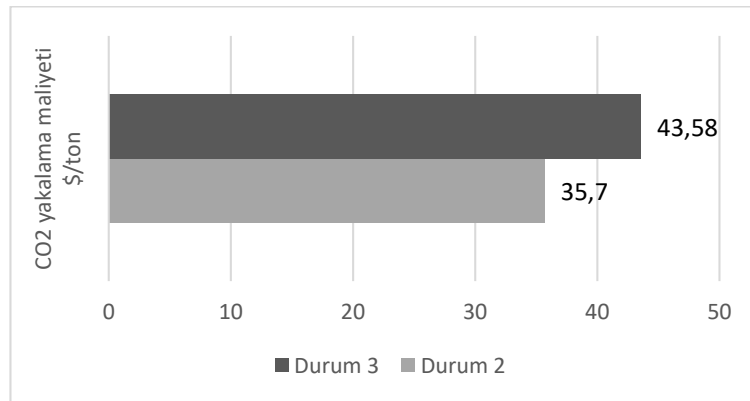
Tasarlanan oksî-DAY enerji santrali, DOE 'nin hava ateşlemeli SC-PC tesisinin (CO<sub>2</sub> tutulumu içermeyen) COE değerinden % 45 daha fazladır. Hedef olarak belirlenen DOE 'nin Amin bazlı SC-PC enerji santralinden ise %18 daha düşüktür.

Şekil 5.12'de görüldüğü gibi, durum 1 ve durum 2 için karşılık gelen LCOE değerleri sırasıyla 96 \$ / MWh ve 148 \$ / MWh'dir. Bu oksî-DAY için LCOE'de %54'lük bir artışı temsil eder. Oksî-DAY tesisi için LCOE'deki artışın ana nedeni yüksek sermaye maliyetleri olmaktadır. Benzer şekilde amin bazlı tesis için LCOE'de %72' lik bir artış gerçekleşmiştir.



Şekil 5.12. DAY tesisleri LCOE (\$/MWh) değerleri.

DOE, gelişmiş kömür yakma teknolojileri için düşük maliyetli elektrik üretim hedefleri belirlemiştir. Bu hedef, en az %90 CO<sub>2</sub> tutulumu için, LCOE'de maksimum % 35 artış hedeflemektedir [88]. Bu çalışmada LCOE için % 54 artış elde edilmiştir. Bu artış DOE hedefinden önemli ölçüde yüksektir.



Şekil 5.13. DAY tesisleri CO<sub>2</sub> yakalama maliyetleri (\$/ton).

Şekil 5.13’de DAY tesisleri CO<sub>2</sub> yakalama maliyetleri (\$/ton) verilmiştir. CO<sub>2</sub> yakalama maliyeti, oksî-DAY tesisi (durum 2) için 35.7 \$ / ton ve amin bazlı CO<sub>2</sub> yakalama sistemleri için 43.58 \$ / ton (durum 3) olarak bulunmuştur. Durum 2’deki (oksî-DAY) CO<sub>2</sub> yakalama maliyeti, durum3’e (amin bazlı yakalama sistemi) kıyasla daha düşüktür.

DOE, 2025 yılına kadar karbon tutma maliyetini 40 \$ / ton CO<sub>2</sub> nin altına düşürmeyi ve 2035 itibariyle 30 \$ / ton CO<sub>2</sub>'nin altına düşürmeyi hedeflemektedir [89].

M. van der Spek vd. [92], 638 MWe üreten bir ASC (advanced süpercritic) PC oksiyenma tesisi için yaptıkları tekno-ekonomik analiz çalışmasında, oksî-yanma ve amin bazlı CO<sub>2</sub> yakalama sistemlerini karşılaştırmıştır. Çalışma, ASC-PC oksiyenma tesisinin amin bazlı CO<sub>2</sub> yakalama sisteminden % 2 daha yüksek net verimliliğe sahip olduğunu göstermiştir. Ancak, PC oksî-yanma tesisinin ekonomik performans göstergeleri (CO<sub>2</sub> sakınma maliyeti, LCOE ve sermaye maliyetleri) amin bazlı CO<sub>2</sub> yakalama sisteminden daha yüksek bulunmuştur. Performansın iyileştirilmesinin her zaman sistemin maliyetine yansımayaabileceği ve tasarım varsayımı ve teknolojisindeki farklılıklar nedeniyle teknolojilerin karşılaştırılmasının zor olduğu belirtilmiştir. Sonuç olarak, proje için elde edilebilecek en iyi çözümün projeye özgü teknoloji gereksinimlerine dayanacağı sonucuna varılmıştır.

Oksiyenma ve yanma sonrası CO<sub>2</sub> yakalama maliyeti literatür tahmin değerleri Çizelge 5.18 ‘de verilmiştir.

Çizelge 5.18. Oksijenleme ve yanma sonrası CO<sub>2</sub> yakalama maliyeti tahminleri literatür değerleri [36].

	NETL (SC bitümlü), US\$	NETL (SC linyit), US\$	IEA (çalışmaların ortalaması 2007-11), US\$	GCCSI (retrofit), US\$	GCCSI (capture ready plant + retrofit), US\$	GCCSI (new SC plant), US\$	ZEP (base durum), euros	ZEP (optimised case), euros	Alstom (European plant 2015), euros	Alstom (European plant 2030), euros	<b>OKSI-DAY ÇALIŞMASI</b>
Oksijenleme Sermaye Giderleri (Capex) \$/kW	2715	3163	3959	2974	2858	4500	3325	2200	-	-	3546
Oksijenleme Sermaye Giderleri Artışı (Referans tesise göre) %	71	58	74	89	81	73	113	81	61	45	54
Yanma Sonrası Yakalama Sermaye Giderleri Artışı (Referans tesise göre) %	81	-	63	145	82	81	67	48	71	47	64
Oksijenleme LCOE, /MWh	102.6	106	102	-	-	121	81.9	63-69.1	79	73	148
Oksijenleme LCOE Artışı (Referans tesise göre) %	62	60	64	-	-	60	84	54	58	46	54
Yanma Sonrası Yakalama LCOE Artışı (Referans tesise göre) %	73	-	75	-	-	72	54	41	70	48	72

### 5.6.5. Karlılık Analizi Sonuçları

Dahili getiri oranı (IRR), tüm nakit akışlarının net bugünkü değerini sifıra eşit yapan iskonto oranının değeridir. IRR, bir tesisin ekonomik uygulanabilirliğini değerlendirmek için yararlı bir ekonomik göstergedir. IRR oranı %10, tesisin ekonomik uygulanabilirliği için eşik değer olarak kabul edilir [93]. Bu çalışmada İç Özkaynak Kârlılığı (Internal Rate of Return on Equity-IRROE) değeri %12 olarak kabul edilmiştir. Çizelge 5.19’da karlılık analizi için kullanılan finansal kabuller verilmiştir.

Geri ödeme süresi (Payback time), 5 yıllık inşaat süresi dahil olmak üzere yatırımın geri dönüşü için gerekli süre olarak tanımlanır [77].

Fayda maliyet oranı, projeden sağlanacak faydanın oransal ifadesidir. Şimdiki değer üzerinden elde edilen gelirin yapılan sermaye yatırımına bölünmesi ile hesaplanır.

Çizelge 5.19. Karlılık analizi finansal kabulleri.

İç Özkaynak Kârlılığı (Internal Rate of Return on Equity-IRROE)	12%
Geri Ödeme Yılı (özsermaye yatırımında) Payback Year	2029
Fayda - Maliyet Oranı Benefit to Cost Ratio	1,30

“Proje nakit akışları dahili getiri oranında iskonto edildiğinde, elde edilen net bugünkü değer (NPV) sıfır olur. Projenin nakit akışı, projenin tüm maliyetlerini, finansal yükümlülüklerini ve gelirlerini hesaba katarak belirlenir. Finansal yükümlülükler, proje borcu hizmetini de içerir. Kalan pozitif nakit akışları özsermaye yatırımcılarına geri dönüş için mevcuttur. Bu nedenle IRROE, projenin Özkaynak Getirisine karşılık gelir.’[68]. Farklı iskonto oranları için elde edilen NPV değerleri Çizelge 5.20’de gösterilmiştir.

Çizelge 5.20. Farklı iskonto oranları için elde edilen NPV değerleri.

Net Bugünkü Değer (NPV) (1000\$)	Durum 1	Durum 2	Durum 3
NPV (8% discount rate)	\$553.741	\$854.960	\$951.823
NPV (10% discount rate)	\$219.986	\$339.653	\$378.132
NPV (12% discount rate)	0	0	0

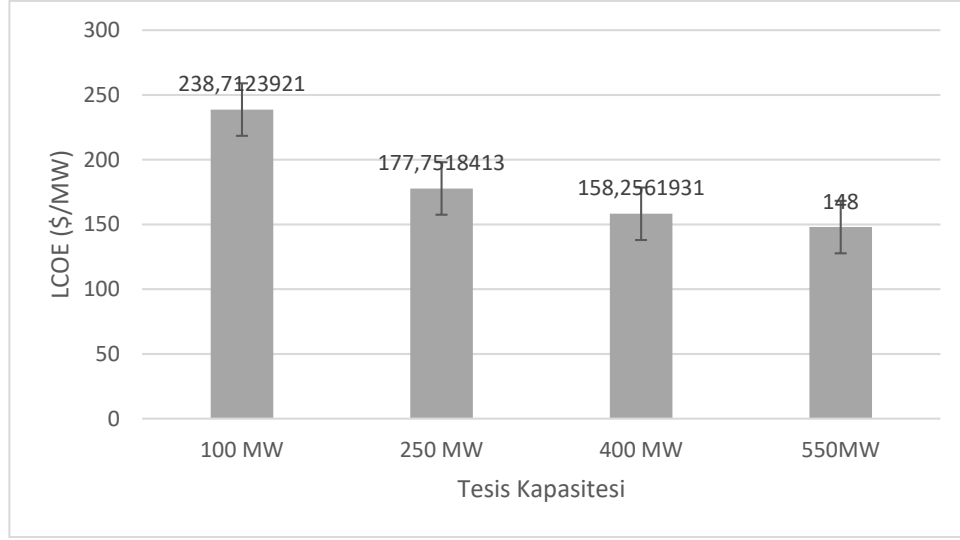
## 5.7. HASSASİYET ANALİZİ (DUYARLILIK ANALİZİ)

Hassasiyet analizi bütün sistem parametrelerinin sabit tutulması, tek bir parametrenin değişmesi ile değiştirilen parametrenin maliyet (nakit akışı) ve sistem performansı üzerindeki duyarlılığını göstermektedir. Farklı parametrelerdeki değişikliklerin genel sistem performansını nasıl değiştirebileceğinin belirlenmesi için yapılır [31][73].

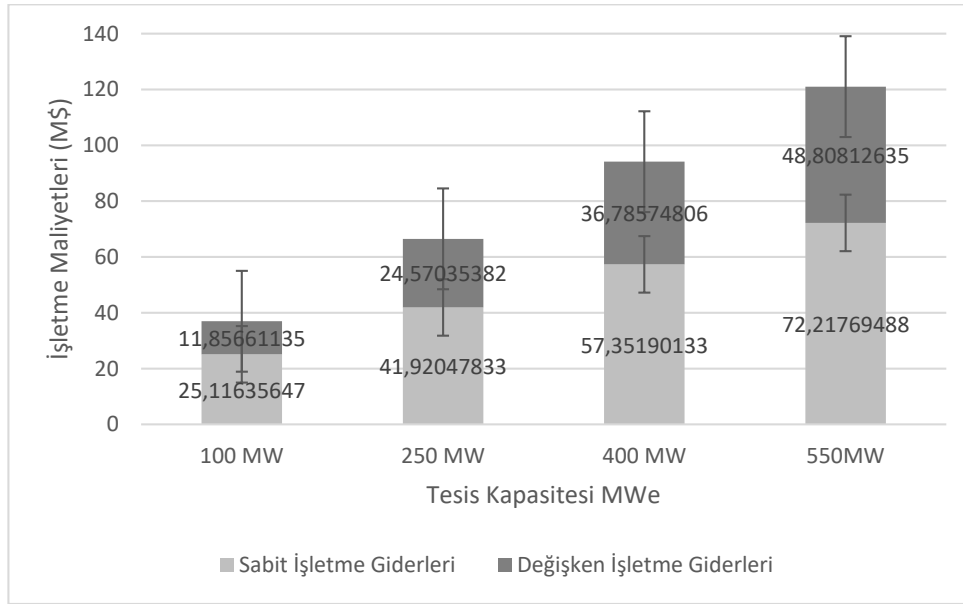
Aşağıda yapılan hassasiyet analizlerinin hepsi Orhaneli kömürü ile çalışan Oksi-DAY sistemi için PPFM ve PSFM modelleri kullanılarak yapılmıştır. Tüm maliyetler ve finansal değerler 2015 yılı sabit dolar bazında hesaplanmıştır. Duyarlılık analizi tesis kapasitesi, kömür fiyatı, borç oranı, faiz oranı ve inşaat süresi gibi çeşitli parametrelerin değiştirilmesiyle gerçekleştirilmiştir.

### 5.7.1. Tesis Kapasitesi Etkisi

Tesis kapasitesindeki değişimin genel yatırım ve işletme maliyetleri üzerindeki etkisi incelenmiştir. Tesis kapasitesi 100 ile 550 MWe arasında değiştirildiğinde, LCOE değeri sırasıyla 238 ile 148 \$ / MWh arasında değiştiği görülmüştür. Kapasite artışı ile LCOE değerinde meydana gelen düşüş Şekil 5.14'de görülmektedir.



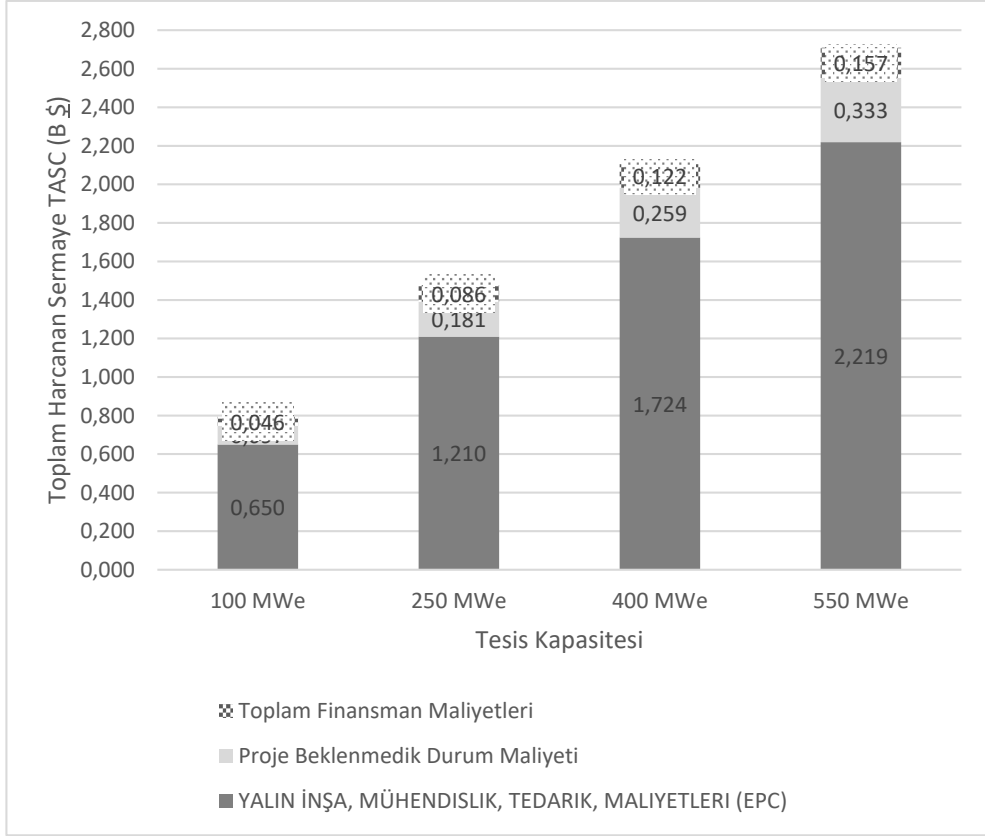
Şekil 5.11. Oksi-DAY tesisi kapasite artışının LCOE üzerindeki etkisi.



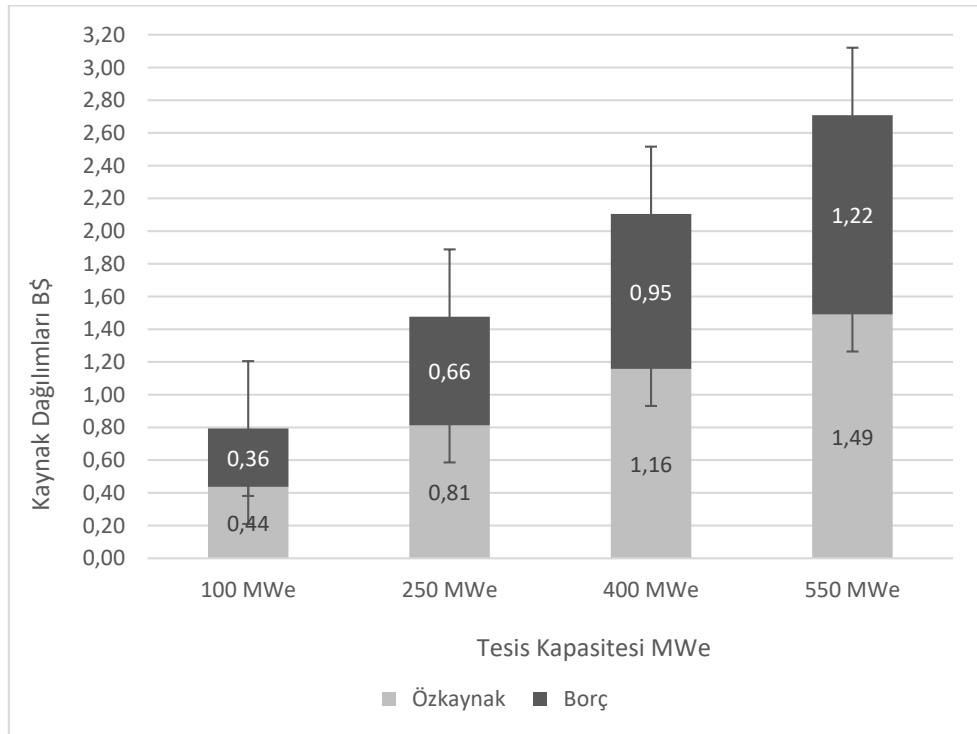
Şekil 5.12. Oksi-DAY tesisi kapasite artışının işletme maliyetleri üzerindeki etkisi.

Kapasite artışı ile işletme maliyetlerindeki değişim Şekil 5.15’de görülmektedir. Kapasite artışı ile yatırım maliyetleri arasındaki değişim Şekil 5.16’da, Oksi-DAY tesisi kapasite artışının toplam yatırım maliyetinin kaynaklarına göre değişimi (%45 Borç kabulü) Şekil 5.17’de görülmektedir.





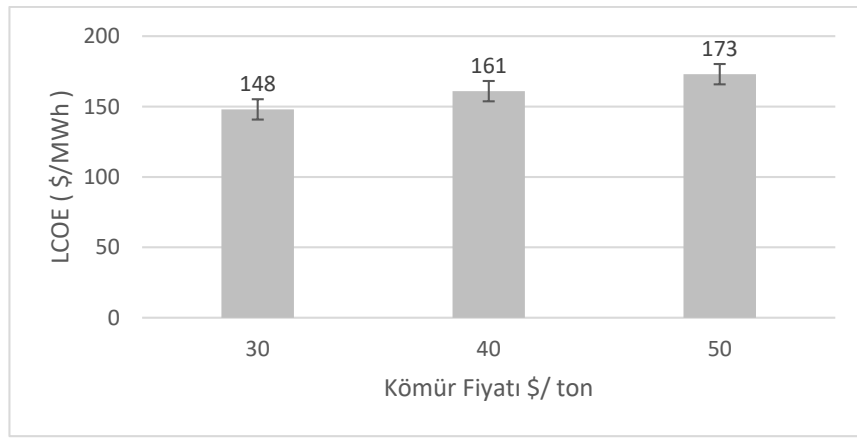
Şekil 5.13. Oksi-DAY tesisi kapasite artışının yatırım maliyetleri üzerindeki etkisi.



Şekil 5.14. Oksi-DAY tesisi kapasite artışının toplam yatırım maliyetinin kaynaklarına göre değişimi (%45 Borç kabulü ile).

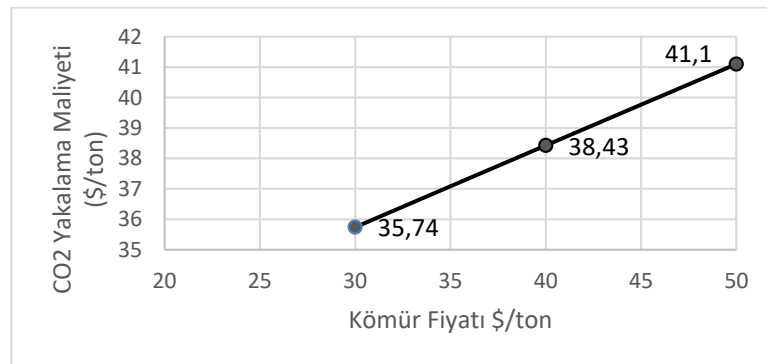
### 5.7.2. Kömür Fiyatı Etkisi

Yakıt fiyatı ekonomik sonuçları etkileyen önemli bir parametredir. Bu çalışmada varsayılan kömür fiyatı 30\$/ton'dur. LCOE'deki duyarlılık, kömür fiyatındaki yaklaşık %65 lik bir artışla değerlendirildi. Kömür fiyatı 30\$/ton'dan 50\$/ton'a yükseldiğinde LCOE'nin sırasıyla 148 \$/MWhnet ile 173 \$/MWhnet arasında artış gösterdiği görüldü. Şekil 5.18, Kömür fiyatının LCOE üzerindeki etkisini göstermektedir.



Şekil 5.15. Oksi-DAY tesisinde kömür fiyatının LCOE üzerindeki etkisini.

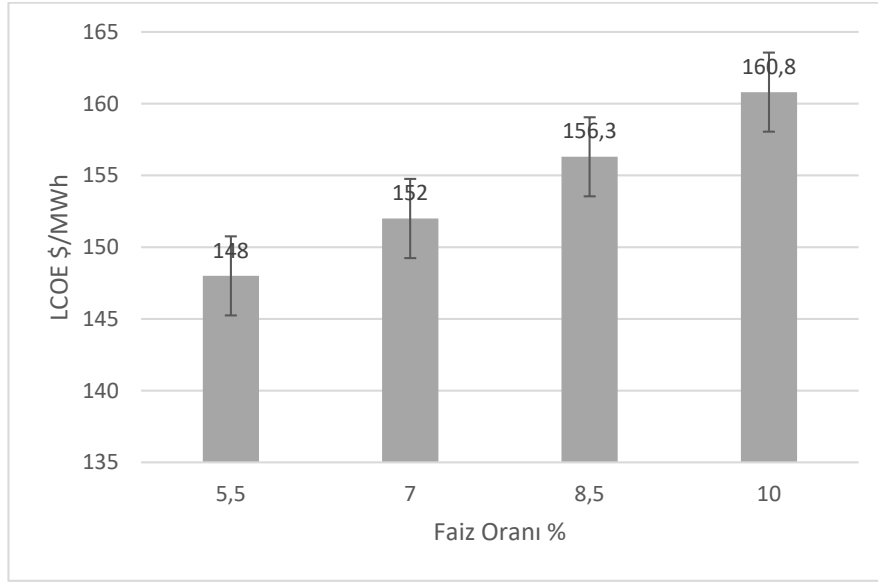
Şekil 5.19, Oksi-DAY tesisinde kömür fiyatındaki artışın CO<sub>2</sub> yakalama maliyeti üzerindeki etkisini göstermektedir. Kömür fiyatı 30\$/ton'dan 50\$/ton'a yükseldiğinde CO<sub>2</sub> yakalama maliyetinin sırasıyla 35,74\$/ton ile 41,1 \$/ton arasında artış gösterdiği tahmin edildi.



Şekil 5.16. Oksi-DAY tesisinde kömür fiyatının CO<sub>2</sub> yakalama maliyeti üzerindeki etkisi.

### 5.7.3. Faiz Oranı Etkisi

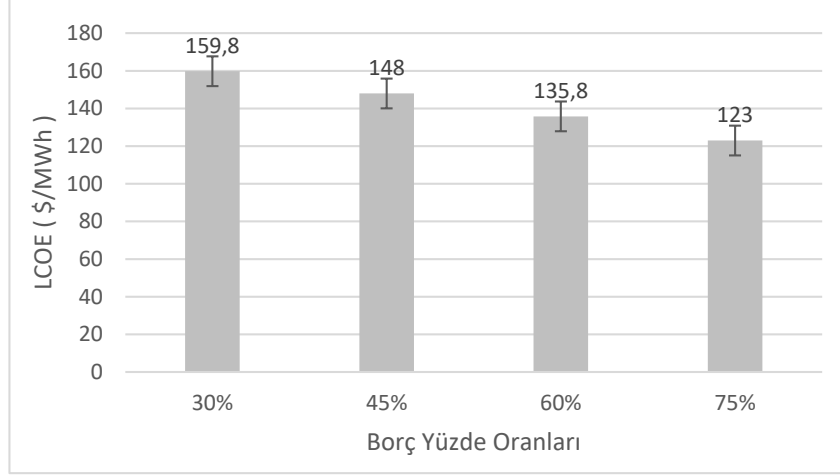
Faiz oranı, ekonomik sonuçları etkileyen önemli bir finansal parametredir. Bu çalışmada varsayılan faiz oranı % 5,5 dur. LCOE'deki duyarlılık, faiz oranındaki yaklaşık yüzde beşlik bir artışla değerlendirildi ve faiz oranının % 5,5'ten % 10'a yükseldiğinde LCOE'nin sırasıyla 148 ile 160 \$ / MWhnet arasında artış gösterdiği tahmin edildi. Şekil 5.20 faiz oranının LCOE üzerindeki etkisini göstermektedir.



Şekil 5.17. Oksi-DAY tesisinde faiz oranındaki artışın LCOE üzerindeki etkisi.

### 5.7.4 Borç Oranı Etkisi

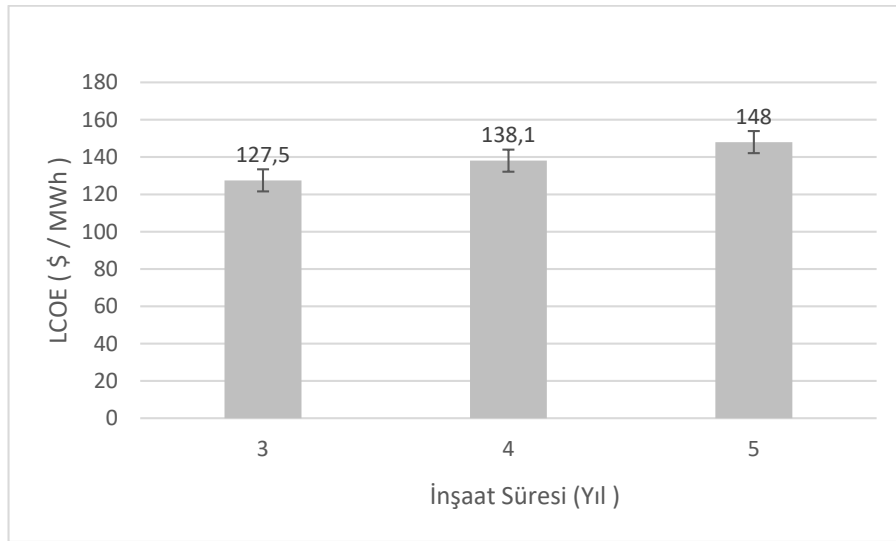
Borç oranı, yatırımın ne kadarının şirketin kendi özkaynakları ile ne kadarının borç ile gerçekleştirildiğini gösteren bir değerdir. Bu çalışmada varsayılan borç oranı % 45 dir. LCOE'deki duyarlılık borç oranının %30'dan %75'e yükselmesi ile hesaplandı. LCOE değerinin sırasıyla 159,8 \$/MWh'den 123 \$/MWh'e düştüğü tahmin edildi. Şekil 5.21 Borç oranının LCOE üzerindeki etkisini göstermektedir.



Şekil 5.18. Oksi-DAY tesisinde yatırım maliyeti borç oranının LCOE üzerindeki etkisi.

### 5.7.5. İnşaat Süresi Etkisi

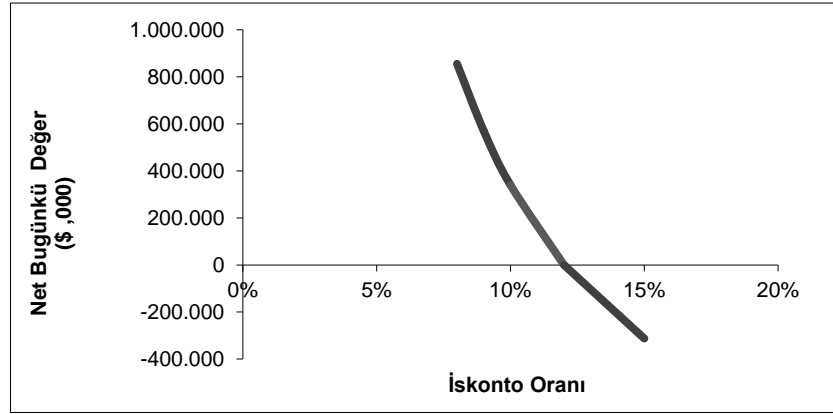
İnşaat süresi, sermaye harcamalarının periyodunu ayarlayan önemli bir parametredir. Teknolojinin gelişmişliği ve stratejik önemi inşaat süresini belirleyen en önemli etkenlerdir. Bu çalışmada varsayılan inşaat süresi 5 yıldır. İnşaat Süresi 3 yıl olduğunda LCOE değeri varsayılan 5 yıllık inşaat süresine göre hesaplanan LCOE değerinden yaklaşık %14 düşük çıkmıştır. İnşaat süresin 3 ve 4 yıl olmasının LCOE değeri üzerindeki etkisi Şekil 5.22’de görülmektedir.



Şekil 5.19. Oksi-DAY tesisinde tesis inşa süresinin LCOE üzerindeki etkisi.

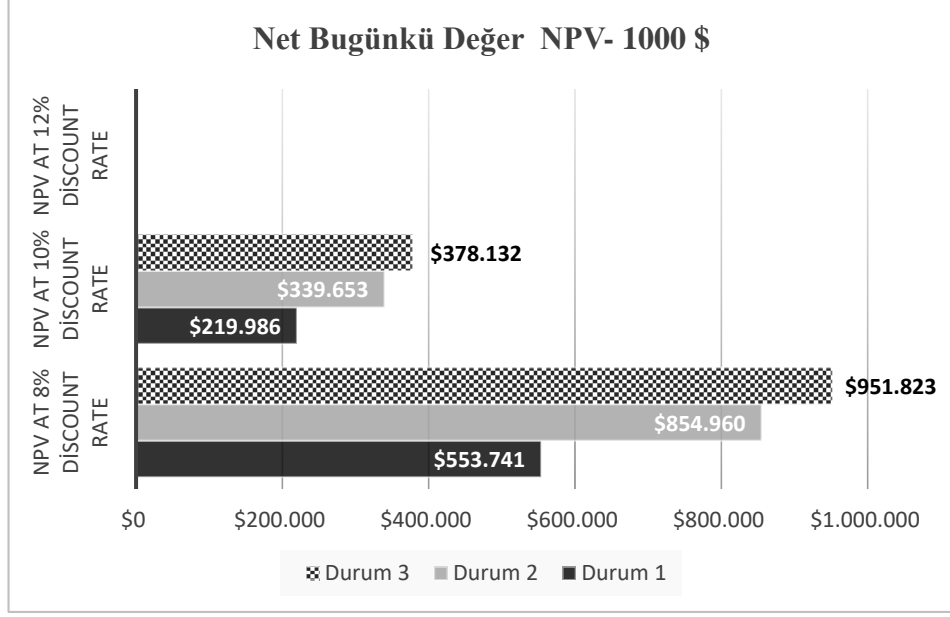
### 5.7.6. İskonto Değeri Etkisi

Bugünkü değeri hesaplamak için kullanılan faiz oranına iskonto oranı (Discount Rate) denir. Tüm iskonto oranlarının nominal olduğu kabul edilmiştir [68]. Şekil 5.23, 550 MWe kapasiteli Oksi-DAY tesisi Net bugünkü değerin (NPV) iskonto oranı ile değişimini göstermektedir.



Şekil 5.20. Oksi-DAY tesisi NPV değerinin iskonto değerleri ile değişimi.

Net bugünkü değer (Net Present Value- NPV), paranın zaman değerini göz önüne alarak belirli bir zaman periyodunda, işletmenin nakit akışlarının gelecekteki toplam değeridir. Şekil 5.24, DAY tesisleri NPV değerinin iskonto değerleri ile değişimini göstermektedir.



Şekil 5.21. DAY tesisleri NPV değerinin iskonto değerleri ile değişimi.

## 5.8. KARBON YAKALAMA TEKNOLOJİLERİ MALİYET KARŞILAŞTIRMASI (LİTERATÜR)

Karbon Yakalama ve Depolama (CCS) teknolojisinin uygulandığı dünya çapında büyük ölçekli birkaç tesis vardır. Bu nedenle, teknolojinin uygulanmasındaki bilgi sınırlıdır. Maliyet tahminleri, proses türüne, ayırma teknolojisine, CO<sub>2</sub> taşıma ve depolama yöntemine bağlı olarak geniş bir bantta yer almaktadır [72].

Literatürde yer alan CCS maliyet tahmin değerleri, Çizelge 5.21’de farklı proses tipi, yakalama teknolojisi ve depolama çözümleri için CO<sub>2</sub> yakalama maliyetleri, Çizelge 5.22’de ise farklı proses tipi, yakalama teknolojisi ve depolama çözümleri için elektrik maliyetleri özetlenmiştir.

Çizelge 5.21. Farklı Proses Tipi, yakalama teknolojisi ve depolama çözümleri için CO<sub>2</sub> yakalama maliyetleri [72].

<b>Proses Tipi</b>	<b>Maliyet (2015\$ / tCO<sub>2</sub>)</b>	
	<b>Min</b>	<b>Max</b>
Kömür yakıtlı güç	41	62
Gaz yakıtlı güç	52	100
Demir Çelik	57	69
Rafireniler ve Doğal Gaz Prosesleri	20	79
Çimento Üretimi	35	110
Doğal Gaz Kombine Çevrim	75	95
Oksiyakıt yanma	45	50
<b>Yakalama Teknolojisi</b>		
Yanma Sonrası (amin)	50	110
Kimyasal Döngü	35	52
Oksiyanma	45	66
<b>Depolama</b>		
CCS	20	110
EOR	52	62

Çizelge 5.22. Farklı Proses Tipi, yakalama teknolojisi ve depolama çözümleri için elektrik maliyetleri [72].

<b>Proses Tipi</b>	<b>Maliyet (2015 \$ / t CO<sub>2</sub>)</b>	
	<b>Min</b>	<b>Max</b>
Kömür yakıtlı güç	59	167
Gaz yakıtlı güç	54	231
NGCC	61	102
Oksiyakıt-yanma	111	271
IGCC	111	278
<b>Yakalama Teknolojisi</b>		
Yanma Sonrası (amin)	111	266
Oksiyanma	111	265
<b>Depolama</b>		
CCS	59	271
EOR	68	87

Budinis vd. yaptıkları çalışmada inceledikleri literatür verilerine göre CCS maliyetlerinin kaynaklar arasında büyük bir değişkenlik gösterdiğini bildirmiştir. Elektrik maliyetlerini (2015 \$ / MWh) tesisin prosesi, yakalama ve depolama yöntemlerine göre sınıflandırmıştır (Çizelge 5.21). En düşük maliyet gaz yakıtlı elektrik üretimine (54 \$ / MWh) aitken, en yüksek maliyet Entegre Gazlaştırma Kombine Sistemlere (278 \$ / MWh) aittir. Bu çalışmada incelenen literatür verilerine göre elektrik maliyeti farklı yakalama teknolojilerine (111-265 \$ / MWh) göre değişmez, ancak CO<sub>2</sub> depolamak için EOR veya EGR yerine kabul edildiğinde çok daha yüksek olabilir.

Kömür yakıtlı ve gaz yakıtlı enerji üretimi için sermaye ve işletme maliyetleri Çizelge 5.23'de verilmektedir. Sermaye maliyetleri 2015 \$/kW<sub>net</sub> olarak, sermaye harcamaları (CAPEX) veya gecelik sermaye maliyetleri olarak ifade edilirken, işletme maliyetleri sabit (2015 \$ / kW-yıl) veya değişken (2015 \$ / MWh) olarak gösterilmiştir [72].

Çizelge 5.23. Kömür yakıtlı ve gaz yakıtlı elektrik santralleri için literatür sermaye ve işletme maliyetleri.

Tesis	Sermaye Maliyetleri (2015 \$ / kW <sub>e</sub> net)	İşletme Sabit Maliyetleri (2015 \$ / kW-yıl)	İşletme Değişken Maliyetleri (2015 \$ / MWh)
Kömür Yakıtlı Güç	3552-6816	69-84	9-10
Gaz Yakıtlı Güç	2313-5088	14-33	11-16

2011 yılında IEA tarafından yapılan bir çalışmada, 2010 ABD doları baz alınarak farklı kuruluşlar tarafından yapılan karbon yakalama maliyetleri karşılaştırılmıştır (Çizelge 5.24) [36].

Bazı çalışmalarda, CO<sub>2</sub> tutulumu ekipmanlarının mevcut bir tesise uyarlanmasında (retrofit), diğer tutulum yöntemlerine göre oksijenleme tesisinin retrofit uygulamasının daha ekonomik olduğu belirtilmiştir [36].



Çizelge 5.24. Oksiyanma ve yanma sonrası CO<sub>2</sub> yakalama maliyeti tahminleri [36].

	NETL (SC bitümlü), US\$	NETL (SC linyit), US\$	IEA(Çalışmaların Ortalamadeğerleri 2007-2011), US\$	GCCSI (standart tesis+ retrofit), US\$	GCCSI (yakalamaya uygun tesis + retrofit), US\$	GCCSI (yeni SC tesis), US\$	ZEP (temel durum), euros	ZEP (optimize edilmiş durum), euros	Alstom (European tesis 2015), euros	Alstom (European tesis 2030), euros
Oksiyanma Capex, /kW	2715	3163	3959	2974	2858	4500	3325	2200	-	-
Oksiyanmareferans tesise göre CAPEX artışı %	71	58	74	89	81	73	113	81	61	45
Yanma-sonrası referans tesise göre CAPEX artışı %	81	-	63	145	82	81	67	48	71	47
Oksiyanma LCOE, /MWh	102.6	106	102	-	-	121	81.9	63-69.1	79	73
Oksiyanma referans tesise göre LCOE artışı %	62	60	64	-	-	60	84	54	58	46
Yanma-sonrası referans tesise göre LCOE artışı %	73	-	75	-	-	72	54	41	70	48
Oksiyanma CO <sub>2</sub> sakınma maliyeti, /t	54	58	52	-	-	57	56.6	28.5	-	-
Yanma-sonrası CO <sub>2</sub> sakınma maliyeti, /t	68	-	58	-	-	81	36	27.5	-	-

Çizelge 5.25. Oksi-yanma prosesli, alt bitümlü veya bitümlü kömür yakıtlı SCPC/USC tesisler performans ve maliyet tahminleri özeti (sabit 2013 ABD\$) [70].

	Aralık		Temsili Değer
	Düşük	Yüksek	
Tesis performans ölçümleri			
SCPC / USC referans santral net güç çıkışı (MW)	550	1030	684
CO <sub>2</sub> tutulumu olmadan emisyon oranı (t CO <sub>2</sub> / MWh)	0.75	0.861	0.83
CO <sub>2</sub> tutulumu ile emisyon oranı (t CO <sub>2</sub> / MWh)	0.017	0.11	0.08
MWh başına yüzde CO <sub>2</sub> azalması (%)	90	98	92
Tutulan veya depolanan toplam CO <sub>2</sub> (Mt / yıl)	3.1	5.5	3.9
CO <sub>2</sub> tutulumu olmadan tesis verimliliği, HHV temeli (%)	38.7	42	39
CO <sub>2</sub> tutulumu ile tesis verimliliği, HHV temeli (%)	30.1	34.1	32
CO <sub>2</sub> tutulumu Enerji ihtiyacı (% daha fazla girdi / MWh)	24	29	25
Tesis maliyet ölçümleri			
Toplam sermaye gereksinimi CO <sub>2</sub> tutulumu olmadan (USD / kW)	2455	2681	2589
Toplam sermaye gereksinimi CO <sub>2</sub> tutulumlu (USD / kW)	4278	5372	4939
CO <sub>2</sub> tutulumu ile sermaye maliyetindeki yüzde artış (%)	67	106	91
CO <sub>2</sub> tutulumu olmadan LCOE (USD / MWh)	56	68	64
Yalnızca CO <sub>2</sub> tutulumu LCOE (USD / MWh)	91	121	110
LCOE'de artış, yalnızca CO <sub>2</sub> tutulumu (USD / MWh)	35	56	46
LCOE'de yüzde artış, yalnızca CO <sub>2</sub> tutulumu (%)	60	84	72
Tutulan CO <sub>2</sub> maliyeti (USD / t CO <sub>2</sub> )	36	67	52
Kaçınılan CO <sub>2</sub> maliyeti T&S hariç (USD / t CO <sub>2</sub> )	45	73	62

Rubin vd. sub-bitümlü veya bitümlü kömür yakıtlı yeni kurulumu planlanan oksiyenma tesisleri ile ilgili yapılan birkaç çalışmadan elde edilen performans ve maliyet sonuçlarını güncelleyerek göstermiştir (Çizelge 5.25). Yakalama teknolojileri için incelenen çalışmalardaki maliyet aralıklarınınve temsili bir değeri de belirttikleri çalışmada, maliyet tahminlerini 2005 yılından 2013 yılına güncellemişlerdir [70].

## BÖLÜM 6

### SONUÇLAR

Kömür yakıtlı elektrik santralleri için uygulanan yasal emisyon sınırlandırmaları ve çevre kontrol teknolojilerinin yetersizliği ülkemizde yakın zamanda bazı termik santrallerin kapatılmasına kadar gitmiştir. Giderek artan enerji ihtiyacımızla birlikte, ülkemiz temiz kömür teknolojilerine daha fazla ihtiyaç duyacaktır.

Bu tez çalışması, yakın gelecekte yasal sınırlamalarla dünyada ve ülkemizde daha çok gündeme gelecek CO<sub>2</sub> tutulumu için alternatif bir yöntem olan ‘oksiyanma karbon yakalama tesisi’ ekonomik analiz çalışmasını kapsamaktadır. Bu çalışma, Türkiye’de % 90 CO<sub>2</sub> yakalama özelliğine sahip net 550 MWe üreten bir oksı-DAY santralının ekonomik ve teknik modelini değerlendirmek amacıyla yapılmıştır. Temel bir sonuç olarak, oksı-DAY tesisi, amin bazlı karbon yakalama tesisiyle kıyaslandığında toplam tesis maliyeti ve işletme ve bakım maliyetinin daha düşük olduğu bulunmuştur. Bu denge COE, LCOE ve CO<sub>2</sub> yakalama maliyetleri için de geçerlidir. Oksı-yakıt yanma sistemi, amin bazlı yakalama sistemine kıyasla ekonomik olarak daha avantajlı sonuçlar vermiştir. Hesaplamalarda kullanılan modelde sistem optimizasyonu ve ısı entegrasyonu seçeneklerinin bulunmaması, santrallerin yardımcı yük gereksiniminin oldukça yüksek hesaplanmasına neden olmuştur. Bu durumun bir sonucu olarak, net tesis verimleri de düşük bulunmuştur.

550 MWe kapasiteli klasik DAY sistemi için toplam harcanan sermaye yaklaşık 1.7 milyar dolardır. Bu santrale karbon yakalama tesisi ilave ederek tasarlayacak olursak; oksıyanma prosesini seçersek toplam harcanan sermaye + 1 milyar \$, amin bazlı yakalama prosesini seçersek toplam harcanan sermaye +1.3 milyar \$ artış gösterdiği tahmin edilmiştir.

550 MWe kapasiteli Klasik DAY santrali saatte yaklaşık 508 ton CO<sub>2</sub> atmosfere salmaktadır. Karbon yakalama tesisi eklenerek baca gazındaki CO<sub>2</sub>'nin %90'nın tutulacağı varsayıldığında; tutulan CO<sub>2</sub> için ton başına yapılan masraf, oksiyenma prosesi seçildiğinde 35.70 \$, amin bazlı yakalama prosesi seçildiğinde 43.58 \$ olacağı tahmin edilmiştir. Üretilen elektrik fiyatında ise oksiyenma prosesi seçildiğinde %52, amin bazlı yakalama prosesi seçildiğinde %71 artış olacağı tahmin edilmiştir.

Yapılan hesaplamalarda, Oksi-DAY tesisi daha düşük verimlilik cezasına sahip olduğu bulunmuştur. Oksi-DAY için verim cezası % 10 ve amin bazlı yakalama sistemi için % 12'dir. Maliyet eğilimleri açısından bu fark, yüksek HAÜ, CO<sub>2</sub> sıkıştırma ve amin yakalama üniteleri maliyetleri ile dengelenebilme ihtimalini içerir.

Oksiyenma proseslerinin maliyet yoğunluğunu artıran HAÜ, CPU vb. tesisler için ısı entegrasyonu ve proses optimizasyonlarının geliştirilmesi bu teknolojinin endüstriyel uygulamalarda tesis uygulanabilirliğini arttıracaktır. Yüksek ekipman maliyetinin bir sonucu olarak özellikle HAÜ, oksiyen-yakıt yanma sistemlerini daha az çekici hale getirmektedir. HAÜ güç gereksinimi COE'yi ve elektrik satışlarından elde edilen geliri de etkileyecektir. Termal entegrasyonun iyileştirilmesinin, verimlilik ve maliyet açısından önemli bir fayda sağlayacağı da bilinmektedir. Bu nedenle, gelecekte, özellikle oksiyen üretim maliyetinin düşürülmesi, oksiyen-yakıt yanma teknolojisinin rekabet gücünü artıracak en önemli faktördür.

Örnek HAÜ maliyet hesabı için 9000 m<sup>3</sup>/h oksiyen kapasiteli %99.5 saflıkta oksiyen üretimi yapan, azot ve argonu ayrıştırmayan kriyojenik HAÜ için fiyat teklifi alınmıştır. Dünya üzerinde, hava ayrıştırma teknolojilerinin ilk üreticisi olarak kabul edilen Alman LİNDE, Fransız Air Liquide ve Praxair gibi dünya devi sayılabilecek öncü firmaların fiyat tekliflerinin piyasa ortalamasından çok daha yüksek olabileceği de unutulmamalıdır.

Ekonomik maliyetler hesaplanırken ekonomik teşvikler dikkate alınmamıştır. Termik enerji santrali projelerine uygulanan genel yatırım teşvikleri, yatırım kapsamında satın alınacak makine ve ekipman için kdv istisnası ve gümrük vergisi muafiyetidir. Temiz kömür teknolojilerinin "stratejik yatırımlar" kapsamına alınarak uygulanabilecek

teşviklerin arttırılması, tesis geri dönüşümünü kısaltarak tesis uygulanabilirliğini arttıracaktır.

Tutulmuş maliyetlerinin karşılaştırılması için kullanılan metodolojinin, yakıt özelliklerinin, finansal ve ekonomik varsayımların benzer olması gerekir. Bu nedenle mevcut çalışmalardan elde edilen sonuçlar çok geniş bir ekonomik bantta yer almaktadır.

Bu çalışmada Oksi-DAY enerji santralinin Türkiye'de kurulması varsayılmıştır. Farklı ülkeler için yapılacak yatırımlar ekonomik açıdan değerlendirildiğinde, özellikle işletme ve yatırım fiyatlarındaki farklılıklar ve faiz oranlarının farklılıkları dikkat çekmektedir. Rubin ve diğ. (2015) Avrupa ve ABD'de gerçekleştirilen CCS tekno-ekonomik çalışmalarını incelemiş, tesis performansı ve maliyetleri için kullanılan varsayımların benzerlik gösterdiğini ancak ABD ile Avrupa arasında yakıt fiyatları ve fiyat eğilimlerinin çok farklı olduğunu belirtmişlerdir [70] [94]. Fiyat eğilimlerindeki en büyük farklılık, işgücü ve ekipman maliyetlerinde gerçekleşmektedir. Bu maliyetlerde özellikle Çin, diğer ülkelere göre daha düşük ekipman, işçilik ve üretim maliyetleri sağlamaktadır.

Yapılan hassasiyet analizinde tesis büyüklüğü, kömür fiyatı, borç oranı, faiz oranı, inşaat süresi ve iskonto değerinin toplam tesis maliyeti ve elektrik maliyetleri üzerindeki etkisi hesaplanmıştır. Tesis büyüklüğü, kapasite faktörü, toplam tesis maliyeti ile kömür türü ve fiyatındaki farklılıklar ekonomik performansların sonucunu etkilemektedir.

Literatürde mevcut çoğu tekno-ekonomik analiz çalışmasında, oksijenleme ve yanma sonrası yakalama için elde edilen ekonomik göstergelerde maliyetlerin yakın aralıklarda seyrettiği yada oksijenlemenin avantajlı olduğu vurgulanmıştır. Oksijenleme proseslerinin halen büyük ölçekli ticari uygulamaları mevcut değildir. Büyük ölçekli tesislerin kurulması ile bu konudaki eksik teknolojik bilgi tamamlanmış olacak ve maliyet belirsizliği ortadan kalkacaktır. Performans özelliklerindeki belirsizlikler, tesis ve finansman parametrelerine ilişkin farklı varsayımlar, oksijenleme sistemleri için

yapılan ekonomik analizlerin geniş bir maliyet tahmin aralığı oluşturduğunu göstermektedir.

Oksijen üretimi ve CO<sub>2</sub> tutulum prosesi ekipman kurulumu için yeterli alan bulunması koşuluyla, mevcut enerji santralleri oksijen yanma teknolojisi ile daha temiz elektrik üretimi sağlayabilir. Ticari uygulamalar için proses tasarımı ve termal entegrasyon uygulamalarının iyileştirilmesiyle daha düşük maliyetli karbon yakalamalı bir oksijen yanma teknolojisi gelecek için umut verici bir teknolojidir.

## KAYNAKLAR

1. TMMOB Makina Mühendisleri Odası, "Türkiye' nin enerji raporu", *MMO, Yayın no:691, Ankara*, 11- 49, (2018).
2. Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı Strateji Geliştirme Başkanlığı., "Dünya ve Türkiye Enerji ve Tabii Kaynaklar Görünümü", *E.ve T.K.B, Yayın No:15, Ankara*, 3-43, (2017).
3. İnternet: Carbon Brief Ltd - Company, "Mapped: The world's coal power plants in 2019", <https://www.carbonbrief.org/mapped-worlds-coal-power-plants> (2019).
4. İnternet: IEA/OECD, "IEA Statistics Coal Information 2018: Overview", <https://webstore.iea.org/coal-information-2018> (2019).
5. Nalbandian-Sugden, H., "Operating ratio and cost of coal power generation", *IEA Clean Coal Centre, CCC/272 London*, 30-88, (2016).
6. İnternet: IEA/OECD, "Energy Policies of IEA Countries 2016 Review Turkey", <http://www.iea.org/t&c/> (2018).
7. İnternet: IEA/OECD, "Key world energy statistics 2018 energy statistics", <https://webstore.iea.org/key-world-energy-statistics-2018> (2018).
8. İnternet: Sabancı Üniv. İstanbul Politikalar Merkezi, "Kömür Raporu İklim Değişikliği, Ekonomi ve Sağlık Açısından Türkiye'nin Kömür Politikaları", <http://ipc.sabanciuniv.edu/wp-content/uploads/2016/01/Komur-Raporu.pdf> (2019).
9. İnternet: Termodinamik Dergisi, "Türkiye ve İklim Politikası", <https://www.termodinamik.info/turkiye-ve-iklim-politikasi> (2019).
10. İnternet: United Nations Climate Changes, "The Paris Agreement" <https://unfccc.int/process#:a0659cbd-3b30-4c05-a4f9-268f16e5dd6b> (2019).
11. Dryjańska, A., "Supercritical power plant 600 MW with cryogenic oxygen plant and CCS installation", *Thermodynamics*, 34 (3): 123–136 (2013).
12. Borgert, K. J., "Oxyfuel Carbon Capture for Pulverized Coal : Techno - Economic Model Creations and Evaluation Amongst Alternatives Engineering and Public Policy", Doctoral Thesis, *Carnegie Mellon University*, Pittsburgh, 14-43, 45-53, (2015).
13. Cormos, C. C., "Oxy-combustion of coal, lignite and biomass: A techno-economic analysis for a large scale Carbon Capture and Storage (CCS) project in Romania", *Fuel*, 169: 50–57 (2016).

14. Moon, J. H., Jo, S. H., Park, S. J., Khoi, N. H., Seo, M. W., Ra, H. W., Yoon, S. J., Yoon, S. M., Lee, J. G., ve Mun, T. Y., "Carbon dioxide purity and combustion characteristics of oxy firing compared to air firing in a pilot-scale circulating fluidized bed", *Energy*, 166: 183–192 (2019).
15. Myöhänen, K., Diego, R., Kuivalainen, R., ve Hyppänen, T., "Modelling Supported Development of Oxy-CFB Combustion", *Energy Procedia*, 114: 589–599 (2017).
16. Lockwood, T., "Techno-economic analysis of PC versus CFB combustion", *IEA Clean Coal Center, CCC /226 London*, 17-20, 47-57, (2013).
17. Zhu, Q., "Developments in circulating fluidised bed combustion", *IEA Clean Coal Center, CCC / 240, London*, 13-57 (2013).
18. İnternet: IEA Clean Coal Centre, "The role of Circulating Fluidised Bed (CFB) technology in future coal power generation", <https://www.iea-coal.org/the-role-of-circulating-fluidised-bed-cfb-technology-in-future-coal-power-generation/> (2019).
19. Seddighi, S., Clough, P. T., Anthony, E. J., Hughes, R. W., ve Lu, P., 'Scale-up challenges and opportunities for carbon capture by oxy-fuel circulating fluidized beds', *Applied Energy*, 232: 527-542 (2018)
20. Spero, C.,ve Yamada T., "Callide Oxyfuel Project-Final Results",*Global CCS Institute, Melbourne*, 9-57 (2018).
21. Borgert, K. J. ve Rubin, E. S., "Oxy-combustion Carbon Capture for Pulverized Coal in the Integrated Environmental Control Model", *Energy Procedia*, 114: 522–529 (2017).
22. Van Der Spek, M., Eldrup, N. H., Skagestad, R., ve Ramirez, A., "Techno-economic Performance of State-of-the-Art Oxyfuel Technology for Low-CO2 Coal-fired Electricity Production", *Energy Procedia*, 114: 6432–6439 (2017).
23. López, R., Fernández, C., Martínez, O., ve Sánchez, M. E., "Techno-economic analysis of a 15 MW corn-rape oxy-combustion power plant", *Fuel Processing Technology*, 142: 296–304 (2016).
24. Wall T., "A scoping study on Oxy-CFB technology as an alternative carbon capture option for Australian black and brown coals", *ANLEC R&D, Barton* 2-29, (2012).
25. İnternet: Presidency of the Republic of Turkey Investment Office, "Why invest in Turkish Energy Sector", <http://www.invest.gov.tr/enUS/infocenter/publications/Documents/ENERGY.INDUSTRY.pdf> (2019)
26. TKİ, "Türkiye Kömür İşletmeleri Kurumu 2018 Faaliyet Raporu", *TKİ, Ankara* 38 - 45, (2018).



27. İnternet: Fondation BNP Paribas, "CO<sub>2</sub> Emissions Global Carbon Atlas", <http://www.globalcarbonatlas.org/en/CO2-emissions> (2019).
28. İnternet:Yenilenebilir Enerji Genel Müdürlüğü, "Karbon Yakalama ve Depolama Teknolojileri",[http://www.yegm.gov.tr/teknoloji/ccs\\_teknolojileri.aspx](http://www.yegm.gov.tr/teknoloji/ccs_teknolojileri.aspx)(2019).
29. Çeliksaş, B., "Oksi yanma şartlarında oluşan karbondioksitin soğutma/sıkıştırma yöntemiyle tutulması üzerine deneysel çalışmalar", Yüksek Lisans Tezi, *İstanbul Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü*, İstanbul (2016).
30. İnternet: DOE/NETL, "Post-Combustion CO<sub>2</sub> Capture', <https://netl.doe.gov/coal/carbon-capture/post-combustion> (2020).
31. Borgert, K. J., "Oxyfuel Carbon Capture for Pulverized Coal : Techno - Economic Model Creations and Evaluation Amongst Alternatives Engineering and Public Policy", Doctoral Thesis, *Carnegie Mellon University*, Pittsburgh, 14-43, 45-53, (2015).
32. İnternet: The Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC), "CO<sub>2</sub> Tutumu',<https://archive.ipcc.ch/pdf/reports-nonUN-translations/turkish/capture-dioxide-storage-tr/c3-capture-co2-tr.pdf> (2019)
33. İnternet: Sask Power, "Boundary Dam Carbon Capture Project", <https://www.saskpower.com/Our-Power-Future/Infrastructure-Projects/Carbon-Capture-and-Storage/Boundary-Dam-Carbon-Capture-Project> (2019).
34. Hughes, R., "Fluidized Bed Combustion with Integrated Carbon Dioxide Capture", PhD thesis, *Ottawa University*, Ottawa, Canada, 120-153,(2009).
35. İnternet: DOE/NETL "Pre-Combustion CO<sub>2</sub> Capture", <https://netl.doe.gov/coal/carbon-capture/pre-combustion> (2020).
36. Lockwood, T., " Developments in oxyfuel combustion of coal ", *IEA Clean Coal Center, CCC /226, London*, 55-69, 95-98 (2014).
37. Wang, H., Duan, Y., Li, Y. ning, Xue, Y., ve Liu, M., "Investigation of mercury emission and its speciation from an oxy-fuel circulating fluidized bed combustor with recycled warm flue gas", *Chemical Engineering Journal*, 300: 230–235 (2016).
38. Okutan, H., Yozgatligil, Engin, B., Olgun, H., ve Atımtay, A., "Dolaşımli Akışkan Yatak Yakma Sisteminde Linyit ve Biyokömürün Oksijence Zengin Ortamda Yakılması (OKSİYANMA)- Proje Sonuç Raporu(1003/113M003) ", *TUBİTAK, Ankara*, 1-11, 393-432, (2017).
39. İnternet: "ENCAP, 'Oxyfuel Boiler Technologies", <http://www.encapco2.org/technoOxyFBT.htm> (2020).

40. Buhre, B. J. P., Elliott, L. K., Sheng, C. D., Gupta, R. P., ve Wall, T. F., "Oxy-fuel combustion technology for coal-fired power generation", *Progress In Energy And Combustion Science*, 31 (4): 283–307 (2005).
41. Spero C., ve Yamada T., "Callide Oxyfuel Project: lessons learned", *Global CCS Institute, Melbourne*, 8-17 (2014).
42. Matuszewski, M., "Cost and Performance for Low-Rank Pulverized Coal Oxycombustion Energy Plants", *DOE-NETL, Pittsburg, 401/093010* (2010).
43. Xiong, J., Zhao, H. B., ve Zheng, C. G., "Techno-economic evaluation of oxy-combustion coal-fired power plants", *Chinese Science Bulletin*, 56 (31): 3333–3345 (2011).
44. Duan, L., Zhao, C., Zhou, W., Qu, C., ve Chen, X., "Effects of operation parameters on NO emission in an oxy-fired CFB combustor", *Fuel Processing Technology*, 92 (3): 379–384 (2011).
45. Lockwood, T., "Techno-economic analysis of PC versus CFB combustion", *IEA Clean Coal Center, CCC /226 London*, 17-20, 47-57, (2013).
46. Li, S., Li, H., Li, W., Xu, M., Eddings, E. G., Ren, Q., ve Lu, Q., "Coal combustion emission and ash formation characteristics at high oxygen concentration in a 1 MWth pilot-scale oxy-fuel circulating fluidized bed", *Applied Energy*, 197: 203–211 (2017).
47. Espatolero, S., Romeo, L. M., Escudero, A. I., ve Kuivalainen, R., "An operational approach for the designing of an energy integrated oxy-fuel CFB power plant", *International Journal Of Greenhouse Gas Control*, 64: 204–211 (2017).
48. Espatolero, S. ve Romeo, L. M., "Optimization of Oxygen-based CFBC Technology with CO<sub>2</sub> Capture", *Energy Procedia*, 114: 581–588 (2017).
49. Wall, T., "Coal quality impacts and gas quality control in oxy-fuel technology for carbon capture and storage – cost impacts and coal value", *The University of Newcastle, Newcastle*, 14-22, (2014).
50. İnternet: DOE/NETL, "CO<sub>2</sub> Compression", <https://netl.doe.gov/coal/carbon-capture/compression> (2020).
51. Zhu, Q., "Developments in circulating fluidised bed combustion", *IEA Clean Coal Center, CCC / 240, London*, 13-57 (2013).
52. Suraniti, S. L., Nsakala, N., ve Darling, S. L., "Alstom Oxyfuel CFB boilers : a promising option for CO<sub>2</sub> capture", *Energy Procedia*, 1 (1): 543–548 (2009).
53. Wall T., "A scoping study on Oxy-CFB technology as an alternative carbon capture option for Australian black and brown coals", *ANLEC R&D, Barton* 2-29, (2012).

54. Internet: POWER- MAG, "Advanced CFB Technology Gains Global Market Share", <https://www.powermag.com/advanced-cfb-technology-gains-global-market-share/?pagenum=2> (2019).
55. Shafeen A., "An exergy-based framework for efficiency improvement for integrated oxy-fuel power generation systems with CO<sub>2</sub> capture", PhD Thesis, *University of Waterloo*, Waterloo, Canada, 8-28, (2014)
56. Hotta, A., Ballesteros, J. C., ve A, E. G. S., "Development and Demonstration of Oxy - Fuel CFB Technology", *21st International Conference on Fluidized Bed Combustion*, Italy 1-5 (2012)
57. Berkenpas, M. B., Fry, J. J., Kietzke, K., ve Rubin, E. S., "IECM User Documentation : User Manual IECM User Documentation : User Manual", *The Integrated Environmental Control Model Team Carnegie Mellon University Pittsburgh*, 485, (2018).
58. Tranier, J. P., Dubettier, R., Darde, A., ve Perrin, N., "Air Separation, flue gas compression and purification units for oxy-coal combustion systems", *Energy Procedia*, 4 (1): 966–971 (2011).
59. Internet: LINDE Group, "Air separation plants | Linde Engineering", [https://www.linde-engineering.com/en/process\\_plants/air-separation-plants/index.html](https://www.linde-engineering.com/en/process_plants/air-separation-plants/index.html) (2019).
60. Moretti, A. L., Jones, C. S., Wilcox, B. &, ve Asia, P.-G., "Advanced Emissions Control Technologies for Coal-Fired Power Plants", *Babcock & Wilcox Power Generation Group, BR-1886, Ohio, USA*, 1-9 (2012).
61. DOE/NETL, "Power Plant Flexible Model Technical Documentation and User's Manual", *DOE/NETL, 2013/1607, Pittsburgh*, 5-61, (2013).
62. Cabral, R. P. ve Mac Dowell, N., "A novel methodological approach for achieving £/MWh cost reduction of CO<sub>2</sub> capture and storage (CCS) processes", *Applied Energy*, 205: 529–539 (2017).
63. Rubin, E. S., Short, C., Booras, G., Davison, J., Ekstrom, C., Matuszewski, M., ve McCoy, S., "A proposed methodology for CO<sub>2</sub> capture and storage cost estimates", *International Journal Of Greenhouse Gas Control*, 17: 488–503 (2013).
64. Beigzadeh A., "Economic Evaluation of an Advanced Super Critical Oxy-Coal Power Plant with CO<sub>2</sub> Capture", Postgraduate Thesis, *University of Waterloo*, Waterloo, Canada 48-53 (2009).
65. DOE/NETL, "Cost Estimation Methodology for NETL Assessments of Power Plant Performance", *DOE/NETL, 2011/1455, Pittsburgh*, 5-43 (2011).
66. DOE/NETL, "Capital Cost Scaling Methodology", *DOE/NETL, 341/013113, Pittsburgh*, 6-52, (2013).

67. White, C., Gray, D., Plunkett, J., Shelton, W., Weiland, N., ve Shultz, T., "Techno-economic Evaluation of Utility-Scale Power Plants Based on the Indirect sCO<sub>2</sub> Brayton Cycle", *DOE/NETL, 21490, Pittsburgh*, 15-18 (2017).
68. DOE-NETL, "Power Systems Financial Model Version 6.6 User's Guide", *DOE-NETL, 2011/1492, Pittsburgh*, 3-26 (2011).
69. White, C., Gray, D., Plunkett, J., Shelton, W., Weiland, N., ve Shultz, T., "Techno-economic evaluation of utility-scale power plants based on the indirect sCO<sub>2</sub> Brayton cycle", *DOE/NETL, 21490, Pittsburgh*, 15-18, (2017).
70. Rubin, E. S., Davison, J. E., ve Herzog, H. J., "The cost of CO<sub>2</sub> capture and storage", *International Journal Of Greenhouse Gas Control*, 40: 378–400 (2015).
71. Rubin, E. S., "Understanding the pitfalls of CCS cost estimates", *International Journal Of Greenhouse Gas Control*, 10: 181–190 (2012).
72. Budinis, S., Krevor, S., Dowell, N. Mac, Brandon, N., ve Hawkes, A., "An assessment of CCS costs, barriers and potential", *Energy Strategy Reviews*, 22 : 61–81 (2018).
73. Keivani, B., "Biyokömür üretimi ve dolaşimli akışkan yataklı bir yakma sisteminde linyit ve biyokömürün oksijence zengin ortamda birlikte yakılmasının incelenmesi", Doktora Tezi, *Ege Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü*, İzmir, 151-159 (2018).
74. Ye, B., Jiang, J., Zhou, Y., Liu, J., ve Wang, K., "Technical and economic analysis of amine-based carbon capture and sequestration at coal-fired power plants", *Journal Of Cleaner Production*, 222: 476–487 (2019).
75. Beigzadeh A, "Economic Evaluation of an Advanced Super Critical Oxy-Coal Power Plant with CO<sub>2</sub> Capture", Postgraduate Thesis, *University of Waterloo*, Waterloo, Canada 48-53 (2009).
76. López, R., Menéndez, M., Fernández, C., ve Bernardo-Sánchez, A., "The effects of scale-up and coal-biomass blending on supercritical coal oxy-combustion power plants", *Energy*, 148: 571–584 (2018).
77. Pettinau, A., Ferrara, F., ve Amorino, C., "Techno-economic comparison between different technologies for a CCS power generation plant integrated with a sub-bituminous coal mine in Italy", *Applied Energy*, 99: 32–39 (2012).
78. Finkenrath, M., "Cost and Performance of Carbon Dioxide Capture from Power Generation", *OECD/IEA, Paris*, 11-34 (2011).
79. Fout, T., Zoelle, A., Keairns, D., Turner, M., Woods, M., Kuehn, N., Shah, V., Chou, V., ve Pinkerton, L., "Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants Volume 1a: Bituminous Coal (PC) and Natural Gas to Electricity Revision 3", *DOE-NETL, 1A: 240, Pittsburgh*, 577-583 (2015).

80. DOE/NETL, "Low Rank Coal to Electricity : Combustion Cases", *DOE/NETL, 2011/1463, Pittsburgh*, 213-279, (2011).
81. İnternet: DOE-NETL, "Search Energy Analysis | netl.doe.gov", <https://www.netl.doe.gov/energy-analysis/search> (2019).
82. Marc J. Turner, A. Z., "Capital Cost Scaling Methodology : Revision 3 Reports and Prior", *DOE/NETL, 22537, Pittsburgh* ,15-31 (2019).
83. Kayahan, U., "Experimental And Theoretical Investigation Of Oxy-Combustion In Fluidized Beds Experimental And Theoretical Investigation Of Oxy-Combustion In Fluidized Beds", Doktora Tezi, *Marmara Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü*, İstanbul, 86 (2017).
84. Vu, T. T., Lim, Y. Il, Song, D., Mun, T. Y., Moon, J. H., Sun, D., Hwang, Y. T., Lee, J. G., ve Park, Y. C., "Techno-economic analysis of ultra-supercritical power plants using air- and oxy-combustion circulating fluidized bed with and without CO<sub>2</sub> capture", *Energy*, 194: 116855 (2020).
85. Hanak, D. P., Powell, D., ve Manovic, V., "Techno-economic analysis of oxy-combustion coal-fired power plant with cryogenic oxygen storage", *Applied Energy*, 191: 193–203 (2017).
86. Cormos, C., "Techno-economic and environmental evaluations of large scale gasification-based CCS project in Romania", *International Journal of Hydrogen Energy*, 39 (1): 13–27 (2013).
87. Ministry of Labor and Social Security of the Republic of Turkey, "Labor Force and Employment in Turkey", *Ministry of Labor and Social Security of the Republic of Turkey) Yayın No: 31* 46-57 (2010).
88. W. Follett, M. A. Fitzsimmons, S. V. Pisupati, C. G. Sonwane, S. Jovanovic, T. W. Manley, D. Hiraoka, S. A. Y., "Development of a pilot scale coal coal powered oxy-fired pressurized fluidized bed combustor wity CO<sub>2</sub> capture", *Power-Gen Europe Conference*, Netherlands, 1–17 (2015).
89. İnternet: USA/DOE, "Carbon Capture R&D | Department of Energy", <https://www.energy.gov/fe/science-innovation/carbon-capture-and-storage-research/carbon-capture-rd> (2019).
90. DOE/NETL, "NETL Updated Costs (2011 Basis) for selected Bituminous Baseline Cases", *DOE/NETL, 341/082312, Pittsburgh*, 2-68 (2012).
91. Gerdes, K., Stevens, R., Fout, T., Fisher, J., Hackett, G., ve Shelton, W., "Current and future power generation technologies: Pathways to reducing the cost of carbon capture for coal-fueled power plants", *Energy Procedia*, 63: 7541–7557 (2014).
92. Spek, M. Van Der, Henrik, N., Skagestad, R., ve Ramirez, A., "Techno-economic performance of state-of-the-art oxyfuel technology for low-CO<sub>2</sub> coal-fired electricity production", *Energy Procedia*, 114: 6432–6439 (2017).

93. Bellotti, D., Sorce, A., Rivarolo, M., ve Magistri, L., "Techno-economic analysis for the integration of a power to fuel system with a CCS coal power plant", *Journal Of CO<sub>2</sub> Utilization*, 33: 262–272 (2019).
94. Porter, R. T. J., Fairweather, M., Kolster, C., Mac Dowell, N., Shah, N., ve Woolley, R. M., "Cost and performance of some carbon capture technology options for producing different quality CO<sub>2</sub> product streams", *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 57: 185-195 (2017).

**EK AÇIKLAMALAR A.**

**550 MWe OKSİ-DAY MODELLEME HESAPLAMALARI VE ARA PROSES  
AKIŞ KOMPOZİSYONLARI**

Çizelge Ek A.1.Pulverizör modelleme hesaplama detayları.

<b>Kömür kütle akışı</b>	107,41	kg/s
	426,22	tons/saat
<b>Pulverizör yük faktörü</b>	0,5	kW/ton/saat
<b>Pulverizör elektrik sarfiyatı</b>	213,11	kW

Çizelge Ek A.2. Kömür hazırlama akış kompozisyonları.

<b>Akış Marjı</b>	1,1	
<b>Kömür Besleme Hızı (alındığı gibi)</b>	107,41	kg/s
	426,22	ton/saat
<b>Boşaltım işletme saati günlük</b>	16	saat/gün
<b>Kömür Hazırlama Elektrik</b>	648	kW

Çizelge Ek A.3. Kömür Besleme stoğu akış kompozisyonları.

<b>HHV</b>	18174	kJ/kg
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,304	kg_H2O/kg
<b>C</b>	0,4839	kg_C/kg
<b>H</b>	0,0309	kg_H/kg
<b>N</b>	0,0075	kg_N/kg
<b>Cl</b>	0,00000392	kg_Cl/kg
<b>S</b>	0,0159	kg_S/kg
<b>kül</b>	0,0649	kg_Ash/kg
<b>O</b>	0,0929	kg_O/kg
<b>Hg</b>	2,98E-09	kg_Hg/kg
<b>Toplam</b>	1,000003923	kg
<b>Kütle Akışı</b>	107,4061847	kg/s
	386662,2648	kg/saat

<b>Enerji girişi</b>	1952	MW		
	6660,5	MMbtu/saat		
<b>Nem</b>	32,65148	kg/s	1812,461	mol/s
<b>C</b>	51,97385	kg/s	4327,188	mol/s
<b>H</b>	3,318851	kg/s	3292,511	mol/s
<b>N</b>	0,805546	kg/s	57,51027	mol/s
<b>Cl</b>	0,000421	kg/s	0,011877	mol/s
<b>S</b>	1,707758	kg/s	53,2576	mol/s
<b>kül</b>	6,970661	kg/s		
<b>O</b>	9,978035	kg/s	623,6661	mol/s
<b>Hg</b>	3,2E-07	kg/s	1,6E-06	mol/s
<b>Toplam</b>	107,4066	kg/s	10166,61	mol/s



Çizelge Ek A.4. Hava Ayrıştırma Ünitesi Akış Kompozisyonları ve modelleme hesaplamaları.

<b>Hava Girişi</b>				
<b>Kütle Akışı</b>	735,0611649	kg/s		
<b>Hava Kompozisyonu</b>				
<b>Ar</b>	9,410378433	kg/s	235,5657	mol/s
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,016778566	kg/s	0,381246	mol/s
<b>H<sub>2</sub></b>	0	kg/s	0	mol/s
<b>H<sub>2</sub>O</b>	4,529376985	kg/s	251,4225	mol/s
<b>N<sub>2</sub></b>	551,7119877	kg/s	19694,15	mol/s
<b>O<sub>2</sub></b>	169,0479716	kg/s	5283,079	mol/s
<b>SO<sub>2</sub></b>	0	kg/s	0	mol/s
<b>Oksidant Çıkışı</b>				
<b>Kütle Akışı</b>	521,4157666	kg/s		
<b>Hava Kompozisyonu</b>				
<b>Ar</b>	16,39999549	kg/s	410,5336	mol/s
<b>CO<sub>2</sub></b>	230,7995874	kg/s	5244,277	mol/s
<b>H<sub>2</sub></b>	0	kg/s	0	mol/s
<b>H<sub>2</sub>O</b>	76,09365497	kg/s	4223,905	mol/s
<b>N<sub>2</sub></b>	28,72564287	kg/s	1025,403	mol/s
<b>O<sub>2</sub></b>	169,0479716	kg/s	5283,079	mol/s
<b>SO<sub>2</sub></b>	0,348914309	kg/s	5,446272	mol/s
<b>Hg</b>	1,75975E-07	kg/s	8,77E-07	mol/s

<b>Elektrik Yüğü</b>		
<b>HAÜ faktörü</b>	25,90870181	kW/kW_input
<b>HAÜ elektrik</b>	136877,7264	kW
<b>HAÜ yardımcı yükler</b>	1000	
<b>Toplam</b>	137877,7264	kW

<b>Oksijen Saflığı</b>	0,95	%mol
<b>Oksijen Basıncı</b>	0,1	MPa
<b>Fazla Oksijen</b>	0,08	% kütle artışı

<b>HAÜ Hesaplamaları</b>			
<b>Gerekli Oksijen</b>	4891,74	mol_O2/s	156,5259 kg/s
<b>Sağlanan Oksijen</b>	5283,079	mol_O2/s	169,048 kg/s
<b>Sağlanan Oksidant</b>	5561,136	mol_Hava/s	
<b>Gerekli Hava Girişi</b>	25472,54	mol_Hava/s	735,0612 kg/s

<b>HAÜ "Hava" Kompozisyonu</b>						
<b>Ar</b>	0,02535309	mol/mol_hava	410,5336	mol/s	16,4	kg/s
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,323867855	mol/mol_hava	5244,277	mol/s	230,7996	kg/s
<b>H<sub>2</sub></b>	0	mol/mol_hava	0	mol/s	0	kg/s
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,260853333	mol/mol_hava	4223,905	mol/s	76,09365	kg/s
<b>N<sub>2</sub></b>	0,06332524	mol/mol_hava	1025,403	mol/s	28,72564	kg/s
<b>O<sub>2</sub></b>	0,326264139	mol/mol_hava	5283,079	mol/s	169,048	kg/s
<b>SO<sub>2</sub></b>	0,000336342	mol/mol_hava	5,446272	mol/s	0,348914	kg/s
<b>Hg</b>	5,4178E-11	mol/mol_hava	8,77E-07	mol/s	1,76E-07	kg/s
<b>Toplam</b>	1		16192,64	mol/s	521,4158	kg/s

Çizelge Ek A.4. (Devamı).

<b>HAÜ Buhar Gereksinimi</b>		
<b>Buhar yük faktörü</b>	0,000473877	kg_buhar/mol_O <sub>2</sub>
<b>Buhar akışı</b>	2,503529772	kg_buhar/s
	19869,61813	lbm_buhar/saat
<b>Entalpi Farkı</b>	500	btu/lbm
	1163	kJ/kg
<b>Yönlendirilmiş Buhar Enerjisi</b>	2,911605124	MW
<b>Buhar Soğutma Yük Faktörü</b>	20000	btu/mol_O <sub>2</sub> çıkış
<b>Buhar Sğutma Yüğü</b>	105,6615861	MMbtu/saat
<b>Normal hava hesaplamaları</b>		
<b>Stokiyometrik oksijen gereksinimi</b>	4891,740097	mol_O <sub>2</sub> /s
<b>Stokiyometrik hava gereksinimi</b>	23585,68769	mol_hava/s
<b>Aşırı hava</b>	0,128	Stokiyometrik hesaplanan değerdan fazlası
	26604,65572	mole_hava/s
<b>Toplam giren hava</b>	767,7305501	kg/s

<b>Hava Çıkış Kompozisyonu</b>				
<b>Ar</b>	246,0352827	mol/s	9,828617	kg/s
<b>CO<sub>2</sub></b>	8,692599209	mol/s	0,38256	kg/s
<b>H<sub>2</sub></b>	0	mol/s	0	kg/s
<b>H<sub>2</sub>O</b>	262,5968709	mol/s	4,730683	kg/s
<b>N<sub>2</sub></b>	20569,44815	mol/s	576,2325	kg/s
<b>O<sub>2</sub></b>	5517,882829	mol/s	176,5612	kg/s
<b>SO<sub>2</sub></b>	0	mol/s	0	kg/s
<b>Toplam</b>	26604,65573	mol/s	767,7356	kg/s

Çizelge Ek A.5. Oksi DAY Akış Kompozisyonları ve modelleme hesaplama detayları.

<b>Yakıt Enerji Girişi (HHV)</b>	1.952	MW
<b>Net Elektrik Çıkışı</b>	550	MW
<b>Brüt Elektrik</b>	802	MW
<b>Kömür Besleme Oranı</b>	107,41	kg/s
<b>Buhar için Eneji</b>	1710	MW
<b>Toplam yardımcı yükler</b>	251	MWe

<b>Varsayılan buhar döngüsü verimliliği</b>	46,95	%
<b>Varsayılan buhar döngüsü ısı oranı</b>	7280	btu/kWh
<b>Modifiye buhar döngüsü verimliliği</b>	46,95	%
<b>Modifiye buhar döngüsü ısı oranı</b>	7280	btu/kWh
<b>Net verim</b>	28,19	%
<b>Enerji Dönüşüm Yardımcı Yükler</b>	34	MWe
<b>Kömür Taşıma ve Konveyör</b>	648	kWe
<b>Pulverizatörler</b>	213	kWe
<b>Birincil hava ve yüksek emişli fanlar</b>	12895	kWe
<b>Buhar Türbini Yardımcıları</b>	400	kWe
<b>Soğutma Kulesi Fanları</b>	8076	kWe
<b>Kondens Pompaları</b>	1057	kWe
<b>Sirkülasyonlu Su Pompaları</b>	4532	kWe
<b>Yer altı Suyu Pompaları</b>	336	kWe
<b>Alt Kül İşleme</b>	965	kWe
<b>Yardımcı Santral Ekipmanları</b>	2000	kWe
<b>Transformatör Kayıpları</b>	3085	kWe

<b>Hava Kütle Akışı</b>	521,42	kg/s		
<b>Hava Kompozisyonu</b>				
<b>Ar</b>	16,4000	kg/s	410,5336	mol/s
<b>CO<sub>2</sub></b>	230,7996	kg/s	5244,2771	mol/s
<b>H<sub>2</sub></b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>H<sub>2</sub>O</b>	76,0937	kg/s	4223,9054	mol/s
<b>N<sub>2</sub></b>	28,7256	kg/s	1025,4031	mol/s
<b>O<sub>2</sub></b>	169,0480	kg/s	5283,0793	mol/s
<b>SO<sub>2</sub></b>	0,3489	kg/s	5,4463	mol/s
<b>Hg</b>	1,7597E-07	kg/s	2,7468E-06	mol/s
	521,4158			

Çizelge Ek A.5. (Devamı).

<b>Toplam Karışım</b>				
<b>Kütle Akışı</b>	628,82	kg/s		
<b>Ar</b>	16,4000	kg/s	410,5336	mol/s
<b>C</b>	51,9739	kg/s	4327,1878	mol/s
<b>H<sub>2</sub></b>	3,3189	kg/s	1646,2555	mol/s
<b>N<sub>2</sub></b>	28,7256	kg/s	1025,4031	mol/s
<b>Cl</b>	0,0004	kg/s	0,0119	mol/s
<b>S</b>	1,7078	kg/s	53,2576	mol/s
<b>Kül</b>	6,9707	kg/s		mol/s
<b>O<sub>2</sub></b>	179,0260	kg/s	5594,9124	mol/s
<b>Hg</b>	4,9605E-07	kg/s	2,4729E-06	mol/s
<b>CO<sub>2</sub></b>	230,7996	kg/s	5244,2771	mol/s
<b>H<sub>2</sub>O</b>	108,7451	kg/s	6036,3661	mol/s
<b>SO<sub>2</sub></b>	0,3489	kg/s	5,4463	mol/s
<b>N</b>	0,8055	kg/s	57,5103	mol/s
	628,82	kg/s		
<b>Emisyonlar</b>				
<b>Ar</b>	16,4000	kg/s	410,5336	mol/s
<b>CO<sub>2</sub></b>	422,2168	kg/s	9593,6995	mol/s
<b>CO</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>SO<sub>2</sub></b>	0,2257	kg/s	3,5222	mol/s
<b>SO<sub>3</sub></b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>NO</b>	0,1036	kg/s	3,4540	mol/s
<b>NO<sub>2</sub></b>	0,0055	kg/s	0,1186	mol/s
<b>N<sub>2</sub></b>	29,5312	kg/s	1054,1582	mol/s
<b>H<sub>2</sub>O</b>	138,4024	kg/s	7682,6216	mol/s
<b>O<sub>2</sub></b>	13,5763	kg/s	399,4545	mol/s
<b>H<sub>2</sub></b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>Cl</b>	0,0004	kg/s	0,0119	mol/s
<b>Hg</b>	4,9605E-07	kg/s	2,4729E-06	mol/s
<b>Ara Toplam</b>	620,46	kg/s		
<b>Katı Emisyonlar</b>				
<b>Hava Emisyonlu Uçucu Kül</b>	21,19	kg/s		
<b>Toplam baca gazı emisyonları</b>	641,65	kg/s		
<b>Yakalanan Dip Külü</b>	9,08	kg/s		
<b>Toplam Kazan dışı toplam kütle</b>	650,73	kg/s		

Çizelge Ek A.5. (Devamı).

<b>Yanma Kimyası</b>		
<b>% Atıktaki Karbon</b>	10,50%	
<b>Küldeki yanmamış karbon kütlesi</b>	0,007613966	kg_yanmayan_C/kg_yakit
<b>CO olarak yanmış karbon %</b>	0%	
<b>Tepe kül oranı</b>	70%	
<b>Dip Külü</b>	9,08	kg/s
<b>Tepe külü</b>	21,19	kg/s
<b>Emisyon Faktörü NOx</b>	5,58898E-08	kg/kW_in
<b>%NOx – NO olarak</b>	95%	
<b>Uçucu kül içinde tutulan yakıttaki kükürt</b>	0,00%	
<b>Kükürt dioksite oksitlenmiş yakıttaki kükürt</b>	100%	

<b>Molar Akış N<sub>2</sub></b>	1054,1582	mol/s	29,5312	kg/s
<b>Molar Akış O<sub>2</sub></b>	424,2863	mol/s	13,5763	kg/s
<b>Molar Akış H<sub>2</sub>O</b>	7682,6216	mol/s	138,4024	kg/s
<b>Molar Akış CO<sub>2</sub></b>	9538,5179	mol/s	419,7883	kg/s
<b>Molar Akış CO</b>	0,0000	mol/s	0,0000	kg/s
<b>Molar Akış SO<sub>2</sub></b>	58,7039	mol/s	3,7609	kg/s
<b>Molar Akış SO<sub>3</sub></b>	0,0000	mol/s	0,0000	kg/s
<b>Molar Akış NO</b>	3,4540	mol/s	0,1036	kg/s
<b>Molar Akış NO<sub>2</sub></b>	0,1186	mol/s	0,0055	kg/s

<b>Birincil Fan</b>		
<b>Yüksek emişli fan yük faktörü</b>	32,0	kW/m <sup>3</sup> /s
<b>R</b>	8,3144621	J/mol-K
<b>Tin</b>	300	F
<b>P</b>	0,1	MPa
<b>Akış Kompozisyonları</b>		
<b>Ar</b>	14,4057	m <sup>3</sup> /s
<b>CO<sub>2</sub></b>	184,0231	m <sup>3</sup> /s
<b>H<sub>2</sub></b>	0,0000	m <sup>3</sup> /s
<b>H<sub>2</sub>O</b>	148,2180	m <sup>3</sup> /s
<b>N<sub>2</sub></b>	35,9817	m <sup>3</sup> /s
<b>O<sub>2</sub></b>	0,0000	m <sup>3</sup> /s
<b>SO<sub>2</sub></b>	0,1911	m <sup>3</sup> /s
<b>Toplam</b>	382,82	m <sup>3</sup> /s
<b>Yüksek emişli fan elektrik sarfiyatı</b>	12895	kW
<b>Kondenser ısı yükü</b>		
<b>Soğutma suyu yoğunluğu</b>	8,338	lbm/gal
<b>Kuru termometre sıcaklığı</b>	59	F

Çizelge Ek A.5. (Devamı).

<b>Buhar gücüne kondansatör soğutma görevi</b>	0,0036200	MMbtu/h/kW
<b>Kondenser soğutma görevi</b>	2901,70	MMbtu/saat
<b>Soğutma suyu çeşitli yükleri</b>	100	MMbtu/saat
<b>Dahili Geri Dönüşüm</b>		
<b>BFW blöf</b>	6,83	kg/s
<b>CO<sub>2</sub></b>	67,93	kg/s
<b>Toplam Geri dönüşüm</b>	74,77	kg/s

<b>Kondens Pompaları</b>		
<b>Kondens pompası yük faktörü</b>	0,001685892	hp/kWbuhar
<b>Yoğuşma pompası elektriği</b>	1417,325464	hp
	1057	kW
<b>Alt Kül İşleme (Elleçleme)</b>		
<b>Kül elleçleme yardımcı yükü</b>	106,3	kWe/kg kül/s
<b>Alt kül kütlesi akış hızı</b>	9,08	kg/s
<b>Kül elleçleme yardımcı yükü</b>	965	kWe

<b>Transformer Kayıpları</b>		
<b>24/345 kV verim</b>	0,997	
<b>24/4.16 kV verim</b>	0,995	
<b>4160/480 V verim</b>	0,995	
<b>Düşük Voltaj Yükleri</b>	15%	
<b>Yardımcı Yükler</b>	247	MWe
<b>Trafo kaybı hariç net tesis çıkışı</b>	554	MWe
<b>Düşük Voltaj Yükleri</b>	37	kWe
<b>24/345 kV kayıp</b>	1,662	MWe
<b>24/4.16 kV kayıp</b>	1,237	MWe
<b>4160/480 V kayıp</b>	0,186	MWe
<b>Toplam</b>	3,085	Mwe
	3085	kWe

Çizelge Ek A.5. (Devamı).

<b>Kazan Verim Hesabı</b>		
<b>Kuru Baca Gazı Kütlesi</b>	482,0590398	kg/s
<b>Baca Gazı Özgül Isı</b>	0,23	kcal/kg-C
	0,962964	kJ/kg-C
<b>Tgiriş</b>	55	C
<b>Tçıkış</b>	135	C
<b>Kuru baca gazında ısı kaybı</b>	37136	kW
<b>Yakıttaki H<sub>2</sub> kütlesi</b>	3,32	kg/s
<b>Kızgın buharın özgül ısısı</b>	0,45	kcal/kg-C
	1,88406	kJ/kg-C
<b>Gizli buharlaşma ısısı</b>	2260,869217	kcal/kg
	2260,869217	kJ/kg
<b>Oluşan suyun buharlaşması nedeniyle ısı kaybı</b>	72033	kW
<b>Subcooled suyun özgül ısısı</b>	4,18	kJ/kg-C
<b>Yakıttaki nem</b>	32,65	kg/s
<b>Kızgın buharın özgül ısısı</b>	1,88406	kJ/kg-C
<b>Yakıttaki nemin buharlaşması ısı kaybı</b>	82116	kW
<b>Havadaki nem</b>	76,09	kg/s
<b>Havadaki nemi ısıtmak için ısı kaybı.</b>	11469	kW
<b>Isı Girişi</b>	1952000	kW
<b>Radyasyon ve diğer ısı yüzdesi</b>	2%	
<b>Radyasyon ve diğer kaynaklar ısı kaybı</b>	39040	kW
<b>Buhar için Isı</b>	1710205	kW
<b>Verim</b>	87,61%	
<b>Besleme Akışı</b>	621,89	kg/s
<b>Buhar kapasitesi ton/h</b>	2467,87	

<b>DAY SO<sub>x</sub> kontrolü – yatak içi kireçtaşı enjeksiyonu</b>		
<b>SO<sub>x</sub> ayırma verimi</b>	94,00%	mol
<b>Reaktif molar stokiometri</b>	2,53	
<b>Kireç içindeki reaktifin saflığı</b>	80,00%	kütle
<b>Sorbent kullanımı ve reaktif hazırlama yük faktörü</b>	20	kW/kg kireç/s
<b>Sorbent kullanımı ve reaktif hazırlama yükü</b>	0,349324055	MW
<b>Kalsiyum sülfata oksitlenmiş kalsiyum sülfid oranı</b>	90%	
<b>CaCO<sub>3</sub> kütle akış hızı</b>	13,97	kg/s
<b>Kireç kütle akış hızı</b>	17,47	kg/s
<b>Kireçteki inert konsantrasyonu</b>	16%	kütlece

Çizelge Ek A.5. (Devamı).

<b>Kireçteki MgCO<sub>3</sub></b>	4%	
<b>Alçı çıkışı</b>	13,0594	kg/s
<b>CaSO<sub>4</sub> akışı</b>	49,6635	mol_CaSO4/s
<b>Alçıdaki H<sub>2</sub>O</b>	99,3270	mol_H2O/s
	1,7894	kg/s
<b>Reaksiyon Kimyası</b>		
<b>O<sub>2</sub></b>	24,8317	mol/s
<b>H<sub>2</sub>O</b>	99,3270	mol/s
<b>CO<sub>2</sub></b>	55,1816	mol/s
<b>SO<sub>2</sub></b>	3,5222	mol/s
<b>SO<sub>3</sub></b>	0,0000	mol/s
<b>CaSO<sub>4</sub>/H<sub>2</sub>O akışı</b>	49,6635	mol/s
<b>CaSO<sub>3</sub> akış</b>	5,518164336	mol/s
<b>Fazla CaCO<sub>3</sub></b>	84,4279	mol/s
<b>Ek kül kütlesi</b>	23,29882034	kg/s
	83875,75321	kg/saat

Çizelge Ek A.6. NO<sub>x</sub> Kontrolü Akış Kompozisyonları ve modelleme hesaplama detayları.

<b>NO<sub>x</sub> Kontrolü Elektrik Sarfiyatı</b>				
<b>SCR</b>				18 kWe
<b>SCR Ayırma Verimi</b>				% 86,00
<b>Gelen Baca Gazı</b>				
<b>Ar</b>	16,4000	kg/s	410,5336	mol/s
<b>CO<sub>2</sub></b>	422,2168	kg/s	9593,6995	mol/s
<b>CO</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>SO<sub>2</sub></b>	0,2257	kg/s	3,5222	mol/s
<b>SO<sub>3</sub></b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>NO</b>	0,1036	kg/s	3,4540	mol/s
<b>NO<sub>2</sub></b>	0,0055	kg/s	0,1186	mol/s
<b>N<sub>2</sub></b>	29,5312	kg/s	1054,1582	mol/s
<b>H<sub>2</sub>O</b>	138,4024	kg/s	7682,6216	mol/s
<b>O<sub>2</sub></b>	13,5763	kg/s	399,4545	mol/s
<b>H<sub>2</sub></b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>Cl</b>	0,0004	kg/s	0,0119	mol/s
<b>Hg</b>	4,96E-07	kg/s	2,473E-06	mol/s
<b>Ara Toplam</b>	620,46	kg/s	0	0
<b>Hava Emisyonları ile uçucu kül</b>	21,19	kg/s		
<b>Toplam baca gazı</b>	641,65	kg/s		



Çizelge Ek A.6. (Devamı).

<b>Malzeme ve Güç Hesaplamaları</b>		
NO	0,10	kg/s
NO <sub>2</sub>	0,01	kg/s
<b>Amonyak gereksinimi</b>	432,78	lbm/saat
<b>Amonyak konsantrasyonu</b>	0,19	lb/lb
<b>Solusyon akış hızı</b>	2277,80	lb/saat
<b>Amonyak Tankı RT</b>	10	day
<b>NH<sub>3</sub> besleme pompası kafası</b>	250	ft H <sub>2</sub> O
<b>NH<sub>3</sub>/hava karışımında NH<sub>3</sub> konsantrasyonu</b>	0,03	Ağırlık oranı
<b>Seyreltme hava yoğunluğu</b>	0,076	lb/ft <sup>3</sup>
<b>Seyreltme hava üfleyici başı</b>	35	in WG
<b>SCR katalizör ara hızı</b>	4769	saat-1
<b>Pompa mekanik verimi</b>	0,8	
<b>Fan mekanik verimi</b>	0,75	
<b>NH<sub>3</sub> enjeksiyon pompası</b>	108	psi
<b>NH<sub>3</sub> enjeksiyon pompa gücü</b>	0,28	kW
<b>SCR seyreltme üfleyicisi, Pb</b>	15,96	psia
<b>Pa</b>	14,7	psia
<b>Gamma</b>	1,4	
	2.326	ft-lb/lb
<b>Mil Beygir Gücü- Shaft horsepower</b>	23	hp
<b>Elektrik sarfıyatı</b>	18	kW

<b>Reaksiyon Kimyası</b>					
<b>NO giriş</b>	3,4540	mol/s	NOçıkış	0,4836	mol/s
<b>NO<sub>2</sub> giriş</b>	0,1186	mol/s	NO <sub>2</sub> çıkış	0,0166	mol/s
<b>O<sub>2</sub> giriş</b>	399,4545	mol/s	O <sub>2</sub> çıkış	399,4545	mol/s
<b>H<sub>2</sub>O giriş</b>	7682,6216	mol/s	H <sub>2</sub> Oçıkış	7687,3832	mol/s
<b>N<sub>2</sub> giriş</b>	1054,1582	mol/s	N <sub>2</sub> çıkış	1057,1966	mol/s
<b>NH<sub>3</sub> giriş</b>	3,2019	mol/s	NH <sub>3</sub> çıkış	0,0000	mol/s
<b>Amonyak kullanımı</b>	3,2018613	mol/s	0,0545295	kg/s	

Çizelge Ek A.6. (Devamı).

<b>Çıkan Baca Gazı</b>					
Ar	16,4000	kg/s	410,5336	mol/s	
CO <sub>2</sub>	422,2168	kg/s	9593,6995	mol/s	
CO	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s	
SO <sub>2</sub>	0,2257	kg/s	3,5222	mol/s	
SO <sub>3</sub>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s	
NO	0,0145	kg/s	0,4836	mol/s	
NO <sub>2</sub>	0,0008	kg/s	0,0166	mol/s	
N <sub>2</sub>	29,6163	kg/s	1057,1966	mol/s	
H <sub>2</sub> O	138,4882	kg/s	7687,3832	mol/s	
O <sub>2</sub>	12,7817	kg/s	399,4545	mol/s	
H <sub>2</sub>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s	
Cl	0,0004	kg/s	0,0119	mol/s	
Hg	4,96E-07	kg/s	2,47E-06	mol/s	
<b>Ara Toplam</b>	619,74	kg/s			
<b>Hava Baca Gazı ile Uçucu Kül</b>	21,19	kg/s			
<b>Toplam Baca Gazı çıkışı</b>	640,93	kg/s			

Çizelge Ek A.7. SO<sub>x</sub> Kontrolü- Kuru FGD Akış Kompozisyonları ve modelleme hesaplama detayları.

**Kuru FGD Elektrik Sarfiyatı**

<b>Sorbent ve reaktif hazırlama</b>	0,150	MWe
<b>Dry FGD</b>	0,484	MWe

<b>Gelen Baca Gazı</b>					
Ar	16,4000	kg/s	410,5336	mol/s	
CO <sub>2</sub>	422,2168	kg/s	9593,6995	mol/s	
CO	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s	
SO <sub>2</sub>	0,2257	kg/s	3,5222	mol/s	
SO <sub>3</sub>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s	
NO	0,0145	kg/s	0,4836	mol/s	
NO <sub>2</sub>	0,0008	kg/s	0,0166	mol/s	
N <sub>2</sub>	29,6163	kg/s	1057,1966	mol/s	
H <sub>2</sub> O	138,4882	kg/s	7687,3832	mol/s	
O <sub>2</sub>	12,7817	kg/s	399,4545	mol/s	

Çizelge Ek A.7. (Devamı).

<b>H<sub>2</sub></b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>Cl</b>	0,0004	kg/s	0,0119	mol/s
<b>Hg</b>	4,96045E-07	kg/s	2,47293E-06	mol/s
<b>Ara Toplam</b>	619,74	kg/s	19152,3018	mol/s
<b>Hava Emisyonları ile uçucu kül</b>	21,19	kg/s		
<b>Toplam baca gazı</b>	640,93	kg/s		

<b>Çıkan Baca Gazı</b>				
<b>Ar</b>	16,4000	kg/s	410,5336	mol/s
<b>CO<sub>2</sub></b>	422,2168	kg/s	9593,6995	mol/s
<b>CO</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>SO<sub>2</sub></b>	0,0158	kg/s	0,2466	mol/s
<b>SO<sub>3</sub></b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>NO</b>	0,0145	kg/s	0,4836	mol/s
<b>NO<sub>2</sub></b>	0,0008	kg/s	0,0166	mol/s
<b>N<sub>2</sub></b>	29,6163	kg/s	1057,1966	mol/s
<b>H<sub>2</sub>O</b>	150,9241	kg/s	8377,6889	mol/s
<b>O<sub>2</sub></b>	12,7817	kg/s	399,4545	mol/s
<b>H<sub>2</sub></b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>Cl</b>	0,0004	kg/s	0,0119	mol/s
<b>Hg</b>	4,9605E-07		2,4729E-06	mol/s
			19839,3318	mol/s
<b>Ara Toplam</b>	631,97	kg/s		

<b>Hava Baca Gazı ile Uçucu Kül</b>	21,66	kg/s
<b>Toplam Baca Gazı çıkış</b>	653,63	kg/s
<b>Fazla Su</b>	98464,97437	lb/saat
<b>Bulamaç için Su Miktarı</b>	98698,95521	lb/saat
<b>Sprey Kurutucu (Spray Dryer) FGD Yardımcı Yükler</b>	483,5463212	kWe
<b>FGD Yük Faktörü</b>	0,27	kW/lb-SO <sub>2</sub> /saat
<b>SO<sub>2</sub> Mol fraksiyonu</b>	0,000183906	
<b>Toplam Mol akışı</b>	152004,9721	lb-mol/saat
<b>Sorbent işleme ve reaktif hazırlama</b>	150	kWe
<b>Reaktif hazırlama Yük Faktörü</b>	0,00083	kW/(lb-kireç+lb-geri döndürülen katılar )/saat
<b>Bulamaç akışı</b>	9265,709162	lb/saat
<b>Bulamaç yoğunluğu fraksiyonu</b>	0,2	
<b>Sorbent besleme hızı</b>	0,926570916	ton/saat
<b>Geri dönüşüm akışı</b>	165975,2507	lb/saat
<b>Geri dönüşüm katıların yüklenmesi</b>	45	%

Çizelge Ek A.7. (Devamı).

Geri dönüşüm katıların akışı	37,34443141	ton/saat
Geri dönüşüm su akışı	91286,38788	lb/saat
Bulamaç su akışı	7412,56733	lb/saat
Sulfit Akışı	25,99787153	lb-mol/saat
CaSO <sub>3</sub> + CaO akışı (baca gazındaki küle)	0,468260435	kg/s
SO <sub>2</sub> akışı	1,95682904	lb-mol/saat
Reaksiyon kapsamı	93%	mol fraksiyonu
CaO:SO <sub>2</sub>	1,1	Mol Fraksiyonu
CaO:Lime	0,93	Mol Fraksiyonu
Kireç	56,0459298	lb/lb-mol

	Tgiriş	Tçıkış	TH <sub>2</sub> O
F <sup>0</sup>	265	180	53
K	402,5944444	355,3722222	284,8166667

	Giriş		Çıkış		Fark	
	mol/saat	Cp (J/mol*K)	Cp (J/mol*K)	Entalpi Değişimi		
H <sub>2</sub> O	27674579,61	36,90508718	38,41437586	4,92E+10	J/saat	
Ar	1477920,891	20,7859987	20,78599779	1,45E+09	J/saat	
CO <sub>2</sub>	34537318,24	37,07203665	32,14394685	5,64E+10	J/saat	
O <sub>2</sub>	1438036,312	29,89199094	29,33845265	2,01E+09	J/saat	
N <sub>2</sub>	3805907,92	29,25909759	29,18081745	5,25E+09	J/saat	
SO <sub>2</sub>	12680,0372	46,37184235	46,73130002	2,79E+07	J/saat	
			Toplam	1,14E+11	J/saat	
			Toplam su buharı	44769,08706	kg/saat	
			Su gereksinimi	12,43585752	kg/s	

Oluşum Isısı			
CaO	-635,5	kJ/mol	-273215,8212 Btu/lb-mol
SO <sub>2</sub>	-296,7	kJ/mol	-127558,0396 Btu/lb-mol
H <sub>2</sub> O	-285,8	kJ/mol	-122871,8831 Btu/lb-mol
CaSO <sub>3</sub> H <sub>2</sub> O	-1333	kJ/mol	-573086,8444 Btu/lb-mol
su specific ısısı	1 btu/lb*F		
Latentheatof vaporization	2555,402 kJ/kg		

Çizelge Ek A.7. (Devamı)

**CO2**

Sıcaklık (K)	298. - 1200.
A	24,99735
B	55,18696
C	-33,69137
D	7,948387
E	-0,136638
F	-403,6075
G	228,2431
H	-393,5224

**O2**

Sıcaklık (K)	100. - 700.
A	31,32234
B	-20,23531
C	57,86644
D	-36,50624
E	-0,007374
F	-8,903471
G	246,7945
H	0

**N2**

Sıcaklık (K)	100. - 500.
A	28,98641
B	1,853978
C	-9,647459
D	16,63537
E	0,000117
F	-8,671914
G	226,4168
H	0

**Su**

Sıcaklık (K)	500. - 1700.
A	30,092
B	6,832514
C	6,793435
D	-2,53448
E	0,082139
F	-250,881
G	223,3967
H	-241,8264

**Ar**

Sıcaklık (K)	298. - 6000.
A	20,786
B	2,82591E-07
C	-1,46419E-07
D	1,09213E-08
E	-3,66137E-08
F	-6,19735
G	179,999
H	0

**SO2**

Sıcaklık (K)	298. - 1200.
A	21,43049
B	74,35094
C	-57,75217
D	16,35534
E	0,086731
F	-305,7688
G	254,8872
H	-296,8422

Çizelge Ek A.7. (Devamı).

<b>Reaksiyon Kimyası</b>		
<b>Kuru FGD akışı</b>		
<b>R</b>	8,3144621	J/mol-K
<b>Tort</b>	222,5	F
	378,9833333	K
<b>P</b>	0,08	MPa
<b>Akış Kompozisyonu</b>		
<b>Ar</b>	16,1701	m <sup>3</sup> /s
<b>CO2</b>	377,8769	m <sup>3</sup> /s
<b>CO</b>	0,0000	m <sup>3</sup> /s
<b>SO2</b>	0,0097	m <sup>3</sup> /s
<b>SO3</b>	0,0000	m <sup>3</sup> /s
<b>NO</b>	0,0190	m <sup>3</sup> /s
<b>NO2</b>	0,0007	m <sup>3</sup> /s
<b>N2</b>	41,6409	m <sup>3</sup> /s
<b>H2O</b>	329,9807	m <sup>3</sup> /s
<b>O2</b>	15,7337	m <sup>3</sup> /s
<b>H2</b>	0,0000	m <sup>3</sup> /s
<b>Cl</b>	0,0005	m <sup>3</sup> /s
<b>Hg</b>	0,0000	m <sup>3</sup> /s
<b>Toplam</b>	781,43	m <sup>3</sup> /s
<b>Yoğunluk</b>	0,808733467	kg/m <sup>3</sup>

Çizelge Ek A.8. Uçucu kül ve Partikül Madde Kontrolü -Fabric Filtre Akış Kompozisyonları ve modelleme hesaplama detayları.

<b>Fabric filtre Hesaplamaları</b>		
<b>Kül ayırma verimi</b>	99,8%	
<b>Kül işleme yardımcı yük faktörü</b>	106,3	kWe/kg_ash/s
<b>Uçucu Kül İşleme</b>	2.298	kWe
<b>Baghouse filtre yardımcı yük faktörü</b>	17,44	kWe/kg_ash/s
<b>Baghouse filtre</b>	377	kWe

Çizelge Ek A.8. (Devamı).

<b>Giren Baca Gazı</b>				
<b>Ar</b>	16,4000	kg/s	410,5336	mol/s
<b>CO2</b>	422,2168	kg/s	9593,6995	mol/s
<b>CO</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>SO2</b>	0,0158	kg/s	0,2466	mol/s
<b>SO3</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>NO</b>	0,0145	kg/s	0,4836	mol/s
<b>NO2</b>	0,0008	kg/s	0,0166	mol/s
<b>N2</b>	29,6163	kg/s	1057,1966	mol/s
<b>H2O</b>	150,9241	kg/s	8377,6889	mol/s
<b>O2</b>	12,7817	kg/s	399,4545	mol/s
<b>H2</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>Cl</b>	0,0004	kg/s	0,0119	mol/s
<b>Hg</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>Ara toplam</b>	631,97	kg/s		
<b>Hava Baca Gazı ile Uçucu Kül</b>	21,66	kg/s		
<b>Toplam Baca Gazı</b>	653,63	kg/s		
<b>Çıkan baca gazı</b>				
<b>Ar</b>	16,4000	kg/s	410,5336	mol/s
<b>CO2</b>	422,2168	kg/s	9593,6995	mol/s
<b>CO</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>SO2</b>	0,0158	kg/s	0,2466	mol/s
<b>SO3</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>NO</b>	0,0145	kg/s	0,4836	mol/s
<b>NO2</b>	0,0008	kg/s	0,0166	mol/s
<b>N2</b>	29,6163	kg/s	1057,1966	mol/s
<b>H2O</b>	150,9241	kg/s	8377,6889	mol/s
<b>O2</b>	12,7817	kg/s	399,4545	mol/s
<b>H2</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>Cl</b>	0,0004	kg/s	0,0119	mol/s
<b>Hg</b>	4,9605E-07	kg/s	2,4729E-06	mol/s
<b>Ara toplam</b>	631,97	kg/s		
<b>Hava Baca Gazı ile Uçucu Kül</b>	0,04	kg/s		
<b>Toplam baca gazı çıkışı</b>	632,01	kg/s		
<b>Tutulan Kül</b>	21,61	kg/s		

Çizelge Ek A.8. (Devamı).

<b>R</b>	8,3144621	J/mol-K
<b>Tstd</b>	180	F
	355,3722222	K
<b>P</b>	0,1	MPa
<b>Ar</b>	12,1302	m <sup>3</sup> /s
<b>CO2</b>	283,4678	m <sup>3</sup> /s
<b>CO</b>	0,0000	m <sup>3</sup> /s
<b>SO2</b>	0,0073	m <sup>3</sup> /s
<b>SO3</b>	0,0000	m <sup>3</sup> /s
<b>NO</b>	0,0143	m <sup>3</sup> /s
<b>NO2</b>	0,0005	m <sup>3</sup> /s
<b>N2</b>	31,2373	m <sup>3</sup> /s
<b>H2O</b>	247,5380	m <sup>3</sup> /s
<b>O2</b>	11,8028	m <sup>3</sup> /s
<b>H2</b>	0,0000	m <sup>3</sup> /s
<b>Cl</b>	0,0004	m <sup>3</sup> /s
<b>Hg</b>	0,0000	m <sup>3</sup> /s
<b>Toplam</b>	586,20	m <sup>3</sup> /s

Çizelge Ek A.9. CO<sub>2</sub> Kontrolü Akış Kompozisyonları ve modelleme hesaplama detayları.

<b>CO2 Kontrolü Hesaplamaları</b>		
<b>Elektrik Sarfiyatı</b>	76	MWh
<b>CO2 Sıkıştırma</b>	75.771	kWe
<b>Yakalama Bypass</b>	10%	(gelen baca gazı-kütle)

<b>Gelen Baca Gazı</b>				
<b>Ar</b>	16,4004	kg/s	410,5433	mol/s
<b>CO2</b>	422,2168	kg/s	9593,6995	mol/s
<b>CO</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>SO2</b>	0,0158	kg/s	0,2466	mol/s
<b>SO3</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>NO</b>	0,0145	kg/s	0,4836	mol/s
<b>NO2</b>	0,0008	kg/s	0,0166	mol/s
<b>N2</b>	29,6164	kg/s	1057,2013	mol/s
<b>H2O</b>	150,9241	kg/s	8377,6889	mol/s
<b>O2</b>	12,7904	kg/s	399,7257	mol/s
<b>H2</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>Cl</b>	0,0004	kg/s	0,0119	mol/s
<b>Hg</b>	4,9605E-07	kg/s	2,4729E-06	mol/s



Çizelge Ek A.9. (Devamı).

<b>Ara toplam</b>	631,98		19840	mol/s
<b>Hava Baca Gazı ile Uçucu Kül</b>	0,04	kg/s		
<b>Toplam Baca Gazı</b>	632,02	kg/s		

<b>Çıkan baca gazı</b>				
<b>Ar</b>	0,7383	kg/s	18,4827	mol/s
<b>CO2</b>	19,0082	kg/s	431,9084	mol/s
<b>CO</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>SO2</b>	0,0007	kg/s	0,0111	mol/s
<b>SO3</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>NO</b>	0,0007	kg/s	0,0218	mol/s
<b>NO2</b>	0,0000	kg/s	0,0007	mol/s
<b>N2</b>	1,3333	kg/s	47,5952	mol/s
<b>H2O</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>O2</b>	0,5758	kg/s	17,9957	mol/s
<b>H2</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>Cl</b>	0,0000	kg/s	0,0005	mol/s
<b>Hg</b>	2,2332E-08	kg/s	1,11331E-07	mol/s
<b>Ara toplam</b>	21,66	kg/s	516	mol/s
<b>Hava Baca Gazı ile Uçucu Kül</b>	0,04	kg/s		
<b>Toplam baca gazı çıkışı</b>	21,70	kg/s		

<b>CO2 Emisyonları</b>	
Çıkan Baca Gazı CO2 miktarı	19,0082 kg/s
CO2 Tutulan	181,5245 kg/s

<b>Oksijenleme kompresör soğutma / kondenser yük faktörü</b>	744898,6653	J/kg
	145200531,2	J/s

<b>CO2 Kompresör</b>		
<b>R</b>	8,3144621	J/mol-K
<b>Tin</b>	136	F
<b>P</b>	0,1	MPa
<b>Tutulan gaz volümetrik akış hızı</b>	127,8020519	m <sup>3</sup> /s
<b>CO2 kompresör yük faktörü</b>	19,49260901	kW/m <sup>3</sup> /s
<b>CO2 kompresör gücü</b>	75771,18572	kW

Çizelge Ek A.9. (Devamı).

<b>CO<sub>2</sub> ayırıcı (water Knockout)</b>		
Baca nem fraksiyonu	0,000064	
Çıkan daha az H <sub>2</sub> O kütlesi	194,91	kg/s
Çıkan H <sub>2</sub> O kütlesi	0,01	kg/s
Toplam Çıkan kütle	194,93	kg/s
H <sub>2</sub> O kütlesi	67,95	kg/s
knockout kütlesi	67,93	kg/s

<b>Deminerale su akışı</b>		
H <sub>2</sub> O/CO <sub>2</sub> ürün	0	gpm/lbm/hrCO <sub>2</sub>
CO <sub>2</sub> Ürün	403,2086	kg/s
	3200122,481	lbm/hr
H <sub>2</sub> O density	1000	kg/m <sup>3</sup>

<b>Tutulan Gaz</b>				
Ar	6,6451	kg/s	166,3439	mol/s
CO <sub>2</sub>	171,0738	kg/s	3887,1752	mol/s
CO	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
SO <sub>2</sub>	0,0064	kg/s	0,0999	mol/s
SO <sub>3</sub>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
NO	0,0059	kg/s	0,1959	mol/s
NO <sub>2</sub>	0,0003	kg/s	0,0067	mol/s
N <sub>2</sub>	12,0000	kg/s	428,3568	mol/s
H <sub>2</sub> O	0,0125	kg/s	0,6925	mol/s
O <sub>2</sub>	5,1824	kg/s	161,9609	mol/s
H <sub>2</sub>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
Cl	0,0002	kg/s	0,0048	mol/s
Hg	2,0099E-07	kg/s	0,0000	mol/s
<b>Toplam</b>	194,93	kg/s	4644,84	mol/s

<b>Geri Dönüştürülen Gaz</b>				
Ar	9,0169	kg/s	225,7167	mol/s
CO <sub>2</sub>	232,1348	kg/s	5274,6160	mol/s
CO	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
SO <sub>2</sub>	0,0087	kg/s	0,1356	mol/s
SO <sub>3</sub>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
NO	0,0080	kg/s	0,2659	mol/s
NO <sub>2</sub>	0,0004	kg/s	0,0091	mol/s
N <sub>2</sub>	16,2831	kg/s	581,2493	mol/s
H <sub>2</sub> O	82,9781	kg/s	4606,0534	mol/s

Çizelge Ek A.9. (Devamı).

<b>O2</b>	7,0322	kg/s	219,7692	mol/s
<b>H2</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>Cl</b>	0,0002	kg/s	0,0065	mol/s
<b>Hg</b>	2,7273E-07	kg/s	0,0000	mol/s
<b>Toplam</b>	347,46	kg/s	10907,82	mol/s

<b>Bypass Baca Gazı</b>				
<b>Ar</b>	0,7383	kg/s	18,4827	mol/s
<b>CO2</b>	19,0082	kg/s	431,9084	mol/s
<b>CO</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>SO2</b>	0,0007	kg/s	0,0111	mol/s
<b>SO3</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>NO</b>	0,0007	kg/s	0,0218	mol/s
<b>NO2</b>	0,0000	kg/s	0,0007	mol/s
<b>N2</b>	1,3333	kg/s	47,5952	mol/s
<b>H2O</b>	6,7946	kg/s	377,1636	mol/s
<b>O2</b>	0,5758	kg/s	17,9957	mol/s
<b>H2</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>Cl</b>	0,0000	kg/s	0,0005	mol/s
<b>Hg</b>	0,0000	kg/s	1,1133E-07	mol/s
<b>Toplam</b>	28,45	kg/s	893,18	mol/s

Çizelge Ek A.10. Tesis Soğutma Akış Kompozisyonları ve modelleme hesaplama detayları.

<b>Tesis Soğutma Sistemine Gelen Baca Gazı</b>				
<b>Ar</b>	0,7383	kg/s	18,4827	mol/s
<b>CO2</b>	19,0082	kg/s	431,9084	mol/s
<b>CO</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>SO2</b>	0,0007	kg/s	0,0111	mol/s
<b>SO3</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>NO</b>	0,0007	kg/s	0,0218	mol/s
<b>NO2</b>	0,0000	kg/s	0,0007	mol/s
<b>N2</b>	1,3333	kg/s	47,5952	mol/s
<b>H2O</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>O2</b>	0,5758	kg/s	17,9957	mol/s
<b>H2</b>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
<b>Cl</b>	0,0000	kg/s	0,0005	mol/s
<b>Hg</b>	2,2332E-08	kg/s	1,1133E-07	mol/s
<b>Ara toplam</b>	21,66	kg/s		
<b>Hava Baca Gazı ile Uçucu Kül</b>	0,04	kg/s		
<b>Toplam Baca Gazı</b>	21,70	kg/s		

Çizelge Ek A.10. (Devamı).

Çıkan baca gazı				
Ar	0,7383	kg/s	18,4827	mol/s
CO <sub>2</sub>	19,0082	kg/s	431,9084	mol/s
CO	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
SO <sub>2</sub>	0,0007	kg/s	0,0111	mol/s
SO <sub>3</sub>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
NO	0,0007	kg/s	0,0218	mol/s
NO <sub>2</sub>	0,0000	kg/s	0,0007	mol/s
N <sub>2</sub>	1,3333	kg/s	47,5952	mol/s
H <sub>2</sub> O	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
O <sub>2</sub>	0,5758	kg/s	17,9957	mol/s
H <sub>2</sub>	0,0000	kg/s	0,0000	mol/s
Cl	0,0000	kg/s	0,0005	mol/s
Hg	2,2332E-08	kg/s	1,1133E-07	mol/s
Ara toplam	21,66	kg/s		
Hava Baca Gazı ile Uçucu Kül	0,04	kg/s		
<b>Toplam Baca Gazı</b>	<b>21,70</b>	<b>kg/s</b>		

<b>Toplam tesis Soğutma yükü</b>	3603	MMbtu/hr		
<b>Sadece kondenser yükü</b>	2901,70	MMbtu/hr	850,4059529	MWt
<b>Kalan yük</b>	701,11	MMbtu/hr	205,4741229	MWt

Islak Soğutma Kulesi		
% Kondensör Soğutma(Hava-soğutmalı Kondensör ile)	50%	
Soğutma suyu Sıcaklık değişimi	20	F
CW sirkülasyon oranı	107597746	lbm/hr
	13557	kg/s
Sirk. su/Hava oranı	0,85	lbm_h2O/lbm_kuru_Hava
Hava akışı	2109759,732	lbm/dak.
Hava çıkış sp vol.	13,8	ft <sup>3</sup> /lbm_kuruHava
Hava akışı	29114684,3	acfm
	29170817,65	scfm
Fan başı	0,5	in_H2O
Fan deşarj basıncı	14,72	psia
Fan mekanik verim	75%	
	3062,25278	hp
	2404	kW
Drift basis	0,0010%	
Buharlaştırma	0,80%	% sirk.su akışı (her 10Flık aralıkta)

Çizelge Ek A.10. (Devamı).

<b>Konsantrasyon döngüleri</b>	4	
<b>Drift Kaybı</b>	0,14	kg/s
<b>Buharlaştırma Kaybı</b>	1721563,94	lbm/hr
	216,91	kg/s
<b>Boşaltma Kaybı</b>	72,30	kg/s
<b>Toplam Kayıp Islak sistem (yada Soğutma Kulesi talebi)</b>	289,35	kg/s
	2296494,57	lbm/hr

<b>Sirk. su akışı (100% su soğutmalı Kondensör)</b>	2418082,727	lbm/dak.
<b>Hava akışı</b>	2844803	lbm/dak.
<b>Fan Gücü (100% Islak Soğutmalı)</b>	4129	hp
	3241	kW
<b>Hava-soğutmalı Kondensör fan gücü</b>	5672,04	kW
<b>Sirk. Su Pompa Gücü</b>		
<b>Pompa mekanik verim</b>	80,00%	
<b>Sirk. su Pompa başı</b>	85	ft
<b>Sirk. su Pompa Elektrik</b>	6078	hp
	4532	kW
<b>Yeraltı Su Pompa</b>		
<b>Yeraltı su kuyu derinliği</b>	500	ft
<b>Yeraltı su Pompa başı</b>	230,6	ft
<b>Yeraltı su fraksiyonu</b>	100%	
<b>Yeraltı su Pompa Elektrik sarfiyatı</b>	451	hp
	336	kW

Çizelge Ek A.11. Baca emisyonları akış kompozisyonları.

<b>Baca emisyonları</b>				
<b>Ar</b>	0,74	kg/s	18,48	mol/s
<b>CO2</b>	19,01	kg/s	431,91	mol/s
<b>CO</b>	0,00	kg/s	0,00	mol/s
<b>SO2</b>	0,00	kg/s	0,01	mol/s
<b>SO3</b>	0,00	kg/s	0,00	mol/s
<b>NO</b>	0,00	kg/s	0,02	mol/s
<b>NO2</b>	0,00	kg/s	0,00	mol/s
<b>N2</b>	1,33	kg/s	47,60	mol/s
<b>H2O</b>	0,00	kg/s	0,00	mol/s
<b>O2</b>	0,58	kg/s	18,00	mol/s
<b>H2</b>	0,00	kg/s	0,00	mol/s

Çizelge Ek A.11. (Devamı).

<b>Cl</b>	0,00	kg/s	0,00	mol/s
<b>Hg</b>	2,23E-08	kg/s	1,11E-07	mol/s
<b>Ara toplam</b>	21,66	kg/s		
<b>Hava Baca Gazı ile Uçucu Kül</b>	0,0433	kg/s	343,77	lbm/hr
<b>Toplam Baca Gazı</b>	21,70	kg/s		
<b>Partikül madde faktörü</b>	5,59E-09	kg/kJ_in	0,0130	lbm/MMbtu_in
	0,0109	kg	0,0137	
<b>CO2</b>	188,21	lbm/MWh		
<b>SO2</b>	0,01	lbm/MWh		
<b>NOx</b>	0,01	lbm/MWh		
<b>PM</b>	0,43	lbm/MWh	0,1945	kg/MWh
<b>Hg</b>	0,00	lbm/MWh		

Çizelge Ek A.12. Oksi-DAY su dengesi.

<b>Su dengesi</b>										
<b>Su Kullanımı</b>	<b>Talep</b>		<b>Dahili Geri Dönüşüm</b>		<b>Ham Su Oluşturma</b>		<b>Proses Su deşarj</b>			<b>Ham Su Sarfiyatı</b>
<b>FGD Makeup</b>	12,4	kg/s	0,0	kg/s	12,4	kg/s	0,0	kg/s	kg/s	12,4
	0,012	m3/s	0,000	m^3/s	0,012	m3/s	0,000	m^3/s	m^3/s	0,012
	98699,0	lbm/hr	0,0	lbm/hr	98699,0	lbm/hr	0,0	lbm/hr	lbm/hr	98699,0
	197,1	gpm	0,0	gpm	197,1	gpm	0,0	gpm	gpm	197,1
<b>BFW Makeup</b>	6,8	kg/s	0,0	kg/s	6,8	kg/s	0,0	kg/s	kg/s	6,8
	0,0	m3/s	0,0	m^3/s	0,0	m3/s	0,0	m^3/s	m^3/s	0,0
	54223,1	lbm/hr	0,0	lbm/hr	54223,1	lbm/hr	0,0	lbm/hr	lbm/hr	54223,1
	108,3	gpm	0,0	gpm	108,3	gpm	0,0	gpm	gpm	108,3
<b>Soğutma</b>	289,4	kg/s	74,8	kg/s	214,6	kg/s	65,1	kg/s	kg/s	149,5
	0,3	m3/s	0,1	m3/s	0,2	m^3/s	0,1	m^3/s	m^3/s	0,1
	2296494,6	lbm/hr	593387,4	lbm/hr	1703107,2	lbm/hr	516469,2	lbm/hr	lbm/hr	1186638,0
	4585,3	gpm	1184,8	gpm	3400,5	gpm	1031,2	gpm	gpm	2369,3
<b>Toplam</b>	308,6	kg/s	74,8	kg/s	233,9	kg/s	65,1	kg/s	kg/s	168,8
	0,3	m3/s	0,1	m3/s	0,2	m^3/s	0,1	m^3/s	m^3/s	0,2
	2449417	lbm/hr	593387	lbm/hr	1856029	lbm/hr	516469	lbm/hr	lbm/hr	1339560
	4891	gpm	1185	gpm	3706	gpm	1031	gpm	gpm	2675

Çizelge Ek A.12. (Devamı).

<b>Su Çekme Kaynakları</b>				
Şebeke suyu	116,9278639	kg/s		
	0,117	m <sup>3</sup> /s	420940,3099	L/hr
	928014,6529	lbm/hr		
	1852,9	gpm	2.668.235,39	
Yer altı suyu	116,9278639	kg/s		
	0,117	m <sup>3</sup> /s	420940,3099	L/hr
	928014,6529	lbm/hr		
	1852,9	gpm		



**EK AÇIKLAMALAR B.**

**MALİYET ÖLÇEKLEME EKİPMAN KATSAYILARI**

Çizelge Ek B.1. Maliyet ölçekleme ekipman katsayıları.

Ölçekleme Parametresi		Katsayı
	<b>Boiler</b>	
boiler feedwater	Pulverized Coal	0,7256
boiler feedwater	Supercritical Pulverized Coal	0,6953
boiler feedwater	Ultra-supercritical Pulverized Coal	0,7340
boiler feedwater	Circulating Fluidized Bed	0,7177
boiler feedwater	Oxy Pulverized Coal	0,9306
boiler feedwater	Oxy Supercritical Pulverized Coal	0,9306
boiler feedwater	Oxy Ultra-supercritical Pulverized Coal	1,0073
boiler feedwater	Oxy Circulating Fluidized Bed	1,0097
	<b>Fuel handling/Prep</b>	
Coal Flowrate (lb/hr)	Coal Receive & Unload	0,6199
Coal Flowrate (lb/hr)	Coal Stackout & Reclaim	0,6199
Coal Flowrate (lb/hr)	Coal Conveyors	0,6199
Coal Flowrate (lb/hr)	Other Coal Handling	0,6199
Biomass Flowrate (lb/hr)	Biomass Receiving & Processing	-
Coal Flowrate (lb/hr)	Coal Crushing & Drying	0,6599
Coal Flowrate (lb/hr)	Coal Conveyor to Storage	0,6599
Biomass Flowrate (lb/hr)	Biomass Drying	
Biomass Flowrate (lb/hr)	Biomass Pelletization	
Biomass Flowrate (lb/hr)	Prepared Biomass Storage & Feed	0,6602
	<b>SCPC and DAY Feedwater &amp; Misc BOP Systems</b>	
boiler feedwater	FeedwaterSystem	0,6900
raw water makeup	Water Makeup & Pretreating	0,7100
boiler feedwater	Other Feedwater Subsystems	0,6900
raw water makeup	Service Water Systems	0,7100
boiler feedwater	Other Boiler Plant Systems	0,7500
coal feedrate	FO Supply Sys & Nat Gas	0,2500
total water to treat	Waste Treatment Equipment	0,7101
coal feedrate	Misc. Equip.(cranes,AirComp.,Comm.)	0,2500
	<b>USCPC Feedwater &amp; Misc BOP Systems</b>	
boiler feedwater	FeedwaterSystem	0,6900
raw water makeup	Water Makeup & Pretreating	0,7100
boiler feedwater	Other Feedwater Subsystems	0,6900
raw water makeup	Service Water Systems	0,7100
boiler feedwater	Other Boiler Plant Systems	0,7500
coal feedrate	FO Supply Sys & Nat Gas	0,2500

Çizelge Ek B.1. (Devamı).

total water to treat	Waste Treatment Equipment	0,7101
coal feedrate	Misc. Equip.(cranes,AirComp.,Comm.)	0,2500
	<b>PC Feedwater &amp; Misc BOP Systems</b>	
boiler feedwater	FeedwaterSystem	0,6900
raw water makeup	Water Makeup & Pretreating	0,7100
boiler feedwater	Other Feedwater Subsystems	0,6900
raw water makeup	Service Water Systems	0,7100
boiler feedwater	Other Boiler Plant Systems	0,7500
coal feedrate	FO Supply Sys & Nat Gas	0,2500
total water to treat	Waste Treatment Equipment	0,7101
coal feedrate	Misc. Equip.(cranes,AirComp.,Comm.)	0,2500
	<b>Wet FGD</b>	
fgd exit flow, acfm	Absorber Vessels & Accessories	0,7261
fgd exit flow, acfm	Other FGD	0,7261
limestone feed rate	Sorbent Receive & Unload	0,6400
limestone feed rate	Sorbent Stackout & Reclaim	0,6400
limestone feed rate	Sorbent Conveyors	0,6400
limestone feed rate	Other Sorbent Handling	0,6400
limestone feed rate	Sorbent Prep Equipment	0,6500
limestone feed rate	Sorbent Storage & Feed	0,6500
	Sorbent Injection System	1,0000
gypsum flow, lb/hr	Gypsum dewatering system	0,6214
	<b>Dry FGD</b>	
fgd exit flow, acfm	Absorber Vessels & Accessories	0,7261
fgd exit flow, acfm	Other FGD	0,7261
lime feed rate	Sorbent Receive & Unload	0,6400
lime feed rate	Sorbent Stackout & Reclaim	0,6400
lime feed rate	Sorbent Conveyors	0,6400
lime feed rate	Other Sorbent Handling	0,6400
	<b>PC STEAM TURBINE GENERATOR</b>	
turbine capacity, kW	Steam TG & Accessories	0,7000
turbine capacity, kW	Turbine Plant Auxiliaries	0,7000
BFW, lb/hr	Steam Piping	0,6999
turbine capacity, kW	TG Foundations	0,6800

Çizelge Ek B.1. (Devamı).

	<b>SCPC/CFB STEAM TURBINE GENERATOR</b>	
turbine capacity, kW	Steam TG & Accessories	0,7000
turbine capacity, kW	Turbine Plant Auxiliaries	0,7000
BFW, lb/hr	Steam Piping	0,6999
turbine capacity, kW	TG Foundations	0,6800
	<b>USPC STEAM TURBINE GENERATOR</b>	
turbine capacity, kW	Steam TG & Accessories	0,7000
turbine capacity, kW	Turbine Plant Auxiliaries	0,7000
BFW, lb/hr	Steam Piping	0,6999
turbine capacity, kW	TG Foundations	0,6800
	<b>Condenser</b>	
WC condenser duty	WC Condenser & Auxiliaries	0,6700
AC condenser duty	AC Condenser & Auxiliaries	1,4962
	<b>COOLING WATER SYSTEM</b>	
Cooling tower duty	Cooling Towers	0,7000
Circ water flow rate	Circulating Water Pumps	0,8600
Circ water flow rate	Circ. Water System Auxiliaries	0,6500
Circ water flow rate	Circ. Water Piping	0,6500
Raw water makeup	Make-up Water System	0,6000
Circ water flow rate	Component Cooling Water Sys	0,6500
Circ water flow rate	Circ. Water System Foundations & Structures	0,6000
	<b>ASH/SPENT SORBENT HANDLING SYS</b>	
	Ash Coolers	
	Cyclone Ash Letdown	
	HGCU Ash Letdown	
	High Temperature Ash Piping	
	Other Ash Recovery Equipment	
Total ash flow, lb/hr	Ash Storage Silos	0,5600
Total ash flow, lb/hr	Ash Transport & Feed Equipment	0,5600
	Misc. Ash Handling Equipment	
Total ash flow, lb/hr	Ash/Spent Sorbent Foundation	0,5600
	<b>ACCESSORY ELECTRIC PLANT</b>	
Steam turbine output	Generator Equipment	0,5500
Auxiliary load	Station Service Equipment	0,4325
Auxiliary load	Switchgear & Motor Control	0,4325

Çizelge Ek B.1. (Devamı).

Auxiliary load	Conduit & Cable Tray	0,4325
Auxiliary load	Wire & Cable	0,4325
Auxiliary load	Protective Equipment	0,0000
Steam turbine output	Standby Equipment	0,4500
STG rating, MVA	Main Power Transformers	0,4649
Steam turbine output	Electrical Foundations	0,6800
	<b>INSTRUMENTATION &amp; CONTROL</b>	
Auxiliary load	Control Boards, Panels & Racks	0,1279
Auxiliary load	Distributed Control System Equipment	0,1280
Auxiliary load	Instrument Wiring & Tubing	0,1282
Auxiliary load	Other I & C Equipment	0,1279
	<b>BUILDINGS &amp; STRUCTURES</b>	
Bare erected cost	Boiler Building	0,0500
Bare erected cost	Turbine Building	0,0800
Bare erected cost	Administration Building	0,1000
Circ water flow rate	Circulation Water Pumphouse	0,6000
Raw water makeup	Water Treatment Buildings	0,6600
Bare erected cost	Machine Shop	0,1000
Bare erected cost	Warehouse	0,1000
Bare erected cost	Other Buildings & Structures	0,1000
Raw water makeup	Waste Treating Building & Str.	0,0700
(coal + limestone feed rate)	Coal & Sorbent Hnd. Foundations	0,6201
(coal + limestone feed rate)	Coal & Sorbent Feed Foundation	0,6373
	<b>Fabric Filter</b>	
baghouse flow, acfm	Bag House & Accessories	0,7800
baghouse flow, acfm	Other Particulate Removal Materials	0,7700
	<b>ESP</b>	
ESP flow, scfm	ESP Unit	
	<b>CO<sub>2</sub> REMOVAL &amp; COMPRESSION (amine-based)</b>	
CO <sub>2</sub> captured	CO <sub>2</sub> Removal System	0,6049
CO <sub>2</sub> compressor power	CO <sub>2</sub> Compression & Drying	0,6000
	<b>CO<sub>2</sub> REMOVAL &amp; COMPRESSION (Oxy-fire)</b>	
CO <sub>2</sub> compressor power	CO <sub>2</sub> Compression & Drying	0,6095
Heat exchanger heat duty	CO <sub>2</sub> Condensing heat exchanger	0,8000

Çizelge Ek B.1. (Devamı).

	<b>ASU</b>	
	Air separating system	0,9550
	<b>Ducting and Stack</b>	
total fuel feed, lb/hr	Ductwork	0,3801
stack flow, acfm	Stack	0,4817
total fuel feed, lb/hr	Duct & Stack Foundations	0,1359
	<b>Improvements to Site</b>	
Bare erected cost	Site Preparation	0,2000
Bare erected cost	Site Improvements	0,2000
Bare erected cost	Site Facilities	0,2000

## ÖZGEÇMİŞ

Tuba KARAKURLUK COŞKUN Karabük’de doğdu. Karabük İmam Hatip Lisesinde eğitimini tamamladıktan sonra, Gazi Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Kimya Mühendisliği Bölümünden 2003 yılında mezun oldu. Çeşitli işletmelerde görev yaptıktan sonra 2012 yılında Karabük Üniversitesi Lisansüstü Eğitim Enstitüsü Enerji Sistemleri Mühendisliği anabilim dalında başlamış olduğu yüksek lisans programını, 2014 yılında tamamladı. “Alternatif Katı Yakıt Üretimi” isimli yüksek lisans tezi ile ‘Bilimsel Araştırma Projesi’ kapsamında araştırmacı olarak görev yaptı. 2014-2015 akademik yılında Karabük Üniversitesinde sözleşmeli olarak ders verdi. 2014 yılında Karabük Üniversitesi Lisansüstü Eğitim Enstitüsü Enerji Sistemleri Mühendisliği anabilim dalında doktora eğitimine başladı. 2015 yılında ‘Dolaşım Akışkan Yatak Yakma Sisteminde Linyit ve Biyokömürün Oksijen Zengin Ortamda Yakılması’ TÜBİTAK 1003 Projesi kapsamında bursiyer olarak görev yaptı. Tuba Coşkun evli ve iki çocuk annesidir.

### **ADRES BİLGİLERİ**

Adres : Karabük Üniversitesi  
Lisansüstü Eğitim Enstitüsü  
Balıklarkayası Mevkii / KARABÜK  
Tel : 0370 433 82 01  
E-posta : [tubacoskun78@gmail.com](mailto:tubacoskun78@gmail.com)