

İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ★ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**OKSİYANMA TEKNOLOJİSİ VE KARBONDİOKSİT TUTUMUNUN
TEKNOEKONOMİK ANALİZİ**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Barış OKTAY

Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı

Kimya Mühendisliği Programı

KASIM 2020

İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ★ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**OKSİYANMA TEKNOLOJİSİ VE KARBONDİOKSİT TUTUMUNUN
TEKNOEKONOMİK ANALİZİ**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Öğrenci Barış OKTAY

506171005

Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı

Kimya Mühendisliği Programı

Tez Danışmanı: Prof. Dr. Hasancan OKUTAN

KASIM 2020

İTÜ, Fen Bilimleri Enstitüsü'nün 506171005 numaralı Yüksek Lisans / Doktora Öğrencisi Barış OKTAY, ilgili yönetmeliklerin belirlediği gerekli tüm şartları yerine getirdikten sonra hazırladığı “OKSİYANMA TEKNOLOJİSİ VE KARBONDİOKSİT TUTUMUNUN TEKNOEKONOMİK ANALİZİ” başlıklı tezini aşağıda imzaları olan jüri önünde başarı ile sunmuştur.

Tez Danışmanı : **Prof. Dr. Hasancan OKUTAN**
İstanbul Teknik Üniversitesi

Jüri Üyeleri : **Prof. Dr. Hüsnü ATAKÜL**
İstanbul Teknik Üniversitesi

Dr. Öğr. Üyesi Barış YILMAZ
Marmara Üniversitesi

Teslim Tarihi : 21 Ekim 2020

Savunma Tarihi : 27 Kasım 2020





Sevgili aileme,



ÖNSÖZ

Bizlere yol gösteren hocalarımız Sayın Prof. Dr. Hasancan OKUTAN ve Prof Dr. Hüsnü ATAÖÜL'e teŖekkürlerimi sunarım. Tez çalışmalarımnda yardımını esirgemeyen AraŖ. Gör. Utku BURGUN ve Y. Müh. Hadi RAHNAMAEI ZONOUZ'a, destekleri ile tezi mümkün kılan laboratuvar çalışma arkadaşım Y. Müh. Hande ÇUKURLU ve Y. Müh. Melis KIRARSLAN'a teŖekkürlerimi sunarım. Hayatın hiçbir aşamasında maddi ve manevi desteklerini esirgemeyen kıymetli aileme de en içten duygularımla teŖekkür ederim.

Bu tez, 216M348 numaralı TÜBİTAK ARDEB 1003 "Oksijence Zengin Ortamda Basınçlı Kömür, Biyokötle ve Biyokömür Yakma Teknolojilerinin Geliştirilmesi" adlı projenin bir parçası olarak tamamlanmıştır. Bursiyer olarak görev aldığım projeyi destekleyen TÜBİTAK'a teŖekkürlerimi arz ederim.

21 Ekim 2020

Barış OKTAY
(Kimya Mühendisi)



İÇİNDEKİLER

Sayfa

ÖNSÖZ	vii
İÇİNDEKİLER.....	ix
KISALTMALAR.....	xi
ÇİZELGE LİSTESİ	xiii
ŞEKİL LİSTESİ	xv
ÖZET	xvii
SUMMARY.....	xix
1. GİRİŞ VE AMAÇ	1
2. ENERJİNİN DÜNYA VE TÜRKİYE’DEKİ DURUMU.....	3
2.1 Enerji Arzının Türkiye ve Dünya’da Kaynaklara Dağılımı	4
3. KARBONDİOKSİT TUTMA TEKNOLOJİLERİ.....	7
3.1 Yanma Sonrası Karbondioksit Tutma Yöntemleri.....	9
3.2 Yanma Öncesi Karbondioksit Tutma Yöntemleri.....	10
3.3 Oksi Yanma ile Karbondioksit Tutma Yöntemi	11
4. OKSİ YANMA TEKNOLOJİSİ	13
4.1 Hava Ayırma Ünitesi.....	15
4.2 Yakma Sistemleri	15
4.2.1 Pülverize kömürlü sistemler.....	17
4.2.2 Akışkan yataklı sistemler	21
4.2.2.1 Kaynamalı akışkan yataklar (BFBC)	22
4.2.2.2 Dolaşımli akışkan yataklar (CFBC)	23
4.2.3 Izgaralı sistemler	24
4.3 Baca Gazı Temizleme Sistemleri	27
4.3.1 Parçacık madde temizleme.....	28
4.3.2 Desülfürizasyon sistemleri	29
4.3.3 DENOX sistemleri	30
4.4 Karbondioksit Sıkıştırma ve Depolama Sistemi	31
4.5 Basınçlı Oksi Yanma Sistemleri	32
4.5.1 Basınçlı oksi yanma üzerine literatürdeki çalışmalar	32
4.5.2 Oksi yanmada ideal basınç üzerine Hong vd.’nin çalışması.....	33
4.5.3 Basınçlı oksi yanmanın kirletici gaz emisyonlarına etkisi üzerine Lasek vd’nin çalışması	37
5. OKSİYANMA VE KARBONDİOKSİT TUTMA İÇİN TESİS MALİYET TAHMİN METODOLOJİSİ VE MALİYET KATEGORİLERİ.....	41
5.1 Maliyet Terminolojisi.....	42
5.1.1 Sermaye harcama dönemi	42
5.1.2 Sabit ve nominal parasal değer	42
5.1.3 Sabit ücret faktörü	42
5.1.4 Artış faktörü	43
5.2 Maliyet Kategorileri	43

5.2.1 Sermaye giderleri	43
5.2.1.1 Yalın inşa maliyeti (BEC)	45
5.2.1.2 Mühendislik, inşa ve tedarik giderleri (EPCC)	45
5.2.1.3 Toplam tesis maliyeti (TPC)	45
5.2.1.4 İşveren maliyetleri – Toplam gecelik maliyet (TOC)	47
5.2.1.5 Harcanan toplam maliyet (TASC).....	48
5.2.2 İşletme ve bakım giderleri.....	48
5.3 Ekonomik Performans Göstergeleri	48
5.3.1 Elektrik maliyeti (Cost of Electricity)	49
5.3.2 Verim ve enerji kayıpları.....	50
6. TEKNOEKONOMİK MODEL HESAPLAMALARI	51
6.1 Teknoekonomik Analiz İçin Belirlenen Çalışma Şekli	51
6.2 Teknoekonomik Analiz İçin Belirlenen Çalışma Senaryoları.....	54
6.3 Teknik Varsayımlar ve Limitasyon	56
6.4 Finansal Varsayımlar.....	57
6.4.1 Ölçeklendirme metodolojisi	61
6.4.2 Kimya mühendisliği tesis maliyet endeksi (CEPCI).....	62
7. TEKNOEKONOMİK ANALİZİN SENARYOLAR İÇİN UYGULANMASI	65
7.1 Pülverize Kazan Teknolojisine Sahip 1 ve 2 Numaralı Senaryolar Üzerine Teknoekonomik Analiz Çalışması	66
7.1.1 Pülverize kazan teknolojinin sahip senaryolar için ekipman listesi	67
7.1.2 Pülverize kazan teknolojisine sahip senaryolar için yalın inşa maliyetleri	72
7.1.3 Senaryo 1 ve 2 için toplam sermaye gereksinimi.....	79
7.1.4 Senaryolar 1 ve 2 için işletme maliyetleri	80
7.2 Dolaşım Akışkan Yatak Teknolojisine Sahip 3 ve 4 Numaralı Senaryolar Üzerine Teknoekonomik Analiz Çalışması.....	82
7.2.1 Dolaşım Akışkan yataklı kazan teknolojisine sahip senaryolar için ekipman listesi.....	82
7.2.2 Dolaşım Akışkan yataklı kazan teknolojisine sahip senaryolar 3 ve 4 için için yalın inşa maliyetleri	88
7.2.3 Senaryolar 3 ve 4 için toplam sermaye gereksinimi	93
7.2.4 Senaryolar 3 ve 4 için işletme maliyetleri	94
7.3 Dolaşım Akışkan Yatakta Basınçlı Oksi Yakma Senaryosu.....	95
7.3.1 Dolaşım Akışkan yatakta basınçlı oksijenleme senaryosu için yalın inşa maliyetleri.....	96
7.3.2 Senaryo 5 için toplam sermaye gereksinimi	98
7.3.3 Senaryo 5 için işletme maliyetleri	99
8. SONUÇLAR VE DEĞERLENDİRMELER.....	101
KAYNAKLAR	107
EKLER	111

KISALTMALAR

AACE	: Association for the Advancement of Cost Engineering International
ASU	: Air Separation Unit
BEC	: Bare Erected Cost
BFBB	: Bubbling Fluidized Bed Boiler
CCS	: Carbon Capture and Storage
CFBB	: Circulating Fluidized Bed Boiler
COE	: Cost of Electricity
CPU	: Carbondioxide Processing Unit
DAY	: Dolaşımli Akışkan Yatak
DOE/NETL	: U.S. Department of Energy's National Energy Technology Laboratory
EOR	: Enhanced Oil Recovery
EPCC	: Engineering Procurement and Construction Cost
GHG	: Greenhouse Gases
HHV	: Higher Heating Value
IGCC	: Integrated Gasifier Combined Cycle
KAY	: Kaynamalı Akışkan Yatak
LHV	: Lower Heating Value
PC	: Pülverized Coal
TASC	: Total As Spent Cost
TPC	: Total Plant Cost
TOC	: Total Overnight Cost



ÇİZELGE LİSTESİ

Sayfa

Çizelge 3.1: CCS Teknolojilerinde kullanılabilecek gaz ayırma metotları	9
Çizelge 4.1: Callide A pülverize kömürlü tesiste oksijen yanma retrofit çalışmasından elde edilen yaş bazda baca gazı bileşenleri	13
Çizelge 4.2: Buhar rejimleri ve rejimlere göre santrallerin isimlendirilmeleri	16
Çizelge 4.3: Yanma sistemlerinin çeşitli özellikler bakımından karşılaştırılması.....	26
Çizelge 4.4: Kömürün yapısındaki maddelere göre yanma sonrası oluşabilecek kirlilikler ve giderim yöntemleri	27
Çizelge 4.5: Hong vd.'nin yaptığı simülasyon çalışmasında baz alınan kömür değerleri	33
Çizelge 4.6: Ziemowit kömürü analiz sonuçları	38
Çizelge 5.1: Tesis sahipliğine göre kömür kullanan tesislerin ekonomik analizinde kullanılacak sabit ücret faktörü	43
Çizelge 5.2: Beklenmedik durum maliyetlerinin tesisin teknolojik duruma göre sermaye giderinden alınacak yüzdesi	46
Çizelge 5.3: AACE'de belirtilen sınıflar ve EPCC maliyetlerinin toplamı için seçilmesi gereken yüzdelere	46
Çizelge 5.4: DOE/ETL'in raporuna göre işveren maliyetlerinin kategorileri ve hesaplanma yöntemleri	47
Çizelge 5.5: İşletme giderlerinin sınıflandırılması	48
Çizelge 6.1: DOE/NETL ve diğer yönergelerle ilgili sermaye giderlerinin hesaplama yöntemlerinin özeti	52
Çizelge 6.2: İşletme ve bakım giderlerinin hesaplanması	53
Çizelge 6.3: Teknoekonomik analiz çalışması için belirlenen senaryolar.....	55
Çizelge 6.4: Orhaneli Kömürü için kısa ve elemental analiz sonuçları.....	56
Çizelge 6.5: Yardımcı ekipmanlara ait güç tüketim faktörleri	58
Çizelge 6.6: Global finansal varsayımlar.....	59
Çizelge 6.7: Temel alınan finansal varsayımlar	60
Çizelge 6.8: Kaynaklarda kullanılan bazı yıllara ilişkin CEPCI verileri.....	63
Çizelge 7.1: Montana Rosebud PRB, Western Energy Coal Mine, kömür analizleri.	67
Çizelge 7.2: Pülverize kazan kullanan senaryolar için gerekli alt sistem listesi ve açıklamaları.....	68
Çizelge 7.3: Pülverize kazan teknolojisine sahip senaryolar için yalın inşaat maliyetleri (550MWe, net kapasite)	73
Çizelge 7.4: Senaryo 1 için tesis performansına ilişkin IECM çıktıları.	75
Çizelge 7.5: Senaryo 1'in farklı kapasiteleri için ekipman maliyet listeleri.....	76
Çizelge 7.6: Senaryo 2 için tesis performansına ilişkin IECM çıktıları.	78
Çizelge 7.7: Senaryo 1 için IECM ile elde edilmiş sermaye giderleri tablosu.	79
Çizelge 7.8: Senaryo 2 için IECM ile elde edilmiş sermaye giderleri tablosu.	80

Çizelge 7.9: Hava yakmalı pülverize kazana sahip senaryo 1 için işletme maliyet tablosu.	81
Çizelge 7.10: Pülverize kazanda oksijen yanma senaryosu için işletme maliyetleri tablosu.	81
Çizelge 7.11: Dolaşımli akışkan yataklı kazan kullanan senaryolar için gerekli alt sistemlerin listesi ve açıklamaları	84
Çizelge 7.12: Dolaşımli akışkan yataklı kazan teknolojisine sahip senaryolar 3 ve 4 için referans yalın inşa maliyetleri (550MWe,net kapasite)	88
Çizelge 7.13: Senaryo 3' ilişkin ölçeklendirme ve IECM ile elde edilmiş performans verileri.	90
Çizelge 7.14: Senaryo 4' ilişkin ölçeklendirme ve IECM ile elde edilmiş performans verileri.	91
Çizelge 7.15: Dolaşımli akışkan yatak senaryoları 3 ve 4 için iki farklı kapasitede ölçeklendirilmiş yalın inşa maliyetleri (BEC).	92
Çizelge 7.16: Senaryo 3 için IECM ve ölçeklendirme metodu ile elde edilmiş sermaye giderleri tablosu.	94
Çizelge 7.17: Senaryo 4 için IECM ve ölçeklendirme metodu ile elde edilmiş sermaye giderleri tablosu.	94
Çizelge 7.18: Hava yakmalı dolaşımli akışkan yataklı kazana sahip senaryo 3 için işletme maliyet tablosu.	95
Çizelge 7.19: Oksijen yanma dolaşımli akışkan yataklı kazana sahip senaryo 4 için işletme maliyet tablosu.	95
Çizelge 7.20: Senaryo 5 için performans verileri.	97
Çizelge 7.21: Dolaşımli akışkan yatakta basınçli oksijen yanma senaryosu için iki farklı kapasitede ölçeklendirilmiş yalın inşa maliyetleri (BEC).	98
Çizelge 7.22: Senaryo 5 için ölçeklendirme metodu ile elde edilmiş sermaye giderleri tablosu.	99
Çizelge 7.23: Dolaşımli akışkan yatakta oksijen yanma senaryosu için işletme maliyetleri.	99
EK A.1: Kapasiteye göre ekipmanlar için maliyet ölçeklendirme katsayıları.	112

ŞEKİL LİSTESİ

Sayfa

Şekil 2.1: Birincil enerji kaynaklarının tüketimde payları. Milyon ton petrol eşdeğeri bazında ifade edilmiştir	5
Şekil 3.1: Yanma sonrası solvent absorpsiyonu ile karbondioksit tutma proses diagramı	10
Şekil 3.2: Yanma öncesi karbondioksit tutma prensibinde, entegre gazlaştırıcı kombine çevrim tesis diagramı	11
Şekil 3.3: Oksi yanma ile CCS yapılan tesis diagramı	12
Şekil 4.1: Oksi yanma tesis bileşenlerinin blok diagramı	14
Şekil 4.2: Basit rankine çevrimi ve buhar döngüsündeki evreleri	17
Şekil 4.3 : Volumetrik ve gravimetrik besleme ekipmanlarının diagramları	18
Şekil 4.4: Yakıcı tarafındaki hava girişleri ve önünde oluşan alev sıcaklık profili ...	20
Şekil 4.5: B&W şirketi tarafından satılan, kritik altı buharlı pülverize kömür kazanına ait şema	21
Şekil 4.6: Akışkanlaştırma bölgeleri ve isimlendirilmeleri	22
Şekil 4.7: B&W şirketi tarafından satılan kaynamalı akışkan yataklı kömür kazanına ait şema.	23
Şekil 4.8: B&W firması tarafından satılan, dolaşımli akışkan yataklı kömür kazanına ait şema.	24
Şekil 4.9: Püskürtmeli, ızgaralı yakma sistemi.....	25
Şekil 4.10: Izgaralı kömür taşıma sistemi	26
Şekil 4.11: Elektrostatik filtreli parçacık temizleyici kesiti	28
Şekil 4.12 : Torba filtreli parçacık temizleyici kesiti	29
Şekil 4.13: Basınçlı oksi yanma tesisi için örnek proses diagramı.....	32
Şekil 4.14: Kazan ve HRSG tarafı için kütle dengeleri ve sıcaklıklar.....	34
Şekil 4.15: HRSG ve kazan arası kütle dengeleri ve sıcaklıklar	35
Şekil 4.16: Hong vd.'nin çalışması sonucu elde edilen parazit yükler ve net güç çıktısının karşılaştırılması. (a) atmosferik basınçta oksi yanma, (b) basınçlı oksi yanma koşulları için	36
Şekil 4.17: Lasek vd.' laboratuvar ölçekli kabarcıklı akışkan yatak ve emisyon ölçüm düzeneği	37
Şekil 4.18 : Lasek ve çalışma arkadaşlarının elde ettiği verilere göre NO ve N ₂ O emisyonlarında hava ve oksi yakma arası oluşan farklar.....	39
Şekil 4.19 : Basınçlandırmanın hava yakmalı ve oksi yanma sistemlerinde NO ve N ₂ O emisyonlarına etkisinin karşılaştırılması.....	40
Şekil 5.1: Sermaye giderlerinin DOE/NETL tarafından belirlenmiş kategorileri	44
Şekil 7.1 Pülverize kömür kazanına sahip, hava ayırma ve karbondioksit tutma ünitelerine sahip bir oksi yanma tesisinin proses blok diagramı	72
Şekil 7.2: Senaryo 1 için IECM konfigürasyon ekranı.....	74
Şekil 7.3: Senaryo 2 için IECM konfigürasyon ekranı.....	75

Şekil 7.4: Dolaşımli akışkan yataklı kazan, hava ayırma ve karbondioksit tutma üniteleri içeren oksji yanma tesisi için proses blok diagramı.....	83
Şekil 8.1: Pülverize kazan teknolojisini kullanan Senaryolar 1 ve 2 için sermaye giderleri.	101
Şekil 8.2: Dolaşımli akışkan yatak teknolojisni kullanan Senaryolar 3,4 ve 5 için sermaye giderleri.	102
Şekil 8.3: Tüm senaryolar için ortalama yıllık elektrik üretim maliyetleri.	103
Şekil 8.4: Literatürdeki kriyojenik karbondioksit tutma sitemleri için brüt tesis çıkıtısına karşı parazit yük ve ekipman maliyeti değışimi.	104



OKSİYANMA TEKNOLOJİSİ VE KARBONDİOKSİT TUTUMUNUN TEKNOEKONOMİK ANALİZİ

ÖZET

Dünya nüfusu ve sınai faaliyetler arttıkça enerjiye olan talebin artması kaçınılmazdır. Enerji kaynaklarının çeşitlendirilmesi ve verimliliğin artırılmasına yönelik çabalara rağmen dünyanın net enerji talebindeki artış, fosil yakıtlara olan bağlılığın devam edeceğini işaret etmektedir. Fosil yakıtlar kaynak olarak yaygınlığı, teknoloji olarak erişkinliği ve emre amadeliği gibi avantajlarının yanı sıra yüksek enerji yoğunlukları ile bir çok ülkenin enerji üretim metotları arasında birinci tercih durumundadır. Fosil yakıtların yanması sonucu oluşan karbondioksitin atmosferde birikiminin, dünyanın iklim değişikliğine olan etkisi ise araştırmaların odağındadır. Fosil yakıt kullanımının devamlılığı durumunda çevresel etkilerinin azaltılması ekolojik ve insan sağlığı açısından büyük önem arz etmektedir. Fosil yakıtların yanması sonucu oluşan sera gazlarının, çevreye salınan büyük bir kısmı karbondioksit olarak atmosferde birikmektedir. Karbondioksit salınımının azaltılması ve engellenmesi amacıyla yapılan çalışmalar karbon tutma ve depolama teknolojileri adı altında gruplandırılmıştır. Karbon tutma ve depolama teknolojileri, fosil yakıtların kullanımı sonucu ortaya çıkan karbondioksitin atmosfere salınımının engellenmesi için tasarlanan karbondioksit ayırma, tutma, depolama ve taşıma üzerine geliştirilmişlerdir. Bu teknolojiler yanma öncesi, yanma sonrası ve oksijen yanma olarak üç kategoriye ayrılmıştır. Yanma öncesi teknolojiler kömürün yakılmasından önce karbondioksiti elimine etmek için gazlaştırma teknolojisi entegre edilmiş kombine çevrim santrallerinde kullanılabilmektedir. Yanma sonrası karbondioksit tutma teknolojileri, yanma gazlarındaki karbondioksitin, gaz akımından fiziksel veya kimyasal tekniklerle ayrılması prensibindedir. Oksijen yanma teknolojisi ise görece yeni bir teknoloji olup, önceki tekniklere kıyasla daha verimli ve ekonomik karbondioksit tutma sağlayabilmektedir. Oksijen yanma teknolojisi, yakıtın oksijen zengin hava veya saf oksijen ile yakılarak ve baca gazının bir kısmının geri döndürülmesiyle, yanma gazının büyük ölçüde karbondioksit olarak elde edilmesi prensibine dayanır. Bu şartlarda yanma sonucu meydana gelen baca gazından su buharının yoğunlaştırılmasından sonra, çok büyük oranda karbondioksitten oluşan kuru baca gazından karbondioksitin soğutularak ve sıkıştırılarak sıvılaştırılması mümkün olabilmektedir. Bu teknolojilerin uygulanabilirliğinin önündeki en büyük engeller, enerji tüketimleri ve maliyete olan etkileridir. Yatırımcı veya devletlerin karbondioksit tutma ve depolama teknolojilerine yönelmesini sağlamak için gerekli maliyetlerin anlaşılabilirliği önem arz etmektedir. Literatürde, karbon tutma ve depolama teknolojilerinin maliyetlerinin hesaplanması için farklı kaynaklarca yayınlanmış metodolojiler bulunmaktadır. Bu metodolojilerden uygun olanı seçilip, oksijen yanma teknolojisinin pülverize kömür sistemleri, dolaşımli akışkan yatak teknolojileri ve basınçlı ortamda olan uygulamalarına dair ekonomik kıyaslamalar bu çalışmanın amacıdır. Karbon tutma ve depolama teknolojilerine ilişkin ekonomik verilerin varlığı

ve kapsamının genişliği, karar alma yetkisine sahip kişi ve kurumların bu teknolojilere desteği için büyük önem arz etmektedir.



OXY-FUEL COMBUSTION TECHNOLOGY AND TECHNO ECONOMIC ANALYSIS OF CARBON DIOXIDE CAPTURE

SUMMARY

The energy demand of Earth is inevitably increasing due to the increase in population and industrial activities. Despite the efforts for diversification of energy sources and more energy efficient technologies, the increase in the energy requirement of the world indicates a dependency on fossil fuels in energy generation for the foreseeable future. Aside from their higher energy intensity, fossil fuels offer abundance and, well developed and easily-accessible technology. These properties keep fossil fuels a primary source of energy generation for many countries. Most common combustion gas that is accumulating in atmosphere is the carbon dioxide released from fossil fuel combustion. The effects of this accumulation on global climate change is the main focus of many studies. If the utilization of fossil fuels is to continue, it is a matter of great importance to human health and ecology that ways to diminish the effects of fossil fuel usage are discovered. The technologies invented to prevent or diminish the release of carbon dioxide are categorized as carbon capture and storage technologies. These technologies developed for carbon capture are divided into three groups: pre-combustion, post combustion and oxyfuel combustion. Pre-combustion technologies are utilized in integrated gasifier, combine cycle type power plants. These plants use coal gasification to produce syngas, a mixture of carbon monoxide and hydrogen. Carbon monoxide in syngas is converted into carbon dioxide by water gas shift reaction and separated from the stream. Hydrogen is used as fuel resulting water as combustion product. Post combustion method is based on separation of carbon dioxide in the flue gas stream by additional processes such as physical or chemical absorption. Oxyfuel combustion is a relatively new and promising technology for clean combustion. It is based on the combustion of fossil fuels by a mixture of pure oxygen obtained by separation of air and recycled flue gas. Resulting a flue gas stream highly comprised of carbon dioxide and water vapor. Flue gas is easily dried and ready for transportation or storage. However, all of these technologies come with an energy penalty and economic disadvantages. There are various methods of analyzing the economics of carbon capture and storage systems in the literature. In order to promote these technologies, it is crucial to clarify the financial aspects of investing in them to policy makers and investors. In this study, a suitable methodology is selected to make a techno-economic analysis of oxyfuel technology in pulverized coal burners, circulating fluidized beds and pressurized conditions. The resulting economic parameters and their comparison should provide to be useful for decision-making groups and organizations.



1. GİRİŞ VE AMAÇ

Enerji, üretim ve gündelik faaliyetlerimizdeki en önemli kaynaktır. Enerjiye olan talep; dünya nüfusu ve sanayii faaliyetlerindeki artış, kentleşme ve ticaretin gelişmesi gibi sebeplere bağlı olarak artış göstermektedir. Enerjinin artan önemi, ekonomik ve sosyal kalkınma için zorunlu girdi olması teminindeki güçlükleri de beraberinde getirmiştir. Dünyadaki teknolojik yenilikler ve iletişim alanındaki hızlı gelişmeler hem dünyadaki enerji kullanım miktarını artırmış hem de enerjiyi üzerinde durulması gereken en önemli sorunlardan biri haline getirmiştir.

1750'li yıllardan ve takip eden sanayii ve teknoloji gelişmeleriyle enerji kavramının önemi durmaksızın artmış ve günümüzde beşeri ve sınai faaliyetlerde merkezi konuma gelmiştir. Enerji kaynakları, enerji ihtiyacı ve öneminin artmasıyla beraber çeşitlendirilmeye başlamıştır. Enerji üretimi amacıyla kullanılan kaynaklar, temel olarak birincil ve ikincil enerji kaynakları olarak sınıflandırılabilir [1].

Birincil enerji kaynakları, kullanımı için herhangi bir değişikliğe ihtiyaç duymayan kaynaklardır. Kaynakların doğal niteliklerinin değiştirilip, kullanıma veya depolamaya hazır hale getirilmesi halinde ise ikincil enerji kaynakları elde edilir. Birincil kaynaklar, yenilenebilir ve yenilenemez kaynaklar olarak ikiye ayrılır. Yenilenebilir enerji kaynakları güneş, rüzgâr, hidrolik, jeotermal, biokütle enerjisinden oluşurken; yenilenemeyen enerji kaynakları kömür, petrol, nükleer enerji ve doğal gazdan oluşmaktadır.

Bu çalışmanın amacı elektrik üretiminde kullanılan başta kömür türleri olmak üzere, biokömür ve biokütle gibi katı fosil yakıtların kullanımından kaynaklanan karbondioksit emisyonlarını engellemek için geliştirilen oksijen yanma teknolojisinin tekoekonomik analizini yaparak literatüre katkı sağlamaktır. Çalışmada basınçlandırılmış, dolaşımli akışkan yatakta gerçekleştirilecek oksijen yanma prosesi esas alınıp alternatif senaryolar ile karşılaştırılmıştır. Senaryoların kurulum ve işletmesinde oluşacak maliyetlerin birbiriyle olan kıyaslamaları incelenip; ideal kapasite, teknoloji, ekipmanlar ve geliştirmeye ihtiyaç duyan alanların tanımlanması hedeflenmiştir.



2. ENERJİNİN DÜNYA VE TÜRKİYE'DEKİ DURUMU

Dünya nüfusu ve ortalama yaşam süresi her geçen yıl artmaktadır. Dünya Bankasının verilerine göre günümüzde 7.8 milyar olan dünya nüfusu 2030lu yılların ortasında 9 milyarın ve 2050li yılların başında 10 milyarın üzerine çıkacaktır. Bu esnada, günümüzde ortalama 71 yıl olan beklenen ortalama yaşam süresinin 2030lu yıllarda 75 yıl ve üzerine çıkması tahmin edilmektedir [1]. Dünya üzerindeki aktif insan sayısının artışı, enerji tasarruf teknolojilerinin gelişmesine karşın enerji talebinde artış yaşanmasına sebep olmaktadır.

BP'nin yayınladığı verilere göre dünya birincil enerji tüketimi 2007-2017 yılları arasında her yıl %1.5 oranında bir artış göstermiştir ve 2017 yılında, 44 yıl önceki tüketim iki katından fazla hale gelmiştir. 2008 yılı toplam enerji tüketim miktarı 11705.1 MToe iken bu sayı 2018 yılında 13864.9 MToe'ye yükselmiştir. 2018 yılında birincil enerji tüketiminde lider ülkeler %23.6 ile Çin Halk Cumhuriyeti, %16.6 ile Amerika Birleşik Devletleri ve %5.8 ile Hindistan olmuştur.

Türkiye'nin 2018 yılı birincil enerji tüketimi, dünyaya geneli tüketimin %1.1'ini oluşturmuştur. Dikkat edilmesi gereken bir nokta ise 10 yıllık, ortalama birincil enerji tüketimi değişiminde Türkiye %4.3'lük bir artış oranına sahiptir. Bu oran Amerika Birleşik Devletleri için %0.4 ve Avrupa ülkelerinin toplamı için %0.6 azalış şeklinde belirtilmiştir. Bu istatistik gelişmiş ülkelerin enerji politikalarında tasarrufa gittiği ve gelişmekte olan ülkelerin ihtiyaçları doğrultusunda enerji alanına yatırım yaptığı şeklinde yorumlanabilir.

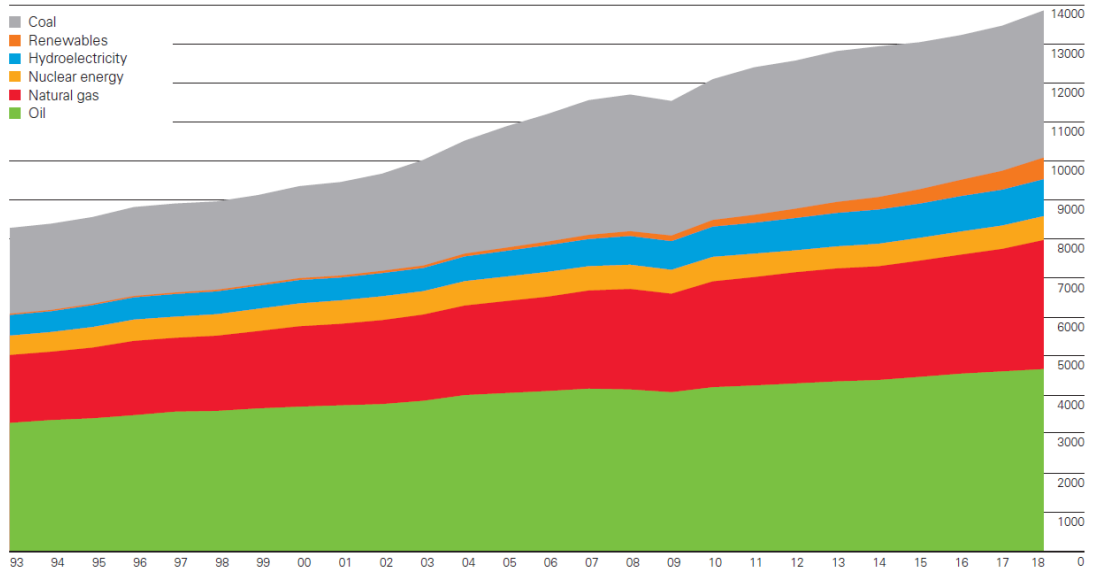
Kişi başına enerji tüketimi verileri incelendiğinde 2008 yılında kişi başı 72.2 GJ enerji tüketilirken 2018 yılında bu sayı 76.0'a yükselmiştir. Dünya çapında son 10 yılın ortalaması, yıllık %0.3 artış şeklinde iken 2008-2009 yılları arası ekonomik krizi sebebiyle tüketimdeki 1.9 GJ'lik azalış ve 2017-18 yılları arası 1.3GJ'lik artış son 10 yıldaki büyük değişimler olarak gözlenmiştir. 2018 yılı itibariyle kişi başı birincil enerji tüketimi en yüksek ülke 633 GJ ile Singapur olurken, Amerika Birleşik Devletleri'nde 294.8 GJ ve Çin Halk Cumhuriyeti'nde 96.9 GJ ve Avrupa genelinde 127.4 GJ kişi başı birincil enerji tüketimi gerçekleştirilmiştir. Bu verilerde yüksek ve

artmakta olan nüfusların etkisi toplam enerji tüketimine kıyasla olan farklardan anlaşılabilir. Fakat son 10 yıllık değişimlerine bakıldığında; dünya geneline kişi başı birincil enerji kaynağı tüketimi yıllık %0.3 artarken, Amerika Birleşik Devletleri'nde %1.1'lik azalış, Avrupa genelinde ise %0.9 azalış görülürken Çin Halk Cumhuriyeti için %3.3 artış görülmektedir. Bu verilerde Türkiye, 10 yılda ortalama %2.7 artış göstermiştir [2].

Genel olarak dünya üzerinde birincil enerji tüketimi artış göstermektedir. Ancak gelişmiş ülkelerde bu eğilim nüfus artışının yavaşlığı ve tasarruf politikaları sebebiyle azalış göstermektedir. Gelişmekte olan ülkelerde ise enerji talebinin son 10 yılda sürekli yükseliş halinde olduğu gözlemlenmiştir. Bu ülkelerde nüfus artışına karşın kişi başı enerji tüketiminin de yükseliş gösterdiği gözlemlenmiştir. Son 10 yıllık süreç içerisinde Türkiye'nin nüfusunun 70 milyon'dan 82 milyon kişiye çıkmasına karşın birincil enerji kaynaklarının tüketimi toplam ve kişi başı bazda artış göstermiştir.

2.1 Enerji Arzının Türkiye ve Dünya'da Kaynaklara Dağılımı

Birincil enerji kaynaklarının kullanım oranları yıllar içerisinde yeni teknolojilerin gelişmesi, kaynakların keşfedilmesi ve stratejik sebeplerle değişimlere uğramıştır. Enerji ihtiyacının karşılanması ve temiz enerji teknolojilerinin eklenmesiyle yararlanılan kaynak sayısı arttırılmıştır. 2018 yılı itibarıyla tüketilen birincil enerji kaynaklarında petrol %33 ile başı çekmektedir. Petrolü %27 ile kömür ve %23 ile doğal gaz takip etmiştir. Türkiye'nin enerji tüketimine bakılacak olunduğunda ise %31 ile petrol birinci sıradayken kömür %27 ile ikinci sırada ve doğal gaz %26 ile üçüncü sıradadır. Hidroelektrik ve yenilenebilir enerji Türkiye'nin enerji ihtiyacının % 15ini karşılamaktadır. Petrol tüketimi enerji sektörüne dahil olmadığından Türkiye'nin elektrik enerjisi üretiminde büyük oranda fosil yakıtlara dayandığı görülmektedir. Fosil yakıt kullanımının boyutu ve devamının öngörülmesi CCS teknolojilerinin önemini vurgulamaktadır [2].



Şekil 2.1: Birincil enerji kaynaklarının tüketimde payları. Milyon ton petrol eşdeğeri bazında ifade edilmiştir [2].



3. KARBONDİOKSİT TUTMA TEKNOLOJİLERİ

Fosil yakıtların enerji eldesi amacıyla yakılması sonucu oluşan karbondioksit ağırlıklı baca gazlarının atmosferde birikimi küresel ısıma ve iklim değişikliğinin en önemli sebebidir. Fosil yakıtlara bağlı enerji üretim faaliyetlerinde, küresel iklim değişikliğine karşı mücadele amacıyla, emisyonların tutulması amacıyla geliştirilen teknolojiler Karbondioksit Tutma ve Depolama (Carbon Capture and Storage) adı altında toplanmıştır. Bu teknolojilerin geliştirilmesi ve yaygın kullanılır hale getirilmesiyle enerji faaliyetlerinden ortaya çıkan, çevreye zararlı etkilerin azaltılması ve iklim değişikliklerinin mümkün mertebe engellenmesi amaçlanmıştır.

CCS teknolojilerinin amacı karbondioksitin, prosese bağlı teknolojiler ile yüksek miktarda ortaya çıktığı tesislerde, yüksek saflık ve basınçlarda tutulmasını sağlamaktır. Tutulan karbondioksitin kullanılacağı veya atmosfere salınmadan depolanacağı yere taşınması için gerekli teknikler ikinci aşamadır. Tutulan karbondioksitin depolanması için ümit vaat eden depolama tekniklerinden biri, büyük jeolojik rezervuarlara depolama yöntemidir (Carbon Sequestration). Tutulan karbondioksitin tükenmiş petrol ve doğalgaz yataklarına, deniz altı tuz akiferlerine veya çıkarılamaz kömür damarlarına enjeksiyonu ile binlerce yıl, güvenli bir şekilde depolanabileceği ön görülmüştür.

Karbondioksit taşıma teknolojileri 30 yıldan fazladır, güvenli bir şekilde kullanılabilmektedir. Binlerce kilometre uzunluğundaki karbondioksit boruları hâlihazırda kullanımdadır. Fakat CCS teknolojilerinde elde edilecek karbondioksit saflığına göre hidrolik tasarımları değişiklik gösterebilecektir.

Jeolojik formasyonlarda karbondioksit depolama işlemleri 10 yıldan fazla süredir kullanılmaktadır. Karbondioksitin tuz yatakları ve tükenmiş petrol ve doğal gaz yataklarında, beklendiği şekilde atmosfere yayılmadan depolanabildiği gözlenmiştir. Günümüzde ticari ölçekte 5 karbondioksit depolama projesi bulunmaktadır. Bunlardan Norveç, Sleipner ve Cezayir, In Salah'takiler doğal gazdan ayrıştırılan karbondioksitin depolanması için kullanılmaktadır. Amerika'daki Rangely projesi doğalgazdan elde

edilen karbondioksiti, gelişmiş petrol çıkarımı (Enhanced Oil Recovery) işlemlerinde kullanılması için depolamaktadır. Amerika'daki Weyburn-Midale karbon bazlı sentetik yakıt tesisinde tutulan karbondioksit ise boru hatları ile Kanada'daki bir petrol kuyusuna gönderilmektedir. Toplamda bu projelerle yılda 5Mt. Karbondioksit tutulmaktadır.

Fosil yakıtların yanması sonucu oluşan karbondioksiti proses alanında tutmak amacıyla geliştirilen teknolojiler 3 başlık altında incelenir. Bunlar yanma öncesi tutma (Pre-Combustion), yanma sonrası tutma (Post Combustion) ve oksijence zengin ortamda yakma (Oxy-Combustion) şeklide sınıflandırılmıştır. Bu teknolojilerin eklenmesi yatırımcılara ek maliyet ve enerji kaybı getireceğinden, gelişmiş metotların araştırılması uygulanabilirlik açısından büyük önem taşımaktadır.

CCS projeleri oldukça maliyetli olduğundan teknolojinin uygulanabilmesi ve geliştirilmesi için teşvik ve yasal düzenlemelere ihtiyaç vardır. Büyük ölçekli CCS teknolojilerine bulunulan destekler ve destekleyen ülkeler şunlardır:

- Avustralya, Global CCS Enstitüsünün kuruluşu için 300 milyon Avustralya Doları ve büyük ölçekli tesis inşası için 2 milyar Avustralya doları bütçe ayırmıştır.
- Kanada CCS teknolojilerinin ar-ge'si ve inşası için 3.3 milyar Kanada Doları bütçe ayırmıştır.
- Avrupa Birliği 7 CCS demo ölçekli projesi için 1.05 milyar Euro bütçe ayırmıştır.
- Norveç'te Mongstad ve Kartsto CCS projeleri sürmektedir.
- Birleşik Arap Emirlikleri'nde 3 adet CCS projesi geliştirilmektedir.
- Birleşik Krallık'ta 4 adet CCS Projesi geliştirilmektedir.
- Amerika Birleşik Devletleri yeni CCS projeleri için 3.4 Milyar Dolar bütçe ayırmıştır.

Karbondioksit tutma teknolojilerinde gaz ayırma teknolojileri tesisin verimlilik ve karbondioksitin saflığı gibi parametrelerde önem arz etmektedir. Yanma sonrası teknolojileri için elde edilen karbondioksitten azot ayrıştırılması, yanma öncesi için su-gaz geçiş reaksiyonu sonrası hidrojen akımından karbondioksitin ayrıştırılması ve oksi yanma için gerekli oksijeni, havadaki azottan ayırmak için mevcut ve gelecekte alternatif oluşturabilecek teknolojiler Çizelge 3.1'de özetlenmiştir.

Çizelge 3.1: CCS Teknolojilerinde kullanılabilecek gaz ayırma metotları [3].

Tutma Metodu	Yanma Sonrası için CO ₂ /N ₂	Yanma Öncesi için CO ₂ /H ₂	Oksi yanma için O ₂ /N ₂
Ayırma Prensipleri	Mevcut	Gelecek	Mevcut
Membranlar	Polimerik	Karbon molekül elekleri	Seramik paladyum reaktörler kontaktörleri
Solventler/Absorpsiyon	Kimyasal solventler	Gelişmiş proses tasarımı ve yeni solventler	Gelişmiş proses tasarımı ve yeni solventler
Kriyojenik	Sıvılaştırma	Melez, anti-süblimleştirme prosesleri	Melez prosesler
Katı sorbentler	Zeolitler, Aktif karbon	Karbon bazlı solventler	Dolomitler, Zirkonatlar
			Distilasyon
			Zeolitler, Aktif karbon
			İyon taşınımı destekli iletim
			Bio-taklit solventler
			Kriyojenik distilasyon
			Karbonatlar, hidrotalsitler, silikatlar

Mevcut teknolojilerin, tesis verimliliğine olan olumsuz etkisini azaltmak adına gelecek vaat eden alternatif materyal ve prosesler de çizelge 3.1’de CCS teknolojileri için belirtilmiştir.

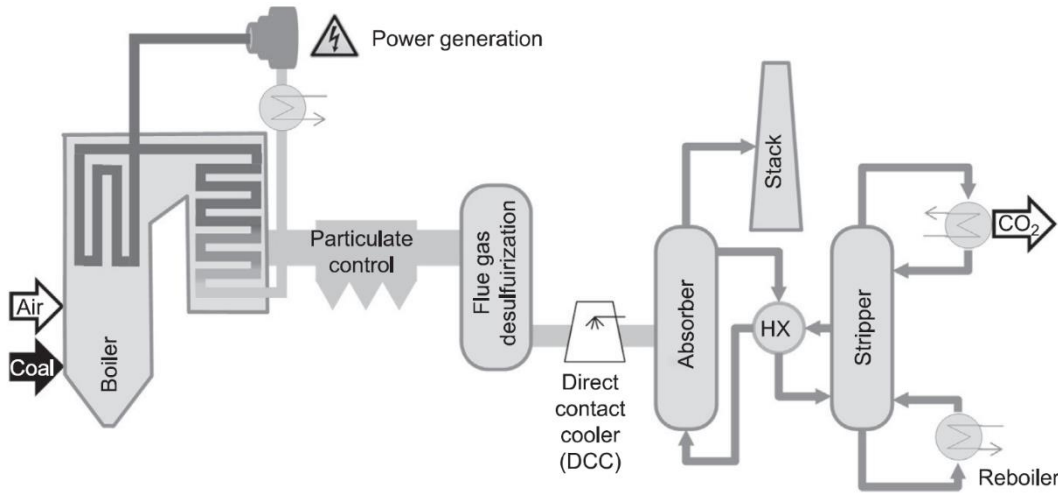
3.1 Yanma Sonrası Karbondioksit Tutma Yöntemleri

Fosil yakıtlardan enerji elde etmeye amaçlı en temel prosesler, yakıtın bir reaktörde ısı oluşturmak için yakılmasıyla başlar. Reaksiyon sonucunda başlıca havadan gelen azot ve kullanılmamış oksijene ek olarak yanma tepkimesi sonucu oluşan su ve karbondioksit gazları açığa çıkar. Ortaya çıkan bu gaza baca gazı denir ve reaksiyon sonucu açığa çıkan ısıнын taşınımında kullanılır. Baca gazında bu gazlara ek olarak çevreye salınımı sakıncalı sülfür dioksit, azot dioksit ve parçacık atıkları da oluşmaktadır. Reaktörlere bağlı ısı değıştiricilerde, türbin ve reaktör arasında dolaşan su döngüsü ısıtılır ve buhar elde edilir. Elde edilen buhar türbinlerde genişletilirken türbine bağlı jeneratörleri döndürerek elektrik akımı elde edilir. Isı transfer görevini

tamamlayan baca gazı çevreye salınmadan önce, kirleticilerinden arındırılmak için çeşitli aşamalardan geçmektedir. Son yıllarda sera etkisini önlemek için kirleticilerin temizliğine ek olarak karbondioksitin de salınımının önlenmesi de son derece önemli hale gelmiştir [4].

Ayrıştırma prosesinde kullanılacak baca gazının karbondioksit yoğunluğu doğal gaz yakmalı sistemlerde %4 ile %8 arası olup, kömür yakmalı sistemlerde %12-15 düzeyinde olduğundan maliyetlidir ve yüksek enerji kullanımı gerektirmektedir. En yaygın kullanılan prosesler karbondioksitin, baca gazından solventlere absorbe edilmesi ve daha sonra solventin rejenerasyonu ile karbondioksitin eldesi şeklindedir.

Yanma sonrası karbondioksit tutma metotlarında absorpsiyona ek olarak polimer membranlar ile ayrıştırma, kriyojenik yöntemlerle sıvılaştırma ve katı sorbentlerle karbondioksitin baca gazından ayrıştırılması gibi alternatifler üzerinde çalışılmaktadır.



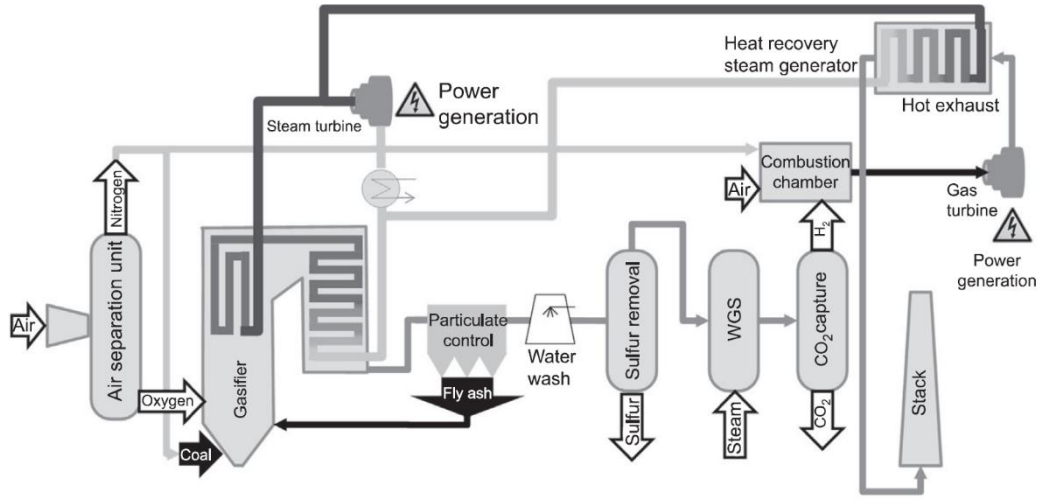
Şekil 3.1: Yanma sonrası solvent absorpsiyonu ile karbondioksit tutma proses diagramı [5].

3.2 Yanma Öncesi Karbondioksit Tutma Yöntemleri

Yanma öncesi karbondioksit tutma işlemleri, katı yakıtın doğrudan yakılarak emisyonlara sebep olmasını engellemek adına karbondioksitin, proseste yanma öncesi reaksiyonlarla ayrıştırılmasına dayanır. Karbondioksitin tutulması için yanma öncesi gazlaştırma işlemi kullanılır. Yanma öncesi karbondioksit tutma kullanılarak entegre gazlaştırma kombine çevrim tesislerinde kullanılarak enerji üretilir.

Kömür gazlaştırma, kömürden oksijen, hava veya buhar gibi reaktanlar kullanılarak, karbon monoksit ve hidrojen ağırlıklı bir gaz olan sentez gazı elde etme işlemidir. Bu

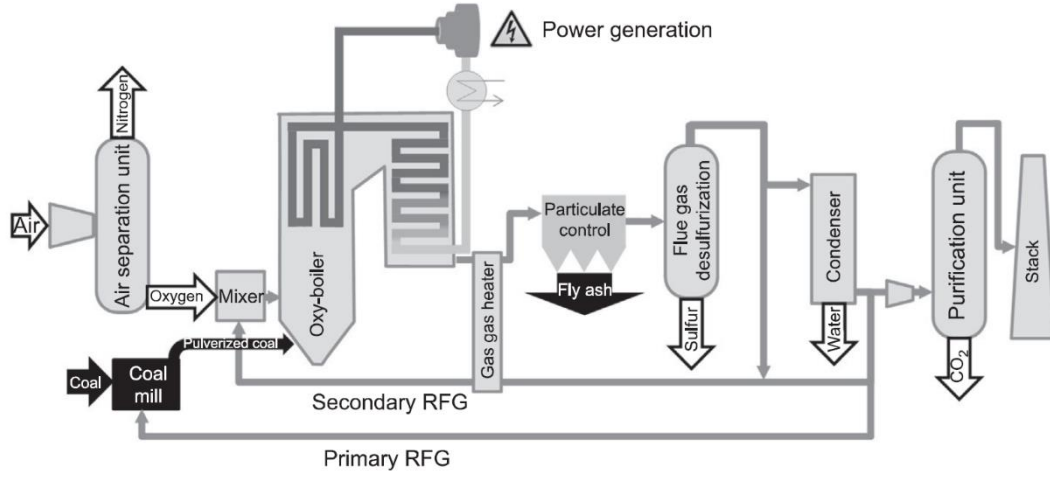
teknoloji sayesinde linyit, biokütle ve atıklar düşük kaliteli ürünlerden yakıt ve kimyasal ürün elde edilebilmektedir. Enerji santrallerinde yanma öncesi karbondioksit tutma metodunda sentez gazı, su-gaz dönüşüme reaksiyonundan geçirilerek yapısındaki karbon monoksitin katalitik bir reaktörde karbon dioksit'e dönüşmesi sağlanır. Elde edilen hidrojen ağırlıklı gaz ürün yakma türbinlerinde, Brayton çevrimi dâhilinde kullanılarak enerji elde edilir [5].



Şekil 3.2: Yanma öncesi karbondioksit tutma prensibinde, entegre gazlaştırıcıli kombine çevrim tesis diagramı [5].

3.3 Oksi Yanma ile Karbondioksit Tutma Yöntemi

Yanma işleminde oksitleyici olarak hava yerine saf oksijen veya saf oksijenin karbondioksitle olan karışımlarının kullanılması ve sonuç olarak, azottan yoksun, büyük oranda karbondioksit ve sudan oluşan baca gazı elde edilmesi yöntemine oksijen yanma adı verilir. Oksijen yanma sonucu oluşan baca gazı kurutulup sıkıştırılarak tesisten uzaklaştırılabilir ve atmosfere yayılımı önlenir [5].



Şekil 3.3: Oksi yanma ile CCS yapılan tesis diagramı [5].

4. OKSİ YANMA TEKNOLOJİSİ

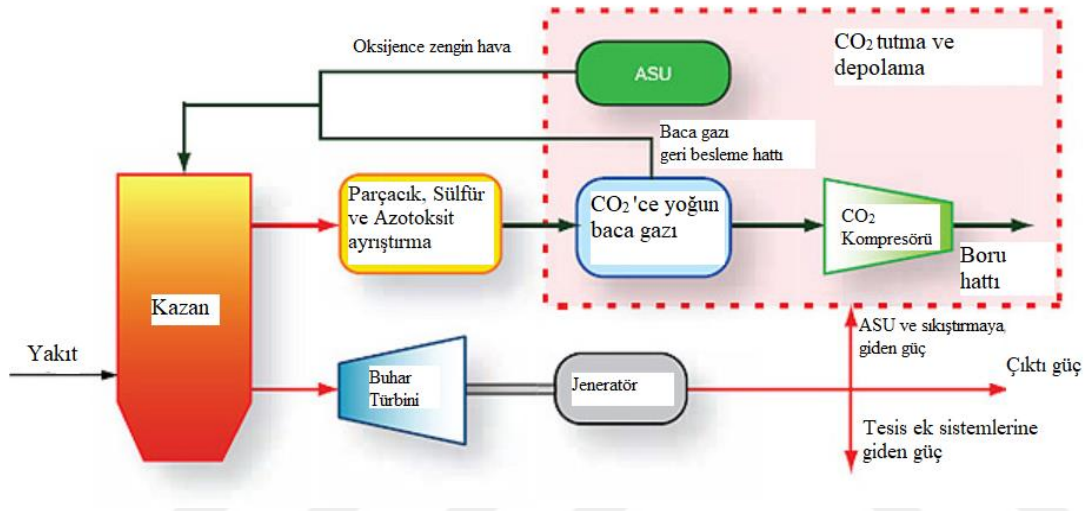
Hava yakmalı sistemlerden ortaya çıkan baca gazları büyük oranda, havadan gelen inert azot, yanma sonucu oluşan su buharı, karbondioksit ve hava fazlası sonucu sistemden çıkan oksijenden oluşur. Ortalama bir hava yakmalı sistemde oluşan, yaş bazdaki, baca gazındaki karbondioksitin yoğunluğu %15 düzeyindedir. Bu sebepten ötürü baca gazındaki karbondioksit, diğer gazlardan ayrıştırılmadan tutulamamaktadır. Oksi yanma teknolojisi, temel olarak yakıtın hava yerine saf oksijen ve sistemden oksitleyici akımına geri beslenen karbondioksit kullanılarak, oksijenle zenginleştirilmiş bir akımla tepkimeye sokulmasına dayanmaktadır. Oksi yanma bu sebeple bazı kaynaklarda “O₂/CO₂ Combustion” şeklinde de geçmektedir.(Link) Oksitleyici akımdan azotun elimine edilmesi ile kazandan çıkan baca gazı yüksek oranda su buharı ve karbondioksit içermektedir. Su buharı, baca gazından yoğunlaştırma yöntemi ile kolaylıkla ayrıldığından geriye kalan kuru bazdaki baca gazı yüksek oranda karbondioksit içerecektir. Bu şekilde karbondioksit, maliyetli ve karmaşık kimyasal veya fiziksel metotlar kullanılmadan baca gazından yoğunlaştırulabilmektedir. Çizelge 4.1’de Callide oksi yanma projesinden elde edilmiş baca gazı bileşenleri verilmiştir [6].

Çizelge 4.1: Callide A pülverize kömürlü tesiste oksi yanma retrofit çalışmasından elde edilen yaş bazda baca gazı bileşenleri [7].

Baca gazı bileşenleri	Havalı yakma, parçacık filtreleme sonrası	Oksi yanma, parçacık filtreleme sonrası
CO ₂	%14	%64
N ₂ , Ar	%73	~%3
H ₂ O	~%9,5	~%29
O ₂	%4,5	~%3,5
SO ₂	~1,500 mg/m ³	~8,000 mg/m ³
CO	~1,500 mg/m ³	<200 mg/m ³
NO _x	<100 mg/m ³	<700 mg/m ³

Oksi yanma tesislerinin 4 temel bileşeni vardır:

- Hava Ayırma Ünitesi (Air Separation Unit) – Havayı oksijence zenginleştirme
- Yakma ünitesi – Kızgın buhar oluşturma
- Baca gazı işleme ünitesi – Kirleticilerin ayrıştırılması
- Karbondioksit işleme ünitesi(CO₂ Processing Unit)
- Karbondioksit sıkıştırılması.



Şekil 4.1: Oksi yanma tesis bileşenlerinin blok diagramı [8].

Oksi yanma teknolojisinde kazana beslenecek hava akımından elimine edilen azotun yerine karbondioksit beslenmesi için geri besleme akımları yerleştirilmelidir. Geri besleme akımı üç farklı noktadan başlatılabilir.

- Baca gazı, suyun çiy noktasına soğutulmasından önce çekilerek yaş olarak kazana geri beslenebilir. Bunun için geri besleme parçacık ayrıştırma ünitesinin çıkış akımından başlatılabilir.
- Baca gazı, nem tutucu ve kondenserlerin çıkış akımlarından çekilerek kuru geri besleme sağlanabilir.
- Üçüncü bir seçenek olarak baca gazı, katı parçacık ayrıştırmaya sokulmadan geri beslenebilir. Fakat bu işlem sıcak ve aşındırıcı gaza dayanıklı ekipman gerektirdiğinden tercih edilmez.

Geri besleme yöntemlerinde tercih sebepleri tesis verimini yüksek tutmak ve korozyonu engellemektir. Tesis verimi adına, kuru beslemeye kıyasla, yaş geri

besleme daha iyi sonuç verse de kömürün kazan içindeki taşınımında yetersiz olabilmesi ve sülfürik atıklar oluşturabilmesi gibi dezavantajları vardır [9].

Saf oksijen kullanılması halinde alev sıcaklıkları 3500°C'ye kadar çıkabilmektedir [10]. Yüksek sıcaklık istenmeyen durumlar yaratabileceğinden kazan içine yapılan geri besleme ile alev sıcaklıkları 800-900°C arasında tutulur. Geri besleme hattı ile baca gazı beslenmesinin sebepleri şunlardır:

- Materyal dayanım sıcaklıklarının aşılması,
- Hava yakmalı sistemlerde ısıtılan azot ile taşınan ısı, oksijen yanma koşullarında baca gazı ile taşınmasının sağlanması,
- Kül ergime sıcaklıklarının aşılmasının önlenmesi,
- Kükürt tutnumu için gerekli sıcaklık aralığının sağlanması,
- Azotun termal NOx oluşturma sıcaklıklarının aşılmasıdır.

4.1 Hava Ayırma Ünitesi

Hava ayırma ünitesi, oksijen yanma için gerekli oksijen zenginleştirilmiş havanın üretiminden sorumludur. Endüstriyel uygulamalarda kullanılmak üzere oksijen, azot ve argon gazları kriyojenik distilasyon metoduyla elde edilebilir. Kriyojenik distilasyon oksijen yanma sistemlerine gerekli oksijeni %90'ın üzerinde saflıkta sağlayabilir. Vattenfall şirketinin Schwarze Pumpe bölgesindeki 30 MWth'lık oksijen yanma tesisinde yapılan denemelerde % 99,5 saflıkta oksijen, iki aşamalı bir ayırma prosesinde elde edilmiştir [7].

Hava ayırma ünitesi, oksijen yanma tesislerinde üretilen enerjinin %12 ile 15'i arasını çekebilir. Hava ayırma ünitesinde ayrıştırılan azot gazı yüksek saflıkta olup, atmosfere salınabilir veya pazarlanabilir [9]. Ayırma sürecinde en çok elde edilen üçüncül gaz argondur.

4.2 Yakma Sistemleri

Yakma sistemleri, sanayii devriminden beri ısı enerjisinin çeşitli enerji formlarına dönüştürülmesi için kullanılmaktadır. Temelde ısı enerjisinin harekete çevrilmesi ile iş veya enerji üretilmesi vardır. Isıdan, elektrik enerjisi üretimi, Rankine çevrimi esasına dayanır. Rankine çevrimine göre kazanda ısıtılan, sıkıştırılmış akışkanın

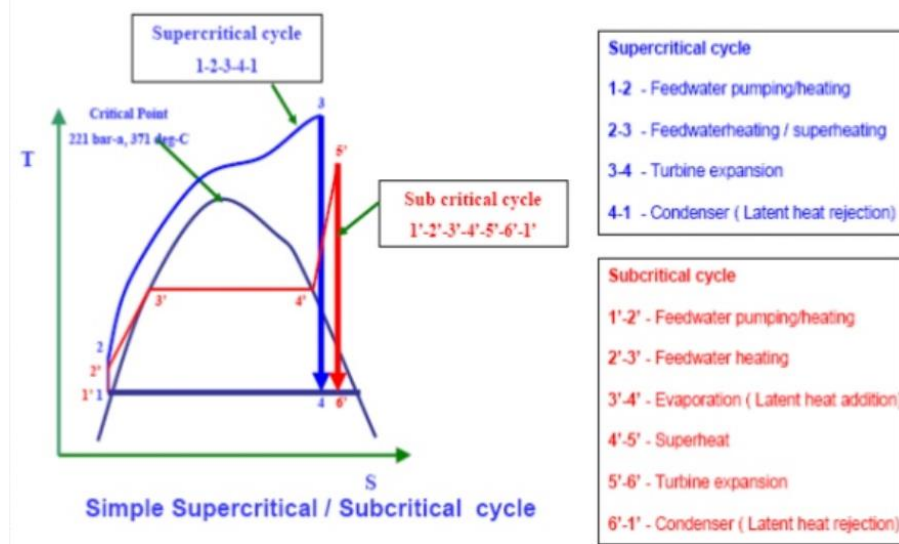
enerjisi, türbin vasıtasıyla genişletilerek hareket enerjisine dönüştürülür. Türbinin bağlı olduğu jeneratörde hareket enerjisi elektriğe çevrilir. Katı yakıt kullanan oksijen yanma tesislerinde, buhar çevrimi için gerekli ısı kazanlarda üretilir. Kazanlarda yakılan yakıt, ısıнын verimli transfer olması adına, çoklu ısı değıştiricilerde kızgın buhar elde etmek için kullanılır. Yaygın kullanılan kazan tipleri pülverize kömürlü sistemler, akışkan ve sabit yataklı kazanlardır. Akışkan yataklı kazanlar ise kabarcıklı akışkan yataklar (BFBB) ve dolaşımli akışkan yataklar(CFBB) olmak üzere iki tiptedir.

Kömür santralleri, kazanda üretilen buharın özelliğine göre çizelge 4.2’deki şekilde adlandırılır.

Çizelge 4.2: Buhar rejimleri ve rejimlere göre santrallerin isimlendirilmeleri [3].

İsimlendirme	Buhar Basınç ve Sıcaklık Değerleri	Net Tesis Verimi (%)	Yüksek Isıl Değeri (HHV)
Kritik altı	16,5 MPa	35	9,751
	565,55°C		Btu/kWh
Süper kritik (SC)	>24,8 MPa	38	8,981
	565,55/579,44°C		Btu/kWh
Ultra-süper kritik (USC)	>24,8 MPa	>42	8,126
	>593,33/621,11°C		Btu/kWh
Gelişmiş Ultra Süper Kritik (AUSC)	34,47 MPa	>45	7,757
	>704,44°C		Btu/kWh

Kazanlarda ısı transferinin gerçekleştiğı yüzeyleri ekonomizer, buharlaştırıcı, süper ısıtıcı ve yeniden ısıtıcı olarak sınıflandırabiliriz. Besleme suyu ekonomizerde kaynama sıcaklığına yaklaştırılır. Buharlaştırıcıda buharlaşma gizli ısısuya eklenir. Süper ısıtıcı buharı doyma sıcaklığından tasarımda istenen sıcaklığa ısıtmada kullanılır. Yüksek basınç türbininde genişletirilen buharın kaybettiğı sıcaklık ve basınç, düşük basınç türbinine girmeden önce, çevrim veriminin artması adına yeniden ısıtıcıdan geçirilir. Bir diğeri ısı değıştirme yüzeyi olarak, giren havanın ısıtılması için kullanılan ön ısıtıcılar sayılabilir [11] Rankine çevriminin sıcaklık-entropi grafiğı şekil 4.2’de verilmiştir. Kritik altı rejim kırmızı çizgiyle, basit süperkritik çevrim mavi çizgiyle ifade edilmiştir.



Şekil 4.2: Basit rankine çevrimi ve buhar döngüsündeki evreleri [12].

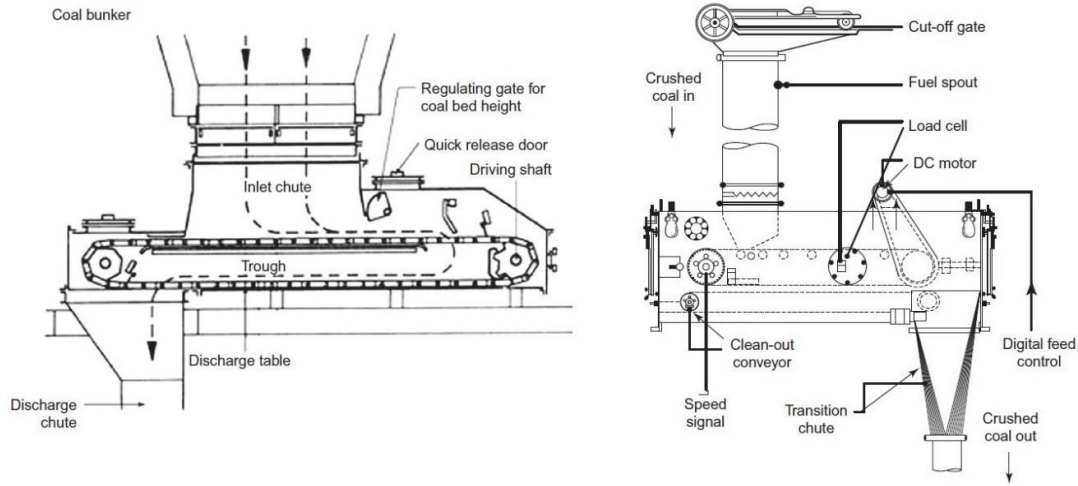
4.2.1 Pülverize kömürlü sistemler

19'uncu yüzyılın başlarından itibaren geliştirilmeye başlanılan pülverize kömür sistemlerinin temeli, kömürün toz inceliğine getirilip borulardan gaz yakıtlar gibi geçişini sağlayarak verimli bir yanma sağlama fikrine dayanır. Pülverize kömürlü yakma sistemlerinde ince parçacıklar haline getirilmiş kömürün hareketi, hava ile sağlanır ve yanma, 1-2 saniye gibi kısa sürelerde gerçekleşir. Türkiye'nin kapasitesi en büyük termik santrali olan Zonguldak Eren Termik Santrali'nde üretilen 2790 MWe enerjinin, 2630 MWe'lik kısmı ikişer adet 615 ve 700 MWe kapasiteli süper kritik pülverize kömürlü kazan birimlerinden sağlanmaktadır [13]. Bölüm 4.5'te bahsedilecek Callide A kazanında yapılan oksijen yanma yöntemine dönüştürmede pülverize kömür sistemi kullanılmıştır.

Pülverize kömürlü sistemlerde, kullanılacak kömürün, ham kömür silolarından pülverizerlere, uygun miktarda beslenmesi gerekmektedir. Ham kömürün taşınması genellikle sabit hızlı elektrikli motorlar vasıtasıyla hareket ettirilen bantlar veya ızgaralarla sağlanmaktadır. Kömür besleyiciler volumetrik veya gravimetrik tipte mevcuttur ve Şekil 4.3'te diagramları verilmiştir. Volumetrik sistemlerde beslenecek kömür miktarı, kazanın talebine göre besleme aralığının boyutunun değiştirilmesiyle kontrol edilir. Kazana beslenecek kömürün miktarını kesin olarak saptamak tesis verimliliği için önem arz eder. Daha hassas besleme için gravimetrik sistemler kullanılır. Gravimetrik sistemlerde banttaki veya ızgaradaki kömürün ağırlığı ve

besleme hızı, kazanın talebi ile karşılaştırılır ve gerekli müdahale yapılır. Gravimetrik beslemenin avantajları,

- Değirmene sabit ve istenen miktarı besleyebilmesi,
- Fazla havanın kontrolü ile kömürden tasarruf
- Hızlı tepki verebilmesi şeklinde sıralanır.



Şekil 4.3 : Volumetrik ve gravimetrik besleme ekipmanlarının diagramları [14].

Pülverizelere beslenen kömür darbe, ezme ve sürtünme gibi fiziksel etkilerle istenen parçacık boyutuna getirilir. Pulvarizerler hızlarına göre üçe ayrılır:

- Düşük hızlı (15-25 RPM)
- Orta hızlı (75-225 RPM)
- Yüksek hızlı (>225 RPM)

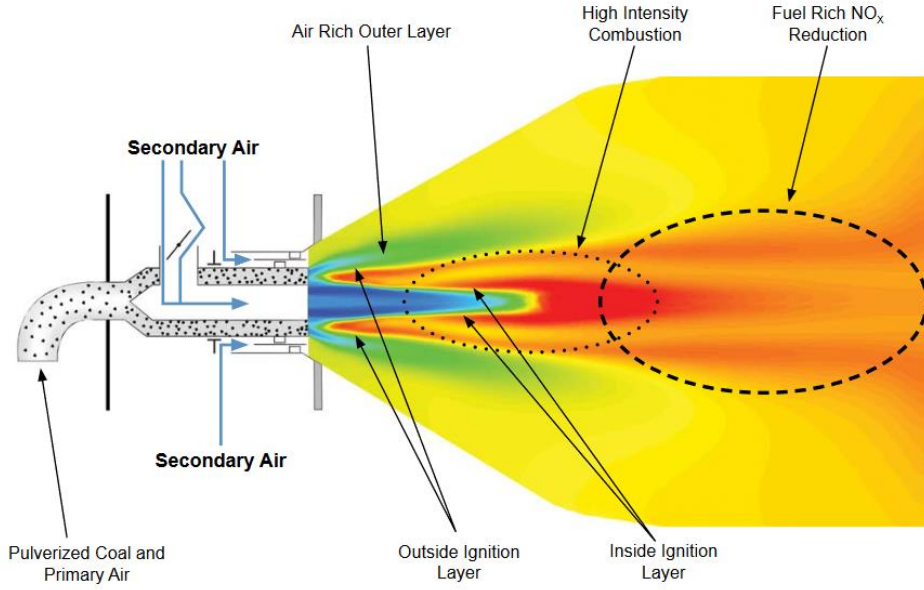
Düşük hızlı pülverizerlerde 15-25 arası RPM’de dönen konik, dayanıklı metal çıkıntılı merdaneli sistemler kullanılır. Kömürün merdane ve kendi arasındaki fiziksel etkileşimlerle ufaltma sağlanır. Düşük hızlı pülverizerler güvenilirdir ve düşük bakım gerektirir. Ancak güç tüketimleri yüksektir, büyük ve ağırdırlar. Orta hızlı pülverizerlerde ise bilyeli sistemler kullanılabilir. Yüksek hızlı pülverizerler eski bir teknoloji olup günümüzde önemini yitirmiştir.

Pülverize edilen kömür tepkimeye yakıcılarda girer. Yakıcılarda kömür; alev şekli ve yolu kontrol edilebilecek, istikrarlı ve tam yanmayı sağlayacak şekilde yakılmalıdır. Endüstride, düşük azot oksit emisyonları için geliştirilmiş yakma sistemleri (Low-NO_x burner) kullanılmaktadır. Azot emisyonlarını istenen seviyenin altında tutmak için

Low-NO_x sistemler hava-yakıt oranını daha büyük ve dallanan alevler oluşturmak ve maksimum alev sıcaklığını kontrol altında tutmak için ayarlar. Geliştirilmiş alev yapısı, en sıcak bölgedeki oksijen oranını da azaltıp yanma verimini artırır. Low-NO_x sistemlerin, yeniden yakma ve baca gazı geri beslemesi gibi metotlarla kullanılıp yüzde 74'e kadar NO_x azaltma performansı gösterdikleri görülmüştür. Low-NO_x sistemler 370'in üzerinde kömür kazanlı tesislerde kullanılmaktadır [15].

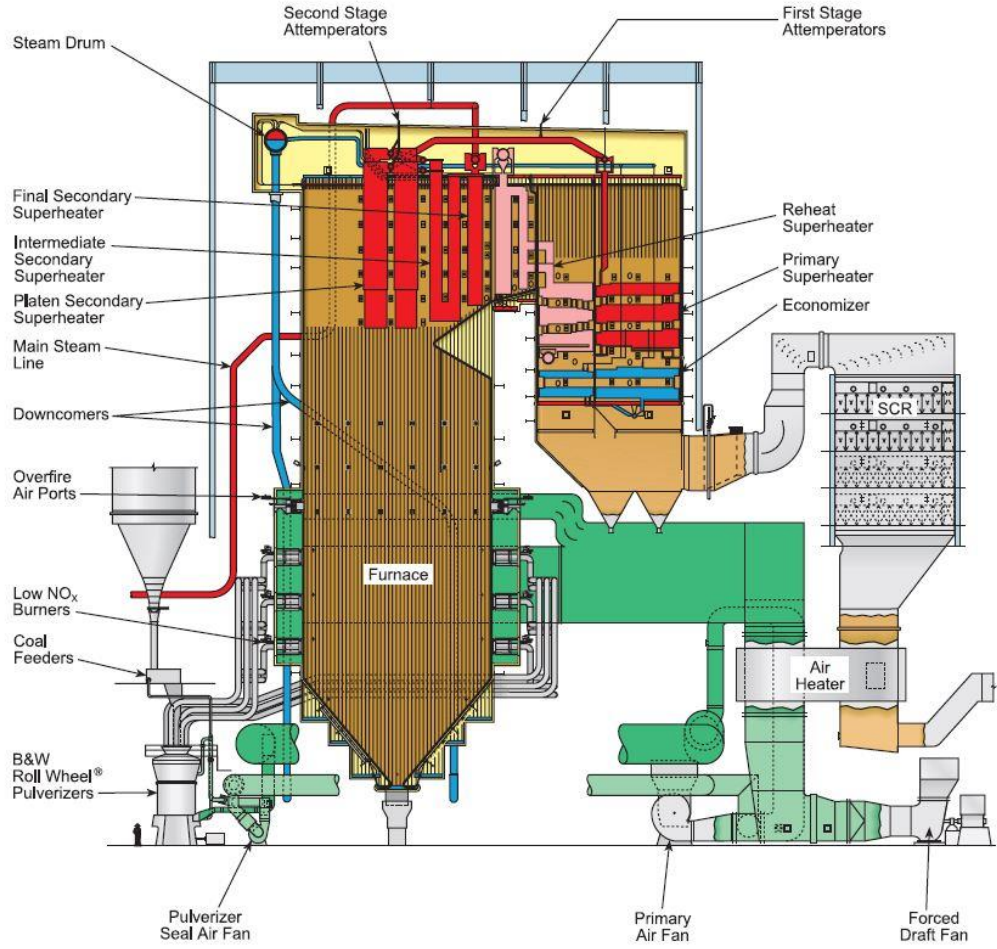
Pülverize kömürün yakıcıya taşınımını sağlayan hava birincil havadır. Yakma havasının yüzde 20 ile 30'u birincil hava olarak kullanılabilir. Birincil hava ile kuruyan ve yakma aşamasına ulaşan kömür 500-700°C'de uçucu maddeden arındırılır. Bu yanma 0.2-0.5 saniye arasındır. İkincil hava ise kömürün 800-1000°C arası tepkimesinde kullanılır. Bu yanma 1-2 saniye sürer. Birincil ve ikincil hava akımlarının yakıcıya girişi ve kazanda oluşturduğu bölgeler Şekil 4.4 üzerinde gösterilmiştir [16].

Alevin türbülans oluşturması için dönme hareketiyle yakma işlemi gerçekleştirilir. Türbülans oluşması, verimli ısı transferi ve homojen sıcaklık yayılımı için önem arz eder. Yakıcılar kazana tek duvardan, karşıt duvarlardan veya teğetsel olarak yerleştirilebilir. Teğetsel ateşlemeli sistemlerde yanma sonucu oluşan alev, kazanın köşelerinden birbirine çarpıştırılacak şekilde püskürtülerek kazan içinde türbülans oluşturulur. Ateşleyiciler, içeride oluşan alev çemberine teğet oluşturacak çizgilerde konumlandırıldığından teğetsel ateşleme adı verilir. Dönerek hareket eden alev, kazan gövdesine yayılır ve ısı değiştiricilerde buhar üretilir.



Şekil 4.4: Yakıcı tarafındaki hava girişleri ve önünde oluşan alev sıcaklık profili [15].

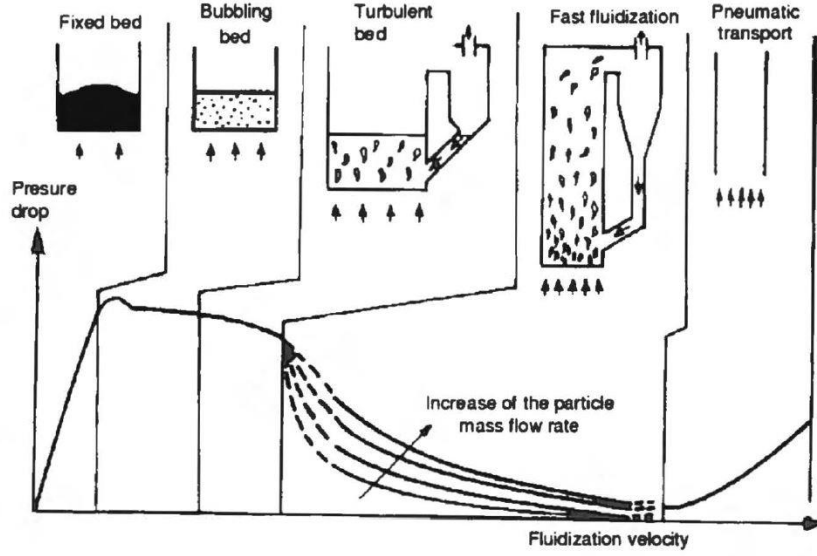
Yaygın olarak kullanılan pülverize kömür kazanlarının, buhar jenaratörü, kömür besleme sistemi ve seçici katalitik indirgeme (SCR) deNOX ünitesi ile paket halindeki diagramı Şekil 4.5'te verilmiştir. Bu sistemlerde yanma sıcaklıklarının kontroülüyle, termal NO_x oluşumu engellenebilmekte ve kömür kazan içinde türbülans oluşturacak şekilde püskürtülmektedir.



Şekil 4.5: B&W şirketi tarafından satılan, kritik altı buharlı pülverize kömür kazanına ait şema [13].

4.2.2 Akışkan yataklı sistemler

Enerji üretiminde gaz ve sıvı yakıtlar için gereken kazanlar daha yüksek verime sahip, daha küçük, basitlerdir. Azot oksit atıkları hariç kirletici etkileri düşük seviyelerdedir. Bu özellikleri sebebiyle. Düşük ve orta seviye kapasitelerde geleneksel kömür yakma sistemleri, gaz ve sıvı yakma sistemine alternatif oluşturamaz. Akışkan yataklı kazan sistemleri, çevre koruma düzenlemelerinin izin verdiği sınırlarda, kükürt içeriği yüksek kömürlerin enerji üretiminde değerlendirilmesi amacıyla geliştirilmiştir. Akışkan yataklı kazanların geliştirilmesi süresince dünya çapında, yakıt olarak kömürün yanı sıra odunsu atıklar, endüstriyel atıklar ve biokütlenin de kullanılması üzerine çalışmalar yapılmıştır. Yatak tipleri içerisindeki malzemenin hareketine göre rejimlere ayrılır. Bu rejimlerin basınç düşüşüne karşılık isimlendirmeleri Şekil 4.6'daki gibi yapılır.

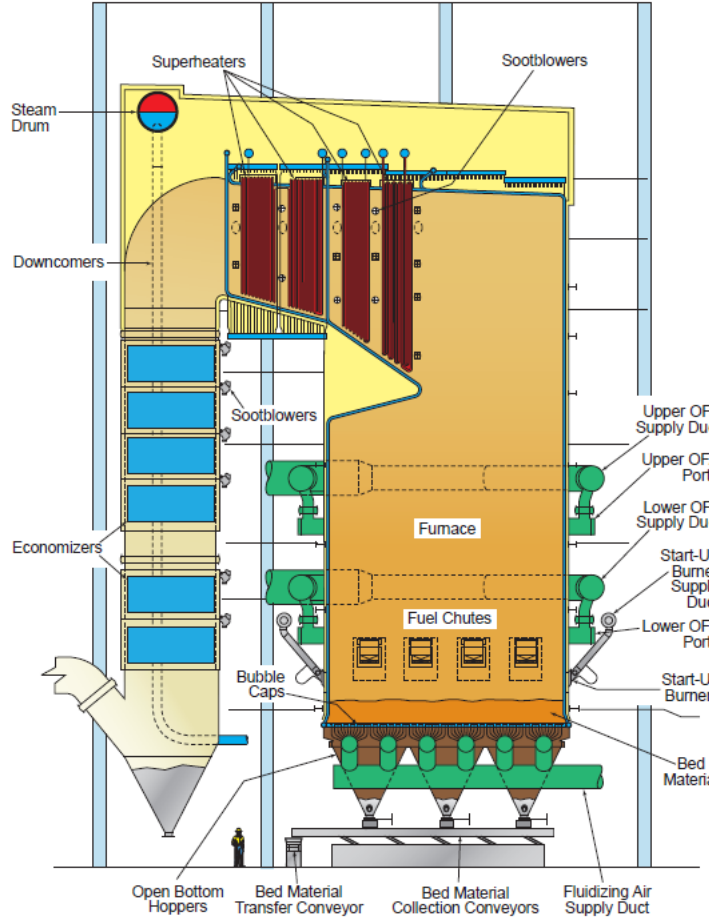


Şekil 4.6: Akışkanlaştırma bölgeleri ve isimlendirilmeleri [17].

4.2.2.1 Kaynamalı akışkan yataklar (BFBC)

Kaynamalı akışkan yataklı kazanlarda içeriye beslenen katı malzeme, gaz akışıyla minimum akışkanlaştırma hızına getirilir. Bu hızda malzemenin ağırlığı, havanın taşıma kuvveti ve kaldırma kuvveti dengelenip, katı malzemenin sıvı benzeri bir davranış gösterdiği gözlenir. Akışkanlaştırıcı gazın hızının, minimum kabarcıklaştırma hızına ulaşmasıyla kabarcıklar oluşur. Kabarcıklar katı maddeyi dipten yüzeye sürükleyerek karışmayı sağlar. Bu sayede kazanda etkili karışma sağlanır ve ısı transferi verimi artırılır [11]. Kaynamalı akışkan yataklarda besleme akımı çoğunlukla akışkanlaştırıcı inert maddeden oluşturulur. Akışkanlaştırıcı olarak kum veya kül gibi maddeler kullanılır. Beslenen yakıt oranı ağırlıkça %2-10 arasındadır.

B&W firmasının ürettiği endüstriyel kaynamalı akışkan yataklarda saatte 28.4 kilogramlık yakıt debisiyle, 17.9 MPa basınç ve 538°C’de buhar elde edilebilmektedir [18]. Örnek bir kaynamalı akışkan yataklı kazanın şeması Şekil 4.7’te verilmiştir.



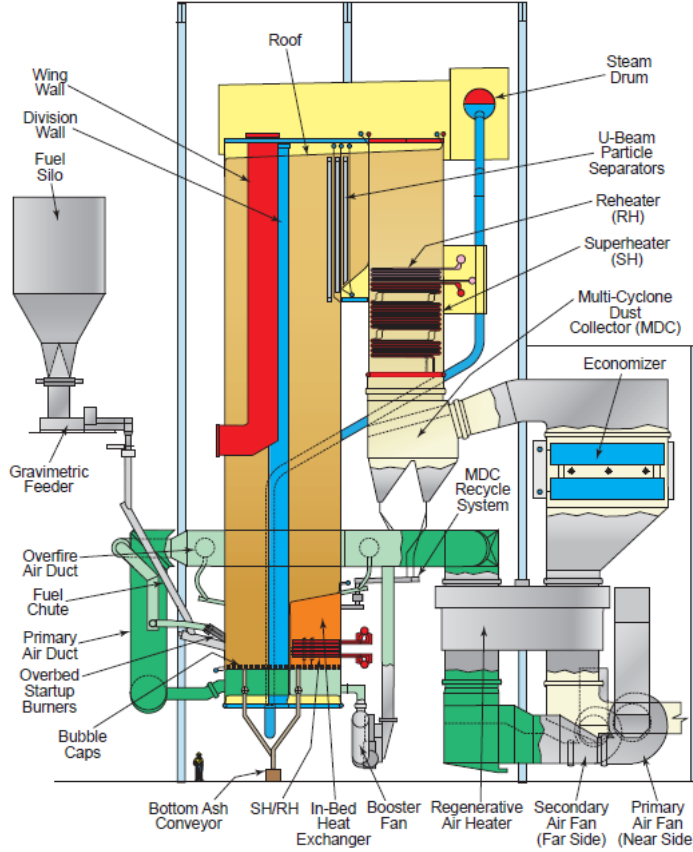
Şekil 4.7: B&W şirketi tarafından satılan kaynamalı akışkan yataklı kömür kazanına ait şema [19].

4.2.2.2 Dolaşımli akışkan yataklar (CFBC)

Dolaşımli akışkan yataklarda, yanma havası ve yatak malzemesiyle akışkanlaştırılmış katı parçacıkların bir bölümünün kazan içinde sirkülasyonu sağlanır. Buhar kazanı olarak pülverize kömür sistemlerine alternatif oluşturmaları için çalışmalar sürmektedir. Pülverize kömür sistemlerine kıyasla alev sıcaklığının kontrolü için baca gazı geri dönüşümünün yanı sıra yatak malzemesi de rol oynar. 460 ve 600 MWe gibi yüksek kapasiteli, hava ateşlemeli örnekleri Çin ve Polonya’da işletilmeye başlanmıştır [19].

Türkiye’de dolaşımli akışkan yataklarla Zonguldak Eren Termik Enerji Santrali(ZETES)’nde 2x160 MW kapasiteyle ve Çanakkale Çan Termik Santralinde de 1 adet 160 MW kapasiteyle elektrik üretilmektedir.

Dolaşımlı yatakların avantajları olarak yakıt esnekliği, yüksek yanma verimi, düşük NO_2 emisyonu, verimli kükürt ayrımı ve daha küçük kesit alanı sayılabilir [11]. Örnek bir kaynamalı akışkan yataklı kazanın şeması Şekil 4.8’de verilmiştir.



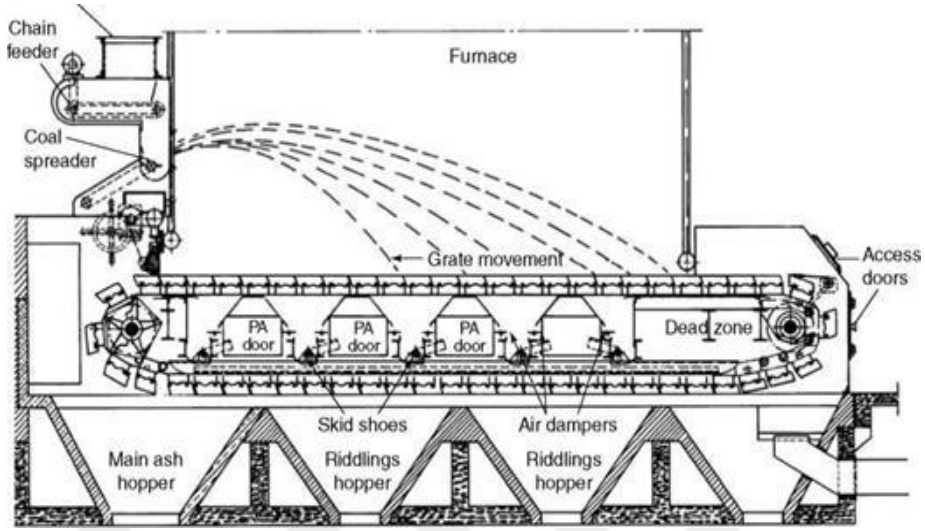
Şekil 4.8: B&W firması tarafından satılan, dolaşımlı akışkan yataklı kömür kazanına ait şema [19].

4.2.3 Izgaralı sistemler

Izgaralı sistemler kömür ve biokütle gibi katı ya yakılmasında kullanılır. Katı yakıtların, kazana taşıyıcı bir ızgara ile aktarımı temel prensibine dayanan bu sistemler yakıtın kazana beslenme metotlarına göre ızgara tipleri ile sınıflandırılır. Izgaralı sistemler zincirli ızgaralı sistemler veya hareketli ızgaralı sistemler ve püskürtmeli ızgaralı sistemler olarak iki ana başlık altında toplanabilir.

Hareketli ızgaralı sistemlerde kömür, hareketli çelik zincirli ızgaraların bir ucundan beslenir. Hareketli ızgaralı sistemlerde, ızgara fırın boyunca hareket ettikçe kömür kül olarak ayrılmadan önce yanar. Bu sistemlerde, özellikle ızgara kurulumunda hava damperleri ve deflektörleri (saptırma plakaları) ayarlarken kül içinde minimum

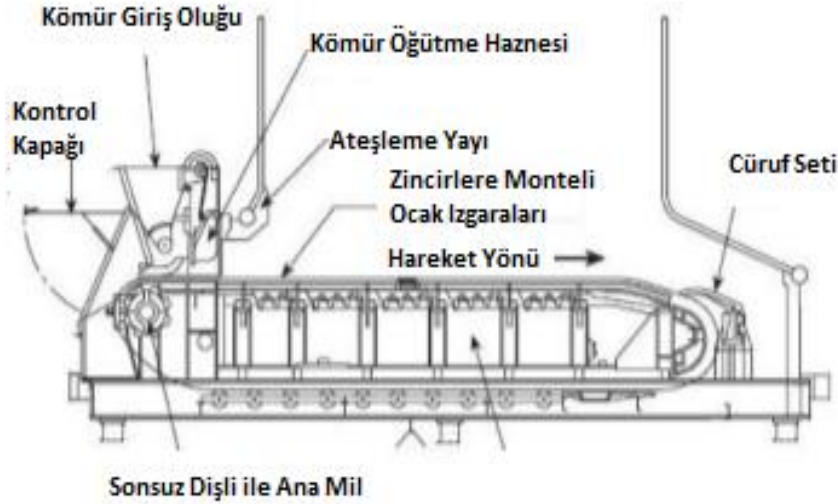
orandan yanmamış karbon bırakarak temiz yanmayı sağlayabilmek adına hassas çalışma gereklidir.



Şekil 4.9: Püskürtmeli, ızgaralı yakma sistemi [14].

Kömür besleme haznesi, fırının sonuna kadar ilerler. Kömürün fırına verilmiş hızını, kömür yatağının kalınlığını ve ızgara hızını kontrol etmek için bir kömür ızgarası kullanılır. Kömür ızgaraya ulaşana kadar büyük parçalar tam yanmayacakları için kömür uniform boyutlarda olmalıdır. Kömür besleme ucundan arka uca yatak kalınlığı azaldıkça, kömür besleme ucunda daha fazla ve arka uçta daha az olacak şekilde farklı miktarlarda hava gereksinimi oluşur.

Püskürtmeli ızgaralı sistemler ise süspansiyon ve ızgara yanmanın bir kombinasyonu olarak kullanılır. Bu sistemlerde kömür sürekli yanan bir kömür yatağının üzerindeki fırına beslenir. Büyük parçacıkların ince ve hızlı yanan bir kömür yatağında yakıldığı ızgarada, ince kömür süspansiyon halinde yakılır. Bu ateşleme yöntemi, ateşleme hızı arttığında ateşleme neredeyse anlık olduğundan, oluşan yük dalgalanmalarını optimize etmek için iyi bir esneklik sağlar. Bu nedenle püskürtmeli ızgaralı sistemler birçok endüstriyel uygulamada diğer tipteki ızgaralı sistemlere tercih edilir.



Şekil 4.10: Izgaralı kömür taşıma sistemi [14].

Püskürtmeli besleyiciler, uniform dağılmış bir ızgara derinliği olan ve bu alanda ilerleyebilen bir cihaza düzgün bir şekilde kömür beslemek için yeterli kapasiteye sahiptir. Bu kapsamda yıllardır birçok tasarım başarılı bir şekilde kullanılmıştır. Kömür besleme mekanizmaları yerçekimi karşılıklı ileri-geri hareket edebilen plakalar ve sayma zincirli konveyörleri içerir. Mekanizma kömürün buhar ve hava enjeksiyonu ile fırına itilmesinin yanı sıra rotorların alttan ve üstten devirlerini de içerir. Rotor sistemlerinde buhar veya hava yardımcı olarak kullanılabilir.

Yanma sistemlerinin genel olarak birbirleriyle kıyaslanması Çizelge 4.3'te ifade edilmiştir.

Çizelge 4.3: Yanma sistemlerinin çeşitli özellikler bakımından karşılaştırılması [11].

Özellik	Kaynamalı akışkan yatak	Dolaşımli akışkan yatak	Pülverize
Yanma bölgesi yüksekliği (m)	1-2	15-40	27-45
Yüzeysel hız (m/s)	1.5-2.5	4-8	4-6
Fazla hava yüzdesi (%)	20-25	0-6	15-30
Kömür boyutu (mm)	0-6	95-99	<0.0001
Yanma verimi (%)	90-96	50-200	99
NO _x emisyonu(ppm)	300-400	50-200	400-600
Kazan içi SO ₂ tutumu	80-90	80-90	Az

4.3 Baca Gazı Temizleme Sistemleri

Oksi yanma sonucu oluşan baca gazlarında çevreye salınması veya tutulacak karbondioksitte olması sakıncalı kirleticiler çeşitli oranlarda bulunmaktadır. Çevreye salınmaları ve birikimi halinde insan sağlığına ve ekolojik hayata zarar verebilecek bu kimyasalların, salınımının azaltılması veya engellenmesi önem arz etmektedir. Prosesin belirli noktalarında bu kirleticilerin salınımının engellenmesi için fiziksel ve kimyasal işlemler yapılmaktadır.

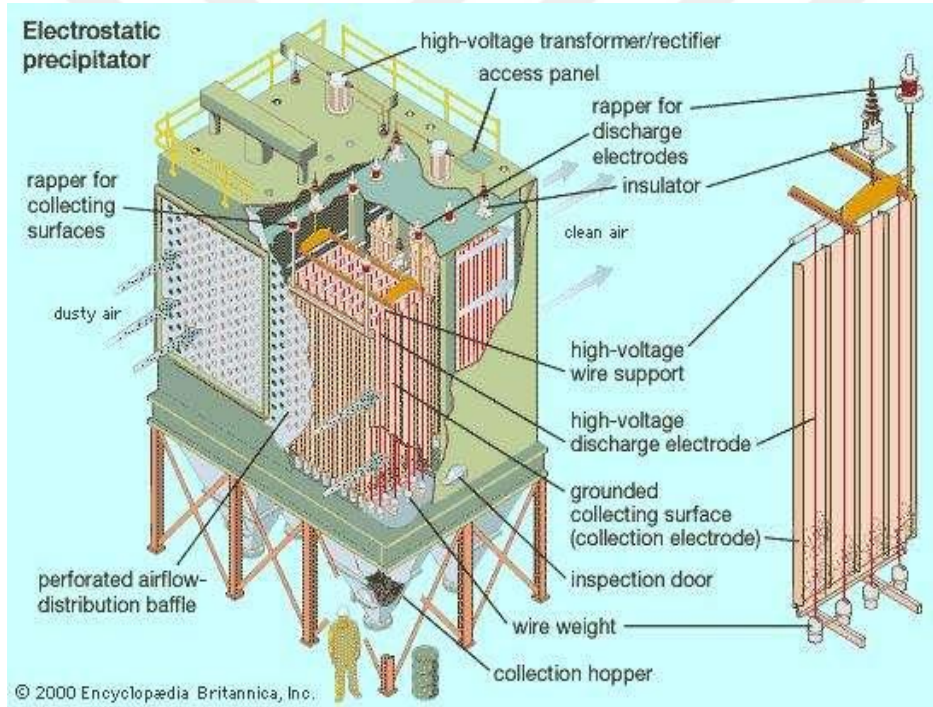
Kirleticilerin oluşumunda kömürün yapısında bulunan elementler ve bulunma miktarları belirleyicidir. Kömür yapısında karbon, azot, kükürt, cıva ve eser miktarda diğer elementleri içermektedir. Kömürün yanması sonucu oluşabilecek kirleticiler Çizelge 4.4'te belirtilmiştir. Baca gazındaki kirleticilerin arındırılması hâlihazırdaki sistemlerde de kullanıldığından oksi yanma koşullarına adaptasyonu önem arz etmektedir [20].

Çizelge 4.4: Kömürün yapısındaki maddelere göre yanma sonrası oluşabilecek kirlilikler ve giderim yöntemleri [20].

Kömür Bileşeni	Yanma ürünü	Giderim yöntem ve ekipmanı
Karbon	Isı, Buhar, CO ₂ , CO	Tam yanmalı kazan
Kükürt	SO ₂	Islak veya Kuru FGD sistemi Low-NO _x yakıcı, SCR veya SNCR sistemleri ESP,
Azot	NO, N ₂ O, NO ₂	Çöktürücüler, Torba filtreler Islak FGD'ye entegre sistemler
Kül	Kül	
Cıva	Hg ⁺⁺ , Hg ⁰	

4.3.1 Parçacık madde temizleme

Elektrostatik filtreler, hava parçacıklarından ince partiküllerin uzaklaştırılması için yaygın olarak kullanılan bir yöntemdir. Elektrostatik bir filtrede, havada asılı kalan parçacıklara üniteye girdiklerinde bir elektrik yükü verilir ve daha sonra verilen elektrik sonrası oluşan elektrik alan etkisi ile parçacık giderimi sağlanır. Parçacık tutma  nitesi hava akışını dağıtmak için deşarj ve toplama elektrotlar, bir toz temizleme sistemi ve toplama hazneleri içerir. Paracıklarda elektriklenmeyi sağlayabilmek için 100.000 volt kadar yüksek bir doğru akım (DC) deşarj elektrotlarına uygulanır. Daha sonra bu yüklü parçacıklar, üzerinde sıkışıp kalmış oldukları karşıt toplama elektrotlarına çekilir.

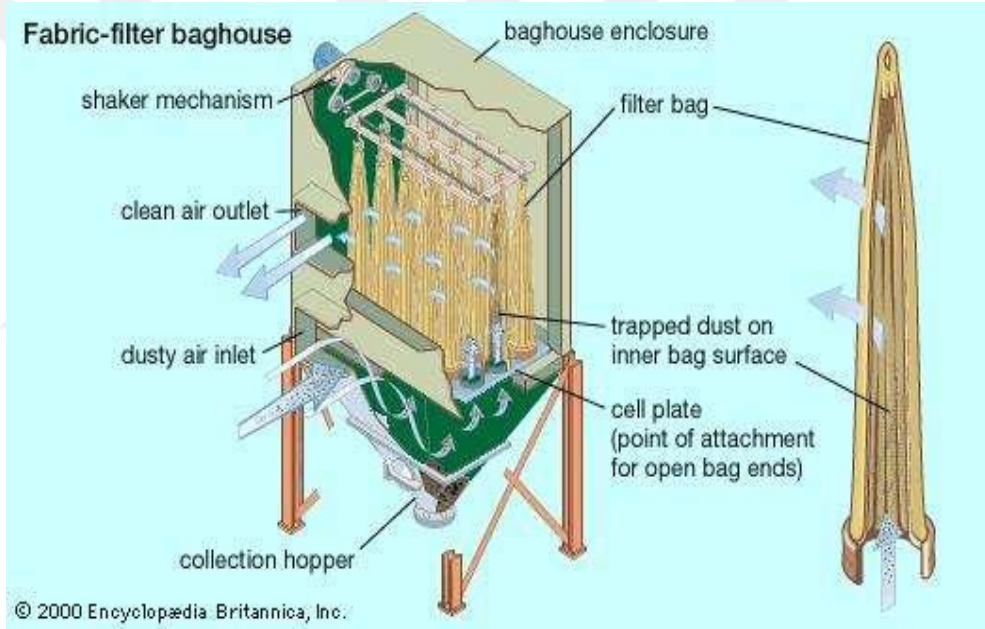


şekil 4.11: Elektrostatik filtreli parçacık temizleyici kesiti [21].

Tipik bir elektrostatik filtrede toplama elektrotları, kutu benzeri bir yapı içinde birbirine dikey ve paralel olarak asılı olacak şekilde büyük bir dikdörtgen metal plaka grubunu içerir. Deşarj elektrot telleri toplama plakaları arasına asılır. Tellere negatif yük verilirken plakalar topraklanır ve bu şekilde pozitif yüklenir. Toplama plakalarına yapışan parçacıklar levhaları hızlı şekilde hareket ettirerek yapıştıkları yerlerden çıkarılır.

Elektrostatik bir filtre %99' u aşan bir verimlilik ile 1 µm kadar küçük partikülleri bile tutabilir. Bahsedilen elektrostatik filtre verimliliği, güç üreten fosil yakıt bazlı tesislerde yanma sonucu oluşan külden parçacık tutulmasındaki yüksek kullanım oranlarını açıklar.

Süspansiyonlu parçacıkları tutmak için en etkili cihazlardan biri de genellikle torba filtre olarak adlandırılan kumaştan yapılmış torbalar içeren gruptur. Tipik bir torba filtre, her biri yaklaşık 25 cm (10 inch) çapında bir dizi uzun, dar torbadan oluşur ve bunlar büyük bir muhafaza haznesinin içinde ters olarak asılırlar. Parçacık yüklü hava, muhafaza haznesinin altındaki fanlar tarafından yukarı doğru üflenir. Parçacıklar filtre torbalarının içine hapsedilirken temiz hava kumaştan geçer ve torba filtrenin üst kısmından çıkar [9].



Şekil 4.12 : Torba filtreli parçacık temizleyici kesiti [22].

4.3.2 Desülfürizasyon sistemleri

Katı yakıtların yapısında bulunan kükürt, yanma reaksiyonları sonucunda baca gazında oksitlenmiş bileşikler halinde bulunur. Tesisin baca gazından atmosfere salabileceği kükürt oksitli bileşiklerin miktarının kontrol altında tutulması gerekmektedir.

Kazanda oksijenle tepkimeye giren kükürt, SO₂ molekülü oluşturur. Oluşan SO₂, yüksek sıcaklık ve ortamda oksijen radikalleri bulunması halinde SO₃ oluşturabilir.

Atmosfere salınması halinde su ile tepkimeye girip sülfürik asit oluşturabilen bu moleküller asit yağmurları halinde çevreye zararlı hale gelir [23].

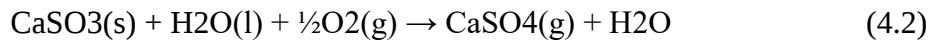
Kömür yakıldıktan sonra oluşabilecek kükürt oksitlerin giderilmesi amacıyla yağ ve kuru prosesler uygulanabilir. Yağ proseslere örnek olarak:

- Kalsiyum veya magnezyum içeren bileşiklerin kullanıldığı prosesler
- İkili alkali prosesleri
- Amonyak kullanılan prosesler
- Sodyum bileşiklerinin kullanıldığı prosesler (Welman-Lord prosesi)
- Deniz suyunun kullanıldığı prosesler verilebilir.

Kuru prosesler ise:

- Püskürtmeli kurutma prosesleri
- Kalsiyum veya sodyum içeren alkali enjeksiyon prosesleri
- Aktif kömür ile adsorpsiyon prosesi
- Katalitik oksidasyon prosesi olarak örneklendirilebilir.

Kükürt emisyonlarını engellemek amacıyla kireçtaşı (CaCO_3) kullanılarak kükürt tuzları oluşturma yöntemleri kullanılır. Kireçtaşı, akışkan yatağa beslenebileceği gibi, yağ ve kuru baca gazı desülfürizasyonu (FGD) işleminde de kullanılır. Yağ desülfürizasyon yöntemiyle, baca gazındaki kükürt atıklarının %90'a kadar arıtımı sağlanabilir [23]. Kireçtaşının bulunabilirliği ve düşük maliyeti bu yöntemin tercih edilmesinde önemli sebeplerdir. Kireçtaşının kükürt oksitli bileşiklerle tepkimeleri 4.1 ve 4.2 numaralı reaksiyonlarda belirtilmiştir.



4.3.3 DENOX sistemleri

Yanma ürünü olan azot oksitlerin derişimi ek yüksek bileşenleri azot monoksit ve azot dioksittir. Azot oksitler yaklaşık bir hafta atmosferde kalır ve asit ve nitratlar halinde çökerek kirliliğe neden olur. Atmosferde, hidrokarbonlarla tepkime vererek fotokimyasal smog adlı kirleticilerin oluşmasına da yol açarlar. Fotokimyasal smog; ozon, akrolein ve formaldehit gibi çeşitli kanserojen ve toksik bileşikler içerir.

Azot monoksit kandaki hemoglobine bağlanarak, kanın oksijen taşıma kapasitesini azaltır. Azot dioksit ise solunum sistemini tahriş eder. Azot oksitler de kükürt oksitler gibi asit yağmurları meydana getirebilirler.

Azot oksitler 3 yolla meydana gelebilir:

- Termal NO_x: 1400°C üzerinde, Zeldovich reaksiyon mekanizmalarıyla, moleküler azot ve yakıt havasındaki oksijen arası tepkimeler sonucu oluşur. Zeldovich mekanizmaları şunlardır:



Zeldovich mekanizması NO oluşturmalarının yanında, doğru şartlar altında, NO yıkımında da kullanılabilir. Oksi yanma sistemlerinde yakıt havasındaki azot miktarı azaltılmış olduğundan, termal NO_x oluşumu da azalır.

- Ani NO_x: N₂ molekülleri ile hidrokarbon radikalleri arası tepkimeler sonucu oluşan azot atıklarıdır. Azot oksit atıklarının çok küçük bir kısmına denk gelir ve normal işletme koşullarında oluşur.
- Yakıt kaynaklı NO_x: Yakıtın yapısında bulunan azot türevlerinden kaynaklanır. Uçucu halde HCN ve NH₃ ve çar azot halinde ortaya çıkar. Uçucu haldeki moleküller yanma süresince reaksiyonlarla NO_x ve N₂ haline gelebilir.

1400°C altı sıcaklıklarda azot oksitlerin kaynağı büyük oranda yakıt kaynaklıdır. Sıcaklık 1500°C'yi geçtiğinde ise termal NO_x oranı yakıt kaynaklı NO_x'i geride bırakır [23].

Yanma sıcaklığını kontrol altında tutmak için yapılan baca gazı geri beslemesi azot oksit emisyonlarının kontrolünde de işe yarar. Ancak yanma sonrası azot oksitleri azaltmak için kullanılabilecek teknikler de vardır. Bunlar

- Seçici katalitik indirgeme(SCR)
- Seçici olmayan katalitik indirgeme(SNCR)
- Melez prosesler (SCR/SNCR)

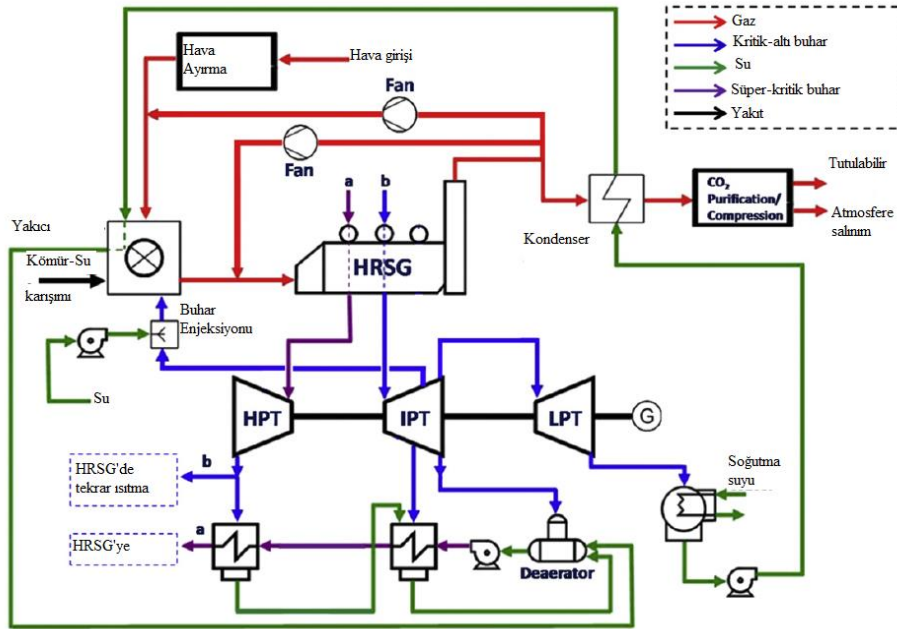
4.4 Karbondioksit Sıkıştırma ve Depolama Sistemi

Karbondioksit işleme ünitesi, parçacık madde, azot oksit, kükürt oksit cıva ve diğer eser miktardaki kirleticilerinden arındırılma işlemlerinden geçmiş baca gazının

sıkıştırılması, depolanması veya taşınmasını içerir. Oksi yanma sistemlerinde sıvılaştırılan gazın %95 ve üzeri saflıkta karbondioksit içermesi istenir. Saflık derecesi, karbondioksitin kullanım alanına göre belirlenecektir [9]. Süper kritik hale sıkıştırılan karbondioksit boru hattıyla istenen yere aktarılacaktır.

4.5 Basınçlı Oksi Yanma Sistemleri

Oksi yanma teknolojisinin verim ve ekonomi anlamında geliştirilmesi için üzerinde çalışılan teknolojilerden biri basınçlı oksi yanmadır. Geçerli oksi yanma tesislerinde, kazan atmosferik basınç koşullarına yakın çalıştırılır. Kazan içi basıncın artırılmasıyla, tesis veriminin artırılması ve kazan içine olası hava sızıntılarının önüne geçilmesinin mümkün olabileceği öngörülmüştür. Aynı zamanda yükselen basınç ile ekipman boyutunun küçültülüp, imalat maliyetlerinde de azalma da hedeflenmiştir. Konu üzerine deneysel çalışmalar yapılmış ve atmosferik basınç durumu ile karşılaştırılarak, parazit yükün en düşük ve ısı verimin en yüksek olduğu basınç tespit edilmeye çalışılmıştır. Yüksek basınçta oksi yanma için gerekli ek ünitelerin de dahil edildiği proses diagramı Şekil 4.13’de verilmiştir.



Şekil 4.13: Basınçlı oksi yanma tesisi için örnek proses diagramı [24].

4.5.1 Basınçlı oksi yanma üzerine literatürdeki çalışmalar

Basınçlı oksi yanma üzerine deneysel çalışmalar şimdilik oldukça kısıtlıdır. Endüstriyel veya pilot ölçekte uygulamalar olmayıp, laboratuvar ölçeğinde yanma

çalışmaları ve ASPEN HYSYS gibi simülasyon programlarında olası proses tasarımları ve yanma özellikleri gibi çalışmalar yayınlanmıştır.

4.5.2 Oksi yanmada ideal basınç üzerine Hong vd.'nin çalışması

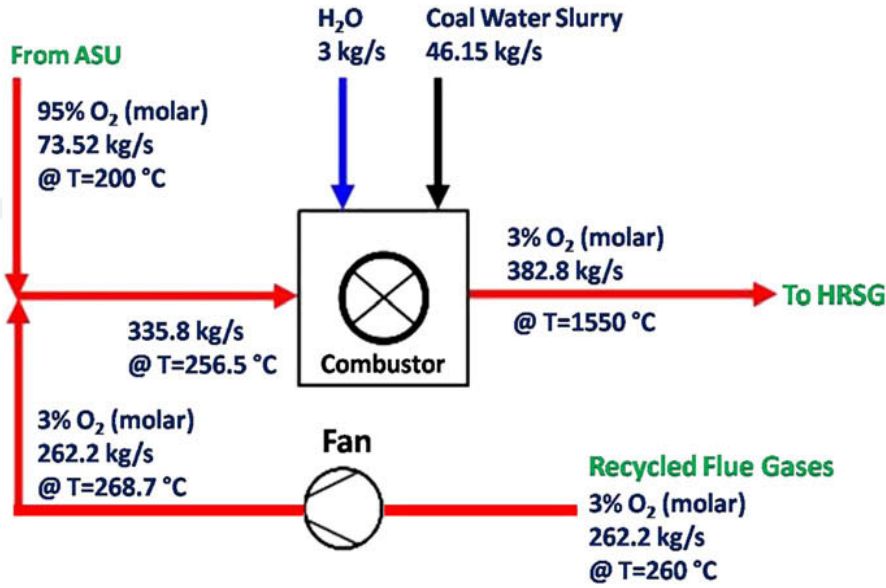
Hong ve çalışma arkadaşları basınçlı oksi yanma prosesi üzerine bir simülasyon çalışması yapmışlardır. Çalışmada 300 MWe'lik, saniyede 30 kilogram kömür beslemeli sistemin 1.238 bar ve 10 barlık performansı karşılaştırılmıştır. Çalışmada Thermoflex ve Aspen Plus yazılımları modellemelerde kullanılmıştır. Çalışmada kullanılan örnek kömürün analizleri Çizelge 4.5'te verilmiştir.

Çizelge 4.5: Hong vd.'nin yaptığı simülasyon çalışmasında baz alınan kömür değerleri [24].

Kısa analiz	% Ağırlık	Elemental Analiz	% Ağırlık
Nem	6.4	Karbon	71.1
Kül	7.0	Hidrojen	4.7
Uçucu madde	33.1	Kükürt	0.5
Sabit Karbon	53.5	Azot	1.2
		Oksijen	9.1
		Klor	0.014
		Flor(ppm)	34.6
		HHV (kJ/kg)	29,153
		LHV (kJ/kg)	27,971

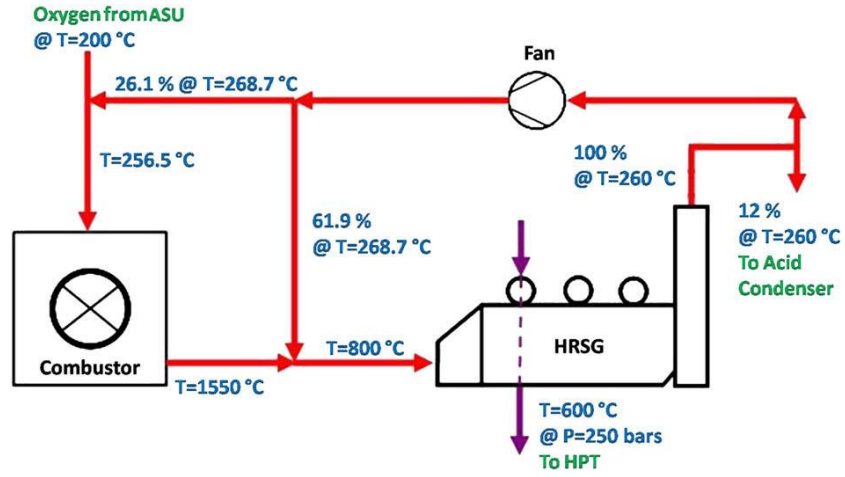
Şekil 4.13'te ele alınan tesiste kömür-su karışımı yakma sisteminde sıcak gaz oluşturmak için baca gazı geri beslemesiyle ve oksijence zengin, basınçlı hava ile tepkimeye sokulmuştur. Çıkan gaz, buhar türbinlerinde enerjiye çevrilecek buharın oluşturulması için Isı Geri Kazanımlı Buhar Jeneratörü (HRSG)'ne gönderilir. Yanma sonucu çıkan gaz sıcaklığı 1550°C'yi bulabilir, ancak HRSG ünitesinin zarar görmeden işleyebilmesi için, giriş sıcaklığı 800°C'ye kadar indirilir. HRSG'den çıkan buhar 600°C ve 250 bar süper-kritik seviyede yüksek basınç türbininde (HPT) kullanılır, orta ve düşük seviye türbinlerde kullanılmak üzere HRSG'ye geri gönderilen gaz 620°C'ye kadar ısıtılır. Kazan ve HRSG için kütle dengeleri Şekil

4.14'te verilmiştir. Kullanılan buhar, ilk olarak soğutulmaya gönderilir. Soğutma suyu, soğutma kuleleriyle sağlanabilir. Soğutulan akım, baca gazından ısıyı çekmek için asit kondensere ardından yanma ünitesinin sıcaklığını kontrol altında tutmak ve ısıtılmak için yanma ünitesinin dışından geçirilir. Isıtılmış bu su hava gidericilerde, karışması muhtemel havadan arındırılır ve besleme suyu pompalarıyla HRSG'ye geri beslenir. Baca gazı, oksijen yanma ile aynı şekilde parçacık, azot ve kükürt atıklardan ayırma işlemlerinin ardından sıvılaştırılır.



Şekil 4.14: Kazan ve HRSG tarafı için kütle dengeleri ve sıcaklıklar [24].

Oksijen yanma tesislerinde hava ayırma ünitesi, brüt tesis enerji çıktısının %15'i kadar parazit yüke sebep olur. Çalışmada baz alınan ASU ile hacimce %95 saflıkta oksijen, 5.5 bara sıkıştırılmış hava kullanılarak kilogram başına 0.245 kWh enerji ile üretilir. Oksijen zengin gaz akımı kazan basıncını 10 bara çıkarmada kullanılır. Baca gazı ile karıştırmada asidik gazların yoğunlaşmasını engellemek için oksijen, baca gazı çiy sıcaklığından yüksekte gönderilir. Çalışmada 1550°C sıcaklıkta elde edilen baca gazı, HRSG ünitesine gönderilmeden önce baca gazı geri beslemesiyle 800 °C sıcaklığa düşürülür. HRSG'de baca gazının ısı enerjisi kullanılarak süperkritik buhar elde edilir. HRSG ve kazan arası döngülerin kütle dengeleri ve sıcaklıkları Şekil 4.15'te ifade edilmiştir.



Şekil 4.15: HRSG ve kazan arası kütle dengeleri ve sıcaklıklar [24].

Basınçlı oksijen yanmada, HRSG ünitesinin çıkışındaki baca gazının temizlik ünitelerine gönderilmeden önce içindeki su buharının yoğunlaşma entalpisinin geri kazanılması imkan dâhilindedir. HRSG çıkış sıcaklığı, baca gazının yoğunlaşma sıcaklığından yüksek olmalıdır. Yükselen basınç sayesinde yoğunlaşma işlemi daha yüksek sıcaklıklarda gerçekleştirilebilir. Asit kondenser ekipmanında ısının kazanımı yapılarak, bu ısı ile türbinlere gidecek suyun ön ısıtması gerçekleştirilir.

Basınçlı oksijen yanma işleminde, hava ayırma ünitesinin parazit yüküne etkisi, atmosferik oksijen yanmadan fazladır. ASU ünitesi hacmen %95'i oksijen olan bir akım sağlar. Oksijen akımının basınçlandırılması için kompresörün harcadığı yük, hava ayırmanın atmosferik oksijen yanma sistemlerine göre daha fazla enerji kullanmasına sebep olur. Oksijen zengin havanın basıncı deneysel çalışmada 10 bara çıkarılmıştır. Baca gazı geri beslemesiyle kazana girecek olan akımın sıcaklığının, baca gazındaki yoğunlaşabilecek asidik içeriklerin çiy sıcaklığından en az 20 °C yüksek olmasına dikkat edilir.

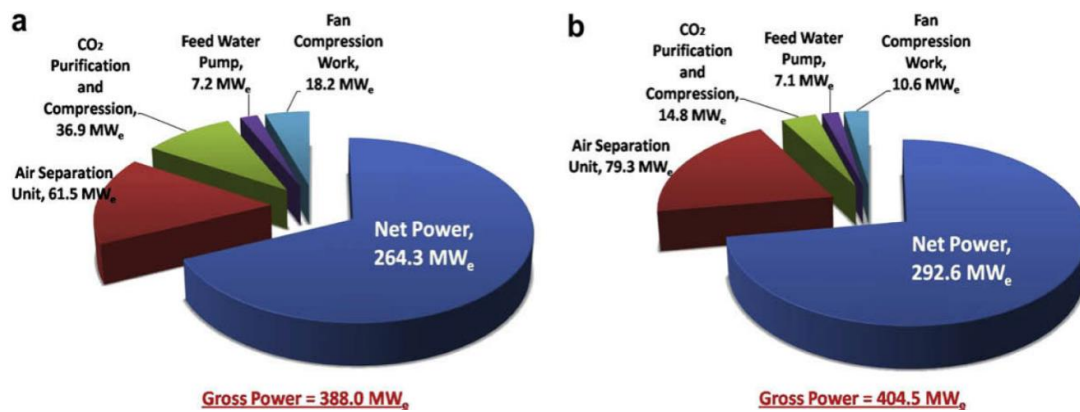
Basınçlı oksijen yanmanın, atmosferik basınçta oksijen yanma sistemlerine kıyasla avantajları şunlardır:

- Atmosferik basınçtan yüksek basınç sayesinde sisteme hava, dolayısıyla baca gazına azot sızıntılarının engellenebilmesi.
- Konvektif ısı transfer veriminin artırılabilmesi,
- Baca gazındaki suyun, basınçlandırmayla yükselen yoğunlaşma sıcaklığından, elde edilebilecek hal değiştirme ısısının sistemde su ön ısıtmada kullanılabilmesi.

- Artan termal verimlilik sayesinde türbinlerden buhar salınımı yapmayı gerektirmemesi.
- Basınçlandırma işinin yanma tepkimesinin reaktanlar tarafında yapılması sebebiyle karbondioksit sıkıştırma işi için gerekli enerjiden tasarruf sağlanır.

Buna karşın basınçlı oksijen yanma işleminde hava ayırma ünitesi, daha fazla enerji tüketmektedir. Baca gazının gizli ısısından yararlanmak için gereken asit kondenser ve hava gidericilerin bağlanacağı hatların basınç düşüşünü engellemek için ek fanlar gerektirmektedir.

Sonuç olarak yapılan çalışmada 1.1 bara kıyasla 10 barda çalışan bir sistemin; parazit yükte 11.8 MW_e azaltma sağladığı, 264,3 MW_e olan elektrik çıktısını da 292.6 MW_e 'e yükselttiği gözlemlenmiştir. Deney sonucunda simülasyonla elde edilen güç ve kayıplar Şekil 4.16'da ifade edilmiştir [24].



Şekil 4.16: Hong vd.'nin çalışması sonucu elde edilen parazit yükler ve net güç çıktısının karşılaştırılması. (a) atmosferik basınçta oksijen yanma, (b) basınçlı oksijen yanma koşulları için [24].

Şekil 4.16'dan görüldüğü üzere basıncın sistemin parazit yüklerinde yarattığı artış, genel elektrik çıktısında bir düşüşe sebep olmamış, aksine basınçlandırma sayesinde net güç çıktısında artış gözlenmiştir. Aynı net elektrik çıktısı bazında değerlendirildiği zaman sistemdeki yardımcı ünitelerin daha az güç kullanması sebebiyle oluşan parazit yük toplamının daha düşük olacağı görülmektedir. Bu sayede sistemin tasarımı daha düşük kömür debisine göre yapılabileceğinden ekonomik olarak da avantaj sağlayacaktır.

Çizelge 4.6: Ziemowit kömürü analiz sonuçları [25].

Kısa analiz	% Ağırlık	Elemental Analiz	% Ağırlık
Nem	5.1	Karbon	56.5
Kül	22.4	Hidrojen	3.6
Uçucu madde	28.77	Kükürt	0.26
Sabit Karbon	43.73	Azot	0.87
		Oksijen	10.6
		Klor	0.61
		Flor	0.001
		LHV (kJ/kg)	19,910

Yapılan çalışmada CO emisyonlarının, hava yanmalı sistemlere kıyasla, oksijen yanma yapıldığında arttığı ancak yükselen basıncın bu seviyeyi azalttığı gözlemlenmiştir. CO emisyonlarının miktarı Boudouard tepkimeleri ile açıklanabilir. Bu çalışmada reaksiyon sıcaklığının düşüklüğü ve reaksiyon bölgesinde char bulunması sebebiyle, CO emisyonları miktarının oluşumunda Boudouard tepkimeleri önemli rol oynar.

Boudouard tepkimesi:



Hidrojen iyonlarının bulunması halinde gerçekleşebilen tepkime:



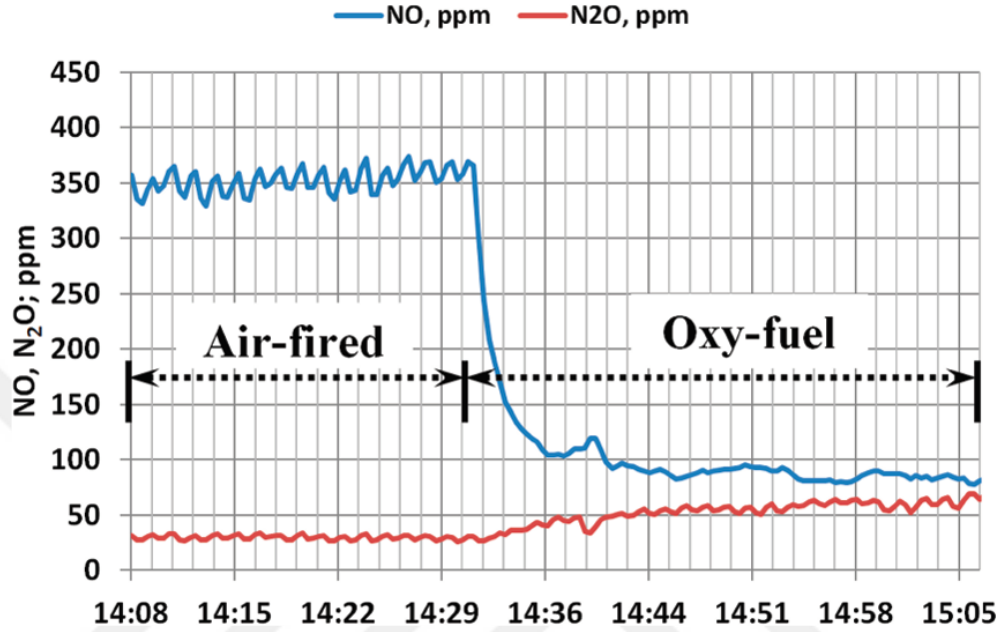
Kuvvetli, endotermik bir tepkime olan karbondioksit ayrışması:



SO₂ emisyonlarına ilişkin olarak, hava yanmalı ve oksijen yanmalı sistemler birbiri ile kıyaslandığında belirgin bir fark gözlemlenmemiştir. Ancak her iki sistemde basınçlandırılması ile SO₂ emisyonlarında bir miktar azalma olduğu görülmüştür. SO₂ emisyonlarına etkisi bulunan parametreler sıcaklık, oksijen fazlası ve en büyük oranda yakıttaki elemental kükürt miktarıdır.

Akışkan yataklardaki yanma tepkimeleri, kontrollü sıcaklıkları sayesinde düşük NO_x proseslerdir. Ancak kazanda oluşabilecek düşük sıcaklık bölgeleri N₂O oluşumuna sebebiyet verebilir. Oksijen yanma metodunda havadan gelen moleküler azot elimine

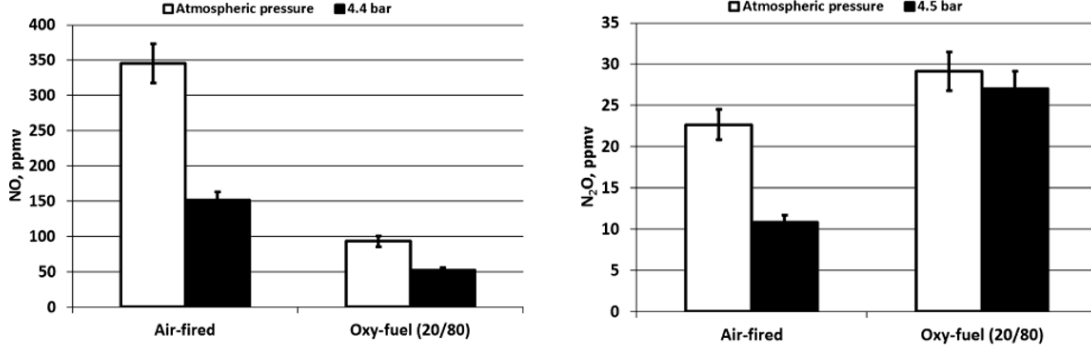
edilerek NO emisyonları azaltılır. NO emisyonlarının 850 °C 'ye kadar sıcaklıkla arttığı ancak bu sıcaklıktan sonra azalma eğiliminde olduğu gözlemlenmiştir. Yakma deneyleri sonucunda yapılan gözlemler Şekil 4.18 ve 4.19'da belirtilmiştir.



Şekil 4.18 : Lasek ve çalışma arkadaşlarının elde ettiği verilere göre NO ve N₂O emisyonlarında hava ve oksijen yakma arası oluşan farklar [25].

Yapılan çalışmalarda yükselen basınç N₂O ve NO emisyonlarında, özellikle hava yanma koşullarında, azaltıcı etkide bulunmuştur. Oksijen yanma koşullarında yüksek basıncın NO ve N₂O oluşumu üzerindeki detaylı etkileri üzerinde çalışmalar sürmektedir. Yükselen basınç NO moleküllerinin char parçacıklarından difüze olma süresini arttırıp azota dönüşmelerini aşağıdaki tepkime ile sağlar:





Şekil 4.19 : Basınçlandırmanın hava yakmalı ve oksijenli yanma sistemlerinde NO ve N₂O emisyonlarına etkisinin karşılaştırılması [25].

Sonuç olarak;

- Oksijenli yanma koşullarında CO yoğunluğu Boudouard tepkimesine istinaden artış göstermiştir.
- Oksijenli yanma şartlarında NO'nun molar yoğunluğunda azalma görülmüştür.
- N₂O emisyonları oksijenli yanma şartlarında, sıcaklığa bağlı olarak artış göstermiştir.
- Basıncın NO ve N₂O emisyonlarında azalmaya sebep olduğu gözlemlenmiştir. Hava yanma koşullarında CO azlığından dolayı bu düşüş daha fazladır.

5. OKSİYANMA VE KARBONDİOKSİT TUTMA İÇİN TESİS MALİYET TAHMİN METODOLOJİSİ VE MALİYET KATEGORİLERİ

Karbon tutma ve depolama (CCS) teknolojileri üzerine yapılan çalışmalar, teknik olarak yanma sonrası ortaya çıkan karbondioksitin atmosfere salınmasının önüne geçebilecek tesis ve sistemlerin yapılabileceğini ortaya koymuştur. Küresel iklim değişikliği ile mücadelede CCS teknolojilerinin önemi belirgin hale gelmiş olsa bile sistemlerin geniş çaplı kullanımının önündeki engel bu sistemlerin üreticilere getireceği maliyetlerdir [26]. CCS teknolojilerinin hâlihazırdaki bir tesise eklenmesi veya tesisin CCS gözetilerek inşa edilmesi, bu teknolojiler olmayan tesislere kıyasla yatırım ve işletme maliyetleri getirecektir. CCS teknolojilerinin yayılması için üreticilere getirilecek teşvik ve ekolojik sınırlamalar enerji politikalarına dahil edilmelidir. Enerji endüstrisindeki yatırımcılar, üreticiler, Ar-Ge merkezleri ve karar alıcılar için CCS teknolojilerinin maliyetleri konusunda yapılacak aydınlatıcı çalışmalar büyük önem arz etmektedir [27].

CCS teknolojilerine ilişkin çeşitli yazar ve kurumlar tarafından yapılan ekonomik çalışmalarda ortak bir hesaplama ve raporlama metodoloji olmadığından farklılıklar gözlenmiştir [28]. CCS teknolojileri konusunda hesaplama metodolojisi yayınlamış önemli kurumlar şunlardır:

- Electric Power Research Institute (EPRI)
- 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
- Global Carbon Capture and Storage Institute (GCCSI)

Edward S. Rubin, çalışmasında bu kurumların hesaplamalarında kullandıkları metrikleri ayrıntılı bir şekilde raporlamıştır [27]. Maliyet kategorileri isimlendirme ve kapsam olarak küçük farklılıklar gösterse de CCS teknolojilerinin ekonomik analizleri için maliyet kategorileri tüm çalışmalarda benzerlik göstermektedir.

5.1 Maliyet Terminolojisi

CCS teknolojilerinin maliyetlerini hesaplama kapsamında kullanılacak önemli terimler aşağıda verilmiştir.

5.1.1 Sermaye harcama dönemi

Sermaye harcama dönemi (Capital expenditure period), sermaye giderlerinin kullanılacağı süre zarfını ifade eder. Tesisin işletmesinin başlayacağı döneme kadar devam eder. DOE/NETL'in yayınladığı rapora göre kömür bazlı tesisler için bu süre 5 yıl iken gaz yakıt kullanan tesislerde 3 yıldır [29].

5.1.2 Sabit ve nominal parasal değer

Ekonomik analizlerde raporlanan parasal değerlerin niteliği sabit(gerçek) veya güncel(nominal) olarak belirtilmemiştir. Sabit değerlerle belirtilen analizlerde enflasyonun etkisi hesaba katılmazken nominal değerlerde parasal değerler enflasyona göre oranlanır. IPCC, EPRI ve IEAGHG gibi kurumlar tarafından yapılmış çoğu CCS maliyet tahmini çalışmaları sabit dolar analizi üzerinden yapılmış olsa da nominal değerler üzerinden yapılan analizler de son zamanlarda kullanılmaktadır. Nominal değere bağlı analizler için faiz oranı belirtilmelidir. Nominal veya sabit değer analizinde tercih ekonomik analizin amacına göre belirlenir. Yatırımcılar ve üreticiler için nominal analizler, güncel harcamalarına daha iyi ışık tutacağından tercih sebebidir. Teknoloji kıyaslamaları ve ön analiz gibi harcama bazlı olmayan çalışmalarda ise sabit değer analizleri, fiyatlandırma eğilimleri ve ünite maliyeti kıyaslamaları gibi çalışmaları kolaylaştırır. Her iki metot da birden fazla durumun kıyaslandığı göreceli çalışmalarda kullanılabilmektedir [27].

5.1.3 Sabit ücret faktörü

Sabit ücret faktörü veya oranı, kabul edilmiş bir proje ömrü boyunca, elektrik satışlarından elde edilecek ciro ile karşılanacak, toplam yıllık sermaye maliyetinin hesabında kullanılır [27]. Capital charge factor(CCF) olarak da ifade edilir. DOE/NETL'in yayınladığı rehberde göre uygun durumlardan seçilir. Rehberde belirtilmiş sabit ücret faktörleri Çizelge 5.1'de gösterilmiştir.

Çizelge 5.1: Tesis sahipliğine göre kömür kullanan tesislerin ekonomik analizinde kullanılacak sabit ücret faktörü [29].

Finansal Yapı	Yüksek Risk	Düşük Risk
Sermaye harcaması periyodu	5 yıl	5 yıl
Investor Owned Utility CCF	0.124	0.116
Independent Producer CCF	0.214	0.176

5.1.4 Artış faktörü

Tesisin inşası ve işletilmesi sırasında ekipman, sarf veya yakıt gibi kalemlerde meydana gelebilecek artışları öngörebilmek adına maliyetler artış faktörü ile değerlendirilebilir. Artış faktörünün gerçekçi seçimi, enflasyon ile birleştiğinde sermaye ve işletme maliyetlerinde gerçek dışı artışlar yaratabileceğinden önem arz etmektedir [27].

5.2 Maliyet Kategorileri

CCS teknolojilerinin ekonomik analizi yapılırken göz önüne alınacak maliyetler sermaye giderleri (CAPEX) ve işletme ve bakım (OPEX) giderleri başlıkları altında toplanabilir. Sermaye giderlerinin hesaplanması birçok ekonomik analizin temelini oluşturur. Ancak ekipman maliyetlerine ilişkin birçok veri halka açık olmadığından ve CCS teknolojisinde kullanılacak ekipmanların özel tasarım ve bilgi birikimi gerektirmesinden dolayı analizlerin doğruluğu ve uygulanabilirliği değişmektedir [30] Ekipman maliyetlerine ilişkin veriler; satıcı fiyat tekliflerinden, tasarım ve maliyetlendirme yazılımlarından veya önceki projelerden ölçeklendirilerek hesaplanabilmektedir. İşletme ve bakım maliyetleri ise sabit ve değişken maliyetler olarak ikiye ayrılır.

5.2.1 Sermaye giderleri

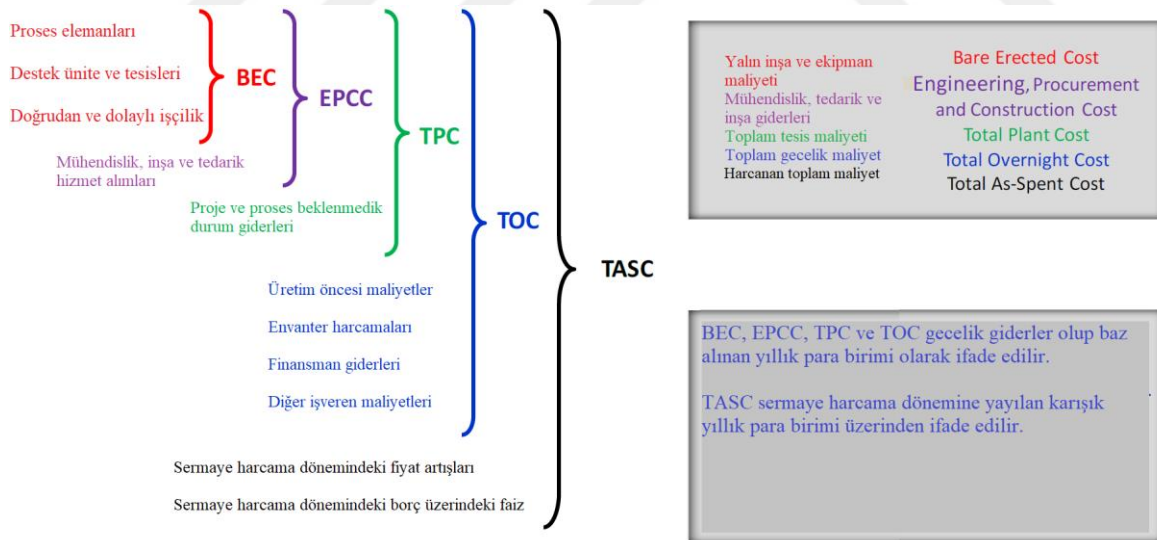
Sermaye giderleri (CAPEX) işletmelerin ekipman, tesis, gayrimenkul gibi fiziksel varlıkların satın alımı, geliştirilmesi ve bakımları işlerinde kullandığı kalemlere verilen addır. Sermaye giderleri firmaların yatırım amaçlı harcadığı para olarak da düşünülebilir [31].

Sermaye giderleri kendi içinde alt kategorilere ayrılmaktadır. Alt kategorileri DOE/NETL, EPRI, IEAGHG ve GCCSI kurumlarının tanımlamalarında benzerlik gösterse de isimlendirmeler ve kapsamaları arasında farklılıklar bulunabilmektedir.

DOE/NETL'in yayınladığı 'Quality Guidelines for Energy Studies Cost Estimation Methodology for NETL Assessment of Power Plant Performance,' maliyet tahmin metodolojisine göre Sermaye giderleri beş ana başlık altında toplanmıştır:

1. Yalın inşa maliyeti (Bare Erected Cost - BEC)
2. Mühendislik, İnşa ve Tedarik Giderleri (EPCC- Engineering, Procurement, and Construction Cost)
3. Toplam Tesis Maliyeti (TTM) (Total Plant Cost-TPC)
4. Toplam Gecelik Maliyet (Total Overnight Cost-TOC)
5. Harcanan toplam maliyet (Total as-spent cost -TASC).

Sermaye giderlerini oluşturan bu beş ana başlık sırasıyla birbirini kapsayan bir hiyerarşi içerisinde. Başlıkları oluşturan maddelerin kapsamındaki gider kalemleri Şekil 5.1'de verildiği gibidir:



Şekil 5.1: Sermaye giderlerinin DOE/NETL tarafından belirlenmiş kategorileri [29].

Sabit yıl maliyet kalemlerinden TOC'nin belirlenmesi hedeflenerek BEC değerleri hesaplama, simülasyon ve literatür gibi kaynaklardan elde edilmiştir. Maliyet kalemlerinin bir çoğu BEC'ye bağlı olduğundan hesaplamanın temelidir.

5.2.1.1 Yalın inşa maliyeti (BEC)

CCS teknolojilerinin ekonomik analizinin temelinde yalın inşa giderleri yer almaktadır. Yalın inşa giderleri proses için gerekli bütün ekipmanların ve tesislerin bedelleri ile kurulumları için gerekli işçiliğin ücretini oluşturur. Bunlara ek olarak tesis için gerekli ofis, laboratuvar, depo ve binalar gibi destek tesislerin de maliyeti yalın inşa giderlerine dahildir. Literatürde bulunan ekonomik analizlerin birçoğunda yalın inşa giderleri için gerekli ekipman ve destek tesis fiyatları satıcıların yayınladığı fiyat listelerinden sağlanmıştır [27]. Üreticiler tarafından sağlanan verilerin yetersizliği, ekipman boyutlandırmasında yapılan hatalar, tesis tasarımının detaylı yapılmaması ve önemli ekipmanların yedeklenmesi anlayışı güdülmeyen ekonomik analizler sebebiyle literatürde farklılıklar gözlenebilmektedir [30]. BEC gecelik bir maliyet olup baz yıl dolar değeri ile ifade edilir.

5.2.1.2 Mühendislik, inşa ve tedarik giderleri (EPCC)

EPCC, tesisin mühendisliği, inşası ve tesis için gerekli malzemelerin tedariki için müteahhit ve sözleşme sorumlularına ödenen ücretleri ve yalın inşa maliyetinin(BEC) toplamından oluşur [28]. EPCC'ye dahil hizmetler içinde detaylı tasarım, yasal izinler ve proje/inşaat yönetim ücretleri de bulunmaktadır. Mühendislik faaliyetleri DOE/NETL'in yayınladığı metodolojiye göre yalın inşa maliyetinin %8 ile 10'u arasında kabul edilir. Bu değer ile BEC toplandığı zaman EPCC elde edilir. EPCC gecelik bir gider kalemi olduğundan fiyat artışları ve faizleri içermez ve baz yıl dolar değeri ile ifade edilir [29].

5.2.1.3 Toplam tesis maliyeti (TPC)

Toplam tesis maliyeti EPCC ile projedeki beklenmedik durum maliyetleri (Project contingency costs) ile toplanmasıyla elde edilir. TPC baz yıl dolar değeri cinsinden ifade edilir ve fiyat artışı ve faizleri içermez. Beklenmedik durum maliyetleri proses ve proje için ifade edilir. Çalışılacak projenin teknolojik gelişmişlik durumuna göre EPRI ve Association for the Advancement of Cost Engineering International (AACE) tarafından, proses sermayesinin belirli yüzdeleri olarak alınabileceği belirtilmiştir [27].

Proses beklenmedik durum maliyetleri tesis içindeki belirli bir proses için ayrılan bütçedir. Prosesin gelişmişlik durumuna göre Çizelge 5.2'deki oranlarda, ilişkili proses sermayesi üzerinden hesaplanır.

Çizelge 5.2: Beklenmedik durum maliyetlerinin tesisin teknolojik duruma göre sermaye giderinden alınacak yüzdesi [32].

Teknolojik durum	Beklenmedik durum maliyeti (İlişkili sermaye giderinin yüzdesi)
Sınırlı veri olan yeni konsept	40+
Konsept aşamasında, laboratuvar ölçeğinde veriler mevcuttur	30-70
Küçük ölçek, pilot tesis verisi mevcuttur	25-35
Tam boyutlu modüller işletilmiştir	5-20
Proses ticari olarak yaygındır	0-10

Proje beklenmedik durum maliyetleri, projenin bütünü için ayrılması gereken maliyetleri içerir. Proje beklenmedik durum maliyetlerine ilişkin AACE'nin yayınladığı proje sınıflandırmalarına göre yüzdeler seçilmektedir. Sınıf 5 sınırlı veri bulunan teknolojiler için hazırlanan verileri ifade ederken sınıf 1 piyasada yaygın olarak kullanılan, teknolojik anlamda olgunluğa erişmiş tesisler için kullanılır [32]. Proje beklenmedik durum maliyetleri Çizelge 5.3'te belirtilen şekilde hesaplanmaktadır

Çizelge 5.3: AACE'de belirtilen sınıflar ve EPCC maliyetlerinin toplamı için seçilmesi gereken yüzdeler [32].

AACE'de belirtilen teknolojik gelişmişlik sınıfı	EPC+Proses beklenmedik durum maliyetinin yüzdesi (%)
AACE Sınıf 5/4	30-50
AACE Sınıf 3	15-30
AACE Sınıf 2	10-20
AACE Sınıf 1	5-10

5.2.1.4 İşveren maliyetleri – Toplam gecelik maliyet (TOC)

Toplam gecelik maliyet, tesisi oluşturan bütün maliyetlerin toplamıdır. Toplam tesis maliyeti (TPC) ile işveren maliyetlerinden oluşmaktadır. TOC, baz alınan yıla göre hesap edilen gecelik maliyettir ve bu nedenle inşaat sırasında oluşabilecek fiyat artışları ve faizi içermemektedir.

İşveren maliyeti sermaye aşamasında BEC ve EPCC'ye dahil olmayan diğer bedellerdir. EPRI'ye göre enerji santralleri arasında yaygın olan veya projeye has kalemlerden oluşmaktadır [29]. Arazi bedeli, fizibilite çalışmaları, sigorta, telif ücretleri, finansman giderleri, üretim öncesi giderler gibi kalemler bu gruba dahildir. DOE/NETL'in yayınladığı metodolojide işveren maliyetleri hesaplaması Çizelge 5.4'teki şekilde verilmiştir.

Çizelge 5.4: DOE/ETL'in raporuna göre işveren maliyetlerinin kategorileri ve hesaplanma yöntemleri [29].

İşveren Maliyeti	Tahmin Ölçeği
Telif ücretleri	Ekipman bedeline dahil kabul edilir.
Üretim öncesi giderler	-6 Aylık işletme işçilik ücretleri -Tam kapasitede 1 aylık yakıt ücretinin %25'i -Tam kapasitede 1 aylık bakım malzemeleri -Tam kapasitede 1 aylık yakıt dışı sarf malzemeleri -1 aylık atık bertarafı - TPC'nin %2si
Envanter Sermayesi	-Yedek parçalar için TPC'nin %0.5'i -Tam kapasitede 2 aylık, doğal gaz hariç, yakıt - Tam kapasitede 2 aylık, tesiste tutulan yakıt dışı sarf malzemeleri
Arazi	Dönüm başı 3000 dolar. (IGCC ve PC için 300 dönüm, NGCC için 100 dönüm)
Finansman bedelleri	TPC'nin %2.7'si
Diğer işveren maliyetleri	Fizibilite, yasal izinler, işveren ihtiyat akçesi, gibi kalemler için TPC'nin %15'i

5.2.1.5 Harcanan toplam maliyet (TASC)

Harcanan toplam maliyet sermaye giderlerinden olası artışlar dahil sermaye harcama dönemindeki tüm harcamaların toplamıdır. Tesisin işletmesinden önceyi konu alır. TPC ile işveren maliyetlerinin toplamından oluşur. TASC diğer sermaye kategorilerinden farklı olarak sabit baz yıl alınarak hesaplanmaz. Nominal olarak hesabı yapıldığından enflasyondan etkilenir [27].

5.2.2 İşletme ve bakım giderleri

Tesis maliyetlerinin önemli bir kısmını sermaye giderleri oluştursa da işletme ve bakım giderleri (OPEX) tesisin tahmin edilen çalışma ömrü süresince oluşacaktır. İşletme ve bakım giderleri, sabit ve değişken olarak ikiye ayrılır. Değişken işletme giderleri tesisin çıktılarıyla orantılı olarak değişebilecek yakıt, atık yönetimi ve hammadde gibi giderlerdir. Sabit giderler ise tesis çıkışından bağımsız olup büyük oranda işçilik ve bakım masraflarından oluşur. Farklı kuruluşlar işletme ve bakım gider kalemleri için değişik raporlandırma şekilleri belirtmiştir. Rubin vd. İşletme ve bakım giderlerinde göz önüne alınacak kalemleri Çizelge 5.5'teki şekilde sunmuştur.

Çizelge 5.5: İşletme giderlerinin sınıflandırılması [29].

Sabit işletme ve bakım giderleri	Değişken işletme ve bakım giderleri
İşletme işçilik maliyetleri	Yakıt maliyeti
Bakım maliyetleri	Kimyasal, katalizör, su gibi sarf malzemeler
Yönetim ve destek hizmetleri maliyetleri	Atık yönetimi
Bakım materyalleri	Yan ürün satışları
Mülkiyet vergileri	Emisyon vergisi
Sigorta ve vergi ücretleri	Proje ve bölgeye göre değişmektedir

5.3 Ekonomik Performans Göstergeleri

CCS teknolojilerinin kıyaslanmasında genel olarak kabul edilmiş ekonomik metrikler elektrik üretim maliyeti, tutulan karbondioksit miktarı, CCS teknolojisinin verime etkisi gibi çeşitli veriler kullanılır. Ekonomik ölçütler; elektrik maliyeti (COE), indirgenmiş elektrik maliyeti (Levelized Cost of Electricity), CO2 kaçınma maliyeti

(Cost of CO₂ avoided), CO₂ tutma maliyeti (Cost of CO₂ captured) şeklindedir. Tesisin CCS teknolojisinin varlığı ve alternatifleri arasındaki enerji ve verimliliğinde oluşan değişimler de ölçüt olarak sunulabilmektedir.

5.3.1 Elektrik maliyeti (Cost of Electricity)

Elektrik maliyetinin hesaplanması için DOE/NETL'in geliştirdiği Güç Sistemleri Finansal Modeli Sistemi'ndeki model takip edilmiştir. PSFM, NETL tarafından geliştirilmiş bir indirgenmiş nakit akışı(DCF) analiz aracıdır.

COE, ilk yıl elektrik maliyeti olarak da adlandırılmaktadır [62]. Tesisin ilk işletme yılında ürettiği net MWh cinsinden elektrik başına maliyetinin hesaplanması ile bulunur. Hesaplanan COE'nin tesisin aktif olarak üretim yaptığı süre boyunca sadece enflasyon oranında artış göstermesi beklenir. DOE'nin hesaplamalarında nominal yıllık genel enflasyon oranı %3 olarak alınmıştır. Tesisin ömrü 30 yıl üzerinden hesaplanmıştır.

$$COE = \frac{\text{İlk yıllık sermaye yükü} + \text{İlk yıl sabit işletme giderleri} + \text{İlk yıl değişken işletme giderleri}}{\text{Yıllık üretilen net Megawatt saat enerji}} \quad (5.1)$$

$$COE = \frac{(FCF)(TOC) + OC_{fix} + (CF)(OC_{var})}{(CF)(MWh)} \quad (5.2)$$

COE= İlk işletme yılı elektrik üretim maliyeti (\$/MWh veya cent/kWh birimleri kullanılır)

FCF= Sabit ücret faktörü DOE'de belirtilen esaslara göre belirlenir.

TOC= Toplam gecelik maliyet. Baz yıl doları cinsinden ifade edilir.

OC_{fix}= İlk yıldaki sabit işletme giderleri. Baz yıl doları cinsinden ifade edilir.

OC_{var}= Değişken işletme giderlerinin tam kapasitedeki tesis için ilk yıldaki toplamı. Her türlü yakıt ve sarf malzeme alım ve yan ürün satımını içerir. Baz yıl doları cinsinden ifade edilir

CF= Kapasite faktörü. Tesisin herhangi bir duraklama olmadan, tam kapasite çalışması halinde üretebileceği elektriğin kesri. Bu çalışmada %85 olarak belirlenmiştir.

5.3.2 Verim ve enerji kayıpları

CCS teknolojilerinin yaygınlaşmasının önündeki en büyük engel tesis verimliliğine etkileri ve yüksek yatırım maliyetidir [33]. Kullanılan CCS teknolojisine göre verime olan etki farklılık gösterir. CCS teknolojilerinin tesis verimi ve enerji çıktısı üzerindeki etkileri aşağıdaki formüller ile hesaplanır.

$$\text{Enerji Kaybı} = 100 * \left(\frac{\text{CCS olmadan enerji çıktısı} - \text{CCS ile enerji çıktısı}}{\text{CCS olmadan enerji çıktısı}} \right) \quad (5.3)$$

$$\text{Verim Kaybı} = \text{CCS olmadan verim}(\%) - \text{CCS ile verim}(\%) \quad (5.4)$$

6. TEKNOEKONOMİK MODEL HESAPLAMALARI

Oksi yanma teknolojisinin uygulanabilirliği için alternatifi olarak kullanılabilecek teknolojiler ve halihazırdaki teknolojiler ile, benzer enerji çıktılarında ve kapasitelerde kıyaslanarak teknoekonomik verilerin üretilmesi, yatırımcılara ve yasal düzenleyicilere yol gösterici olacaktır. Bu çalışmada oluşturulacak senaryolar, dolaşımli akışkan yataklı kazanda basınçlı oksi yanma prosesinin; CCS teknolojileri kullanılmayan pülverize kömür ve dolaşımli akışkan yataklı tesislerle laboratuvar ve pilot ölçeklerde teknoekonomik analizi üzerine kurulacaktır. Teknoekonomik analizlerde metodoloji olarak 5. Bölüm’de anlatılan DOE/NETL yönergeleri ve Avrupa Komisyonu “D2.4.3 European Best Practice Guidelines for Assessment of CO₂ Capture Technologies” (CESAR) yayınındaki temel kabuller esas alınacaktır [34].

6.1 Teknoekonomik Analiz İçin Belirlenen Çalışma Şekli

Teknoekonomik analizin doğruluğu için belirlenecek senaryoların gerçeğe uyarlanabilir ölçeklerde olması gerekmektedir. Senaryoların belirlenmesinde ticari anlamda geliştirilmesi mümkün kapasiteler ve ölçeklendirilme ile hesapların doğruluğunu etkileyecek farklar oluşturmayacak kapasiteler gözetilmiştir.

Teknoekonomik analize dahil edilecek tesislerin, proses tasarımları literatürde mevcuttur. Proses akış diagramları DOE/NETL literatüründe ve IECM yazılımından elde edilmiştir. CCS teknolojisine sahip olmayan, pülverize kömür tesislerinin proses tasarımları Carnegie Mellon Üniversitesi tarafından geliştirilen Integrated Environmental Control Model (IECM) programı yardımı ile detaylı bir şekilde yapılabilmektedir. Dolaşımli akışkan yatakta yanma tesislerine ilişkin tasarımlar literatürde mevcut olup, ticari olarak da kullanılmaktadırlar. Basınçlandırılmış oksi yanma şartları için tasarımlarda literatürden yararlanılmıştır. Tüm senaryolar için uygun tasarımlar belirlenip, gereken ekipmanlar alt sistemler olarak listelenmiştir.

Belirlenen kapasiteler için tesis performans verileri elde edilmiştir. Tesis performans verilerinden brüt güç, parazit yükler, kömür akış debisi, uçucu ve taban kül miktarı gibi veriler ölçeklendirme metodolojisinin temelini oluşturduğundan belirlenmeleri çalışma için büyük önem arz etmektedir.

Ekonomik analizlerde DOE/NETL de belirtilen hesaplama metodu kullanılmıştır. DOE/NETL tarafından yayımlanmış «Power Plant Cost Estimation Methodology: Quality Guidelines for Energy Systems Studies» (2011) isimli çalışmadaki maliyet tahmin metodolojisi ve Worley Parsons mühendislik şirketince «Cost and Performance for Low Rank Pulverized Coal Oxycombustion Energy Plants» (2010) adlı raporda oluşturulmuş fiyat veri tabanı literatürdeki bir çok teknoekonomik analize kaynaklık etmiştir ve bu çalışmada da temel alınmıştır. Ek olarak pulverize kömür teknolojisine ilişkin maliyetler Carnegie Mellon Üniversitesi'nce oluşturulmuş Integrated Environmental Control Model (IECM) isimli yazılım paketiyle, istenen şartlarda elde edilebilmektedir. DOE/NETL'in veri sağlamadığı noktalarda Rubin vd.'nin çalışmalarından kabuller yapılmıştır [27].

Teknoekonomik analizler için belirtilen yönergelerde en önemli veri olarak proses ekipman maliyeti (PEC) gösterilmiştir. PEC, tesisin en önemli maliyeti olup hesaplamalarında, literatür ve satıcı verilerinin azlığından dolayı sapmalar olmaktadır [28]. Proses ekipman maliyetleri; literatürden araştırılarak, ekipman hesaplama yöntemleri kullanılarak ve üreticilerle irtibata geçerek elde edilecektir. Proses ekipman maliyetinin hesaplanmasının üzerine DOE/NETL'de belirlenen kalemlerin hesapları Çizelge 6.1'de belirtildiği şekilde yapılacaktır.

Çizelge 6.1: DOE/NETL ve diğer yönergelere göre sermaye giderlerinin hesaplama yöntemlerinin özeti [27].

Sermaye Giderleri	Hesaplama metodu
Proses ekipmanlarının maliyeti (PEC)	Literatür, satıcı verisi ve tasarımsal hesaplama yöntemleri ile hesaplanacaktır.
Destek üniteleri	PEC'in %5-20'si
İşçilik ücretleri	50 haftalık çalışmaya göre IECM'den elde edilecektir.
BEC	Yukarıdakilerin toplamı.

Çizelge 6.1 (devam): DOE/NETL ve diğer yönergelerle göre sermaye giderlerinin hesaplama yönteminin özeti [27].

Sermaye Giderleri	Hesaplama metodu
Mühendislik hizmetleri	BEC'in %10'u alınacaktır.
EPC	Yukarıdakilerin toplamı.
Proses beklenmedik giderleri	AACE'de belirlenen ölçüte ve prosese göre BEC üzerinden hesaplanacaktır
Proje beklenmedik giderleri	AACE'de belirlenen ölçüte ve prosese göre BEC veya EPC üzerinden hesaplanabilir.
TPC	Yukarıdakilerin toplamı.
İşveren Maliyetleri	TPC'nin %7 ile 15'i arası alınabilir. Ancak detaylı hesaplamaları 5. Bölümde verilmiştir.
TOC	Yukarıdakilerin toplamı.
TASC	İnşaat esnasındaki faiz etkisiyle hesaplama metodu DOE/NETL raporunda açıklanmıştır.

Prosesle ait ekipmanların maliyeti literatürde ekipmanın kurulum işçiliği, materyal ve destek için inşa edilecek üniterlerden bağımsız olarak verilebilmektedir. DOE/NETL metodolojisiindeki yalın inşa maliyeti kalemi, bu maliyetlerin toplamını içermelidir. Hesaplamalar yalın inşa maliyeti kalemi üzerinden yürütülmüştür.

İşletme ve bakım giderlerinin hesaplama yöntemleri DOE/NETL tarafından yayımlanmış teknoekonomik analiz rehberinde olduğu şekilde Çizelge 6.2'de özetlenmiştir.

Çizelge 6.2: İşletme ve bakım giderlerinin hesaplanması [27].

İşletme giderleri	Hesaplama yöntemi
İşletme işçiliği	DOE tarafından yıllık, saat başına 34.65 dolar olarak belirtilmiştir. Bölgesel olarak değişiklik gösterecektir.
Bakım İşçiliği	Bakım maliyetinin %40'ı olarak belirtilmiştir.
Yönetim ve destek işçilik ücretleri	İşletme ve bakım işçiliğinin %25'i seviyesinde hesaplanır

Çizelge 6.2 (devam): İşletme ve bakım giderlerinin hesaplanması [27].

İşletme giderleri	Hesaplama yöntemi
Bakım malzemeleri	TPC üzerinden PC tesisler için %1.5 olarak hesaplanır.
Sigorta	TPC'nin %2'si olarak hesaplanır.
Sabit İşletme Giderleri	Yukarıdakilerin toplamı.
Yakıt	Tesis kütle-enerji dengesine göre belirlenecek miktara göre üreticilerden elde edilecektir.
Diğer kimyasallar	Tesis kütle-enerji dengesine göre belirlenecek miktara göre üreticilerden elde edilecektir.
Atık bertarafı	IEAGHG'nin yayınladığı yönergeye göre hesaplanacaktır.
CO ₂ Depolama/taşıma	Ton başına 10 Euro olarak kabul edilebilir. Prosese göre değişiklik gösterecektir ancak karşılaştırmalar için ayrı olarak ele alınabilir.

Senaryoların tamamı için yukarıdaki kalemlerin hesaplamaları yapıldıktan sonra Bölüm 5.3'te belirtilen formüller ile performans indikatörleri hesaplanacaktır. Ek olarak tesislerin iktisadi ömürleri boyunca oluşturacakları gelirlerin analizleri Bölüm 5.4'teki karlılık analizi esasıyla hesaplanıp nakit akış diagramları ortaya çıkarılacaktır. Aynı bazda yapılan hesaplamalarla tesislerin verim ve maliyetlerde, kazan, yanma şartları ve CCS teknolojileri gibi etkiler kıyaslanabilecektir.

6.2 Teknoekonomik Analiz İçin Belirlenen Çalışma Senaryoları

Bu çalışmada, teknoekonomik analizi yapılacak olan senaryolar aşağıdaki Çizelge 6.3'te belirtilmiştir. Çalışmada kullanılmak üzere 2 tip kazan teknolojisi seçilmiş ve farklı kapasite ve oksitleyiciler belirlenmiştir. Temel oluşturması adına iki kazan tipi için de hava yakmalı senaryolar eklenmiştir. Oksi yanma prosesinin etkisinin kıyaslanabilmesi için hava yakmalı senaryolar da göz önüne alınmıştır. Bütün senaryolarda buhar rejimi süper kritik seçilmiştir.

Çizelge 6.3: Teknoekonmik analiz çalışması için belirlenen senaryolar.

Senaryo No.	Kazan tipi	CO ₂ Tutma	Basınç	Yanma Atmosferi
1	Süper Kritik Pülvarize	-	Atmosferik	Hava
2	Süper Kritik Pülvarize	Oksi Yanma	Atmosferik	CO ₂ /O ₂
3	Süper Kritik DAY	-	Atmosferik	Hava
4	Süper Kritik DAY	Oksi Yanma	Atmosferik	CO ₂ /O ₂
5	Süper Kritik DAY	Oksi Yanma	Basınçlı	CO ₂ /O ₂

Çizelge 6.3'te belirtilen tüm senaryolar 150 MW_{e,net} ve 400 MW_{e,net} kapasitelerinde incelenmek üzere tasarlanacaktır. Kapasite seçimlerinde belirlenen değerler mevcut teknolojilerle veya yakın gelecekte inşa edilebilmesi mümkün kazan kapasiteleri gözeticilerle belirlenmiştir.

Çalışmada yerli kömürlerin kullanım durumlarının incelenmesi amacıyla senaryolarda kullanılacak yakıt olarak Bursa Orhaneli bölgesinden elde edilen kömür tercih edilmiştir. Kömürün yapısındaki elementlerin oranları ve ısı değerleri tasarım aşamasında kullanılacak baca gazı temizliği teknolojilerinin belirlenmesinde ve kütle-enerji akış diyagramlarında önemli rol oynayacaktır. Örneğin içerdiği yüksek miktarda kükürt sebebiyle oksi yanma tesis tasarımı yaş baca gazı kükürt dioksit giderme teknolojisinin kullanımını gerektirmektedir. Çizelge 6.4'te Orhaneli linyit kömürü için gerçekleştirilmiş kısa ve elemental analiz sonuçları verilmiştir. Kömür analiz sonuçları TÜBİTAK MAM Enerji Enstitüsü'nde gerçekleştirilmiş analizlerden elde edilmiştir.

Çizelge 6.4: Orhaneli Kömürü için kısa ve elemental analiz sonuçları.

Kısa analiz	Kuru baz (%)	Yaş baz (%)
Nem	0.00	36.16
Kül	10.50	6.70
Uçucu madde	47.09	30.06
Sabit karbon	42.41	27.08
Toplam	100	100
Elemental Analiz		
Karbon	68.46	43.70
Hidrojen	4.58	2.92
Azot	0.92	0.59
Kükürt	3.51	2.24
Kül	10.50	6.71
Nem	0.00	36.16
Oksijen	12.03	7.68
Isıl Değer(kcal/kg) (HHV-LHV)	5887-6134	3559-3916

6.3 Teknik Varsayımlar ve Limitasyon

Yakıt fiyatı, bir enerji santralinin maliyet analizinde en önemli rol oynayan parametrelerden biridir. Tesiste kullanılacak yakıtın kalitesi, tesisin maliyeti ve performansı üzerinde önemli bir etkiye sahiptir. Tesisin tasarımı kullanılacak yakıtın türüne göre yapılırken yakıt içeriği ise tesisin boyutlandırılması, gerekli ekipman ve proseslerin seçimi için en önemli parametrelerdendir. Kazanın çalışma şartları, yakıtın ısı değerine istinaden belirlenmektedir. Yakıtın ısı değerinin arzu edilen düzeyde olmaması durumunda, yanmaya yardımcı ek malzemeler sisteme beslenir fakat bu durumun işletme maliyetleri üzerinde olumsuz bir etkisi olacağı kuvvetle muhtemeldir [35].

Oksiyanma tesislerinde kullanılacak yakıtın özelliğine göre oluşan baca gazı içeriği değişkenlik göstermektedir. Bu nedenle kullanılacak yakıtı göre tesiste, oluşan baca gazının işleyecek alt ekipmanların yapısında değişiklikler gözlemlenmektedir. Özetle,

yakıt türüne göre alt ekipmanların işlevi ve boyutu belirlenmektedir. Örneğin, yakıt içeriğindeki kükürt miktarına göre SO_x giderme üniteleri belirlenmesi durumunda; yakıtta ağırlıkça %1.5 üzerinde kükürt varsa SDA (Spray Dry Absorber)'ya alternatif olarak wet-FGD (flue gas desulphurization) birimi tercih edilmektedir. [36] Buna ek olarak, yakıtın kükürt içeriğinin yüksek olması, kükürt giderme ünitesinin birim maliyetini de düşürmektedir [35].

Tesise eklenecek baca gazı temizleme üniteleri (katı partikül filtreleri, desülfirizasyon ünitesi, DeNO_x üniteleri gibi), CO₂ tutma ünitesinin maliyetini ve çalışma kapasitesini etkiler [27].

Tesis maliyeti ASU, yakıt türü (kullanılacak kömür tipi), baca gazı temizleme üniteleri, tesiste kullanılacak yanma sistemi ve tercih edilen konfigürasyona bağlı olarak değişmektedir [37]. Oksiyanma tesislerinde alt ekipmanların tasarımları ve boyutlandırılması kütle denklikleri ile belirlenmektedir [12].

Karbondioksit tutma ünitesi içeren enerji tesislerine ilişkin maliyet hesaplamaları yapılırken, tesis yapısından bağımsız olarak sabit kabul edilebilecek birtakım ekonomik ve tesisin yerleşim yerine bağlı olan parametreler bulunmaktadır. Bu parametrelerin literatürdeki benzer çalışmalardan örnek alınarak seçilmesi ve tesisin bulunduğu yere uyarlanması gerekmektedir. Bu parametrelere örnek olarak faiz oranları, baz yıl, işçilik, yakıt fiyatları gibi ekonomik; rakım, yıllık ortalama hava sıcaklığı, soğutma suyu sıcaklığı gibi çevresel parametreler örnek verilebilir [39]. Bu çalışmada kullanılacak parametreler DOE/NETL tarafından yayınlanan rapora göre belirlenmiş ve yakıt fiyatı ile çevresel özellikler gibi parametreler Türkiye koşulları için uyarlanmıştır. Çalışmanın kapsamında karbondioksitin tesis düzeyinde baca gazından ayrıştırılması ve tutulması ilişkin maliyet analizi yürütülmüştür. Tutulan karbondioksitin taşınımı, depolanması ve ekonomik değerlendirilmesi çalışmanın kapsamı dışındadır.

6.4 Finansal Varsayımlar

Kapasite faktörünün tanımı “bir yıl içinde tesisin elde ettiği güç çıktısının, tam kapasite çalışması durumunda elde edeceği güç çıktısına oranı” şeklinde literatürde belirtilmiştir. Kapasite faktörü bu çalışma için %85 alınmış olup kapasite faktörü belirlenirken tesiste yıl boyunca (8760 saat) meydana gelen planlı ya da zorunlu

kesintileri göz önüne alarak belirlenir. Bu faktör hammadde, değişken olan işletme ve bakım, kullanılan yakıtlar ve yan ürünlerin akış hızı maliyetlerine uygulanmaktadır [34].

Literatürde tesisin ekonomik ömrü, tesisin çalışabileceği süre olarak tanımlanmaktadır. İndirgenmiş Nakit Akışı modeli için gerçekleşme süresi, tesisin ekonomik ömrü ve sermaye harcama döneminin (capital expenditure period) toplamıdır [36]. Çalışma için tesisin ekonomik ömrü 30 yıl alınmıştır.

Yardımcı ekipmanlar için gerekli buhar ve elektrik yük faktörleri Çizelge 6.5'te verilmiştir. Yük faktörleri brüt güç ile net güç arasındaki farkın hesaplanmasında kullanılacaktır.

Çizelge 6.5: Yardımcı ekipmanlara ait güç tüketim faktörleri [34].

Yardımcı ekipmanlar	Yük faktörleri
Kömür kırıcı	0.5 kW _e /(ton/sa-kömür akış hızı)
ASU elektrik	25.91 kW _e /(molO ₂ /s)(230 kW _h /ton O ₂)
ASU buhar	4.7388 * 10 ⁻⁴ kg buhar/mol O ₂
Yatak içi enjeksiyon ve kuru BG kükürt giderme sorbent taşıma	20 kW _e /(kg/s sorbent akış hızı)
Kül taşıma (fabric filter)	106.3 kW _e / (kg/sn uzaklaştırılan kül)
Kül Giderimi (fabric filtreden)	17.44 kW _e / (kg/sn uzaklaştırılan kül)
Islak BG kükürt giderme yardımcı yükler	1250 kW _e /(kg/s SO ₂)
Islak BG kükürt giderme sorbenti taşıma ve hazırlama	163.73 kW _e ((kg/s dolomit)
Oksiyanma CO ₂ sıkıştırma	19.49 kW _e / mol/s tutulan CO ₂

Enerji sektöründe santrallerin yatırım maliyeti hesaplanırken kullanılan ve global olarak da kabul görmüş finansal varsayımlar Çizelge 6.6'da verilmiştir. Söz konusu çizelge dünya genelinde enerji santrallerinin yatırım maliyetlerinin hesaplanmasında genel olarak kullanılsa da, santralin kurulacağı ülke ve/veya projenin içeriğine göre bazı farklılıklar oluşmaktadır. Global finansal varsayımların yanısıra, Türkiye'nin

finansal yapısı ve piyasa fiyatlarına göre vergi ve faiz yüzdeleri, sarf malzeme ve işgücü maliyeti gibi alt kalemlerde de bu çalışmada kullanılmıştır.

Sermaye harcamalarının yapıldığı ilk yıl baz yıl olarak isimlendirilmektedir. Sermaye harcamalarının önemli bir bölümü (yaklaşık %10'u) baz yıl içinde yapılır ve İndirgenmiş Nakit Akışı hesaplamalarında baz yıl temel alınır. Bu çalışmada baz yıl 2020 olarak seçilmiştir.

Çizelge 6.6: Global finansal varsayımlar [34].

Parametreler	Değerler
Gelir vergisi oranı(ITR)	%38
Sermaye amortismanı (CD)	20 yıl, %150 azalan bakiyeler yöntemi (DB)
Borç finansmanı türü	Rücu dışı (borcu güvence altına alan teminat, projenin gerçek varlıkları ile limitli)
Borcun geri ödenme süresi	15 yıl
Sermaye harcama dönemi	5 yıl (kömür bazlı santraller için)
Faaliyet süresi	30 yıl
Ekonomik analiz periyodu (IRROE için)	35 yıl (sermaye harcama dönemi ile faaliyet süresi toplamı)
Sermaye harcama döneminde sermaye maliyetinin artması (nominal yıllık oran)	%3.6
Toplam gecelik sermayenin sermaye harcama dönemi boyunca dağılımı (eskalasyondan önce)	5 yıllık periyot: %10, %30, %25, %20, %15
Değer kaybeden toplam gecelik sermayenin yüzdesi	%100
COE (gelir), işletme ve bakım maliyetleri, yakıt maliyetleri (nominal yıllık oran) eskalasyonu	%3.0

Çalışmada kullanılan önemli ekonomik kabuller (varsayımlar) Çizelge 6.6'da verilmiştir. Öz kaynak %55, sermaye yapısı ise %45 borç olacak şekilde kabul edilmiş

olup uzun vadeli borçlanma için finansman faiz oranı %5.5 olarak alınmıştır. Eskalasyon faktörü ise %3 (yıllık) alınmıştır. Eskalasyon kavramı, enflasyondan farklı olarak belirli bir hizmet ya da ürün için politik unsurlar ve arz-talep dengesi vb. sebeplerle oluşan belirli bir artış olarak tanımlanabilir. Eskalasyon faktörü buhar, yakıt ve elektrik fiyatlarında ve O&M maliyetlerinde tesisin ticari olarak işletilmeye başlanmasından itibaren uygulanmıştır. Eskalasyon faktörü inşaat dönemi için göz önünde bulundurulmamıştır.

Çizelge 6.7: Temel alınan finansal varsayımlar [32].

Parametre	Varsayılan Değer
Kapasite faktörü	%85
Sermaye harcama dönemi	5 yıl
Tesis ekonomik ömrü	30 yıl
İnşaat başlama süresi – Baz yıl	2020
Tesis inşaat süresi	5 yıl
Sermaye maliyet artışı	%3.6
Gelir vergisi oranı	%35
Amortisman dönemi	20 yıl
İşletme sermayesi	0
Artış oranı (işletme bakım maliyeti, O&M, yakıt maliyeti, elektrik fiyatı –COE)	%3
Borç oranı	%45
Öz kaynak oranı	%55
Borç geri ödeme periyodu	15 yıl
Yıllık indirim oranı	%10
İşletme ömrü sonunda tesis değeri	0
Borç faizi	%5.5
Orhaneli kömür fiyatı	60 \$/ton
Buhar satış fiyatı	5 \$/ton

Bir santralde elektrik satışı yan ürün, buhar veya CO₂ satışından elde edilebilir. Çalışmada, santral gelirlerinin kaynağının elektrik ve buhar satışları olduğu kabul edilmiştir. Santralden elde edilebilecek yan ürünlerin satışı değişken olduğu için (pazara göre), yan ürünlerden elde edilebilecek olan kazançlar hesaplamalara dahil edilmemiştir. CO₂'nin ürün olarak satışı, CO₂'nin saflığına bağlı olarak değişmektedir.

6.4.1 Ölçeklendirme metodolojisi

Teknoekonomik analiz çalışmaları yürütülürken literatür, üretici ve yayınlar gibi kaynaklardan derlenen fiyat verileri farklı kapasitelerdeki ekipmanlara ait olabilmektedir. Literatürde bulunan, farklı kapasiteler için gerçekleştirilmiş teknoekonomik analiz çalışmaları, referans ekipmanların çalışmada tasarlanan güç çıktısına ölçeklendirilmesi vasıtası ile yürütülür. Buna göre referans olarak kapasite olarak bilimsel açıdan mümkün, tasarım olarak yapılacak çalışmaya uyumlu ve ekipman maliyetleri hesaplanmış tesis örneklerinin literatürdeki verileri kullanılarak, farklı güç çıktıları için fiyat tahmin metodolojisi yürütülebilmektedir.

Amerikan Enerji Bakanlığı'nın NETL birimi tarafından yayınlanmış "Capital Cost Scaling Methodology" raporunun üçüncü ve dördüncü revizyonu; pülverize veya dolaşımli akışkan yataklı enerji sistemlerinin ölçeklendirilmesi için gerekli metodoloji ve verileri bir araya toplamıştır.

Tesisin farklı güç çıktılarına istinaden ölçeklendirilmesi ekipman başına gerçekleştirilmektedir. Tesislerde bulunacak alt sistemler ve alt sistemleri oluşturan ekipmanlar görevlerine göre raporda gruplandırılmıştır. Ekipmanların ölçeklendirilmesinde kullanılacak değişkenler ekipman tipine göre değişmektedir. Bunlar debi, boyut, enerji çıktısı gibi tesis kapasitesinde belirleyici rol oynayan ekipman değişkenlerdir. Bu çalışmada gerçekleştirilecek ölçeklendirme hesaplamalarında bu değişkenlere ilişkin ölçeklendirme parametreleri raporda verildikleri haliyle EK-A'da ifade edilmiştir.

Ekipmanların ölçeklendirilmesinde kullanılacak temel formül, NETL ölçeklendirme raporunda denklem 6.1'deki şekilde ifade edilmiştir. Ölçeklendirilen ekipman türüne bağlı olarak birden fazla üstel katsayı içeren denklemler de kullanılabilmektedir.

$$SC = RC * \left(\frac{SP}{RP}\right)^{Exp} \quad (6.1)$$

Bu denklemde RC, bilinen bir kapasitedeki refereans maliyeti, RP hesaplamada kullanılacak ölçeklendirme parametresinin bilinen ölçekteki değerini, SP aynı parametrenin ölçeklendirilmiş senaryo için olan değerini ve SC ise ölçeklendirilmiş maliyeti ifade eder. Bu denklemdeki “exp” üstel katsayısı ekipmanlara göre değişiklik göstermektedir. EK-A’da verilen bu katsayıların hesaplanması, NETL raporunda Denklem 6.2’deki formüle istinaden gerçekleştirilmiştir.

$$Exp = \frac{\ln\left(\frac{RC_1}{RC_2}\right)}{\ln\left(\frac{RP_1}{RP_2}\right)} \quad (6.2)$$

Bu denklemde RC değerleri üreticiler tarafından sağlanmış, farklı kapasitelerde referans ekipman maliyetlerini, RP değerleri ise bu kapasitelerdeki ölçeklenen parametreleri ifade etmektedir. Bu formülden elde edilen üstel katsayısı kullanılırken benzer teknolojilerin kullanılması, verilerin doğruluğu için önem arz etmektedir [38]. Pülverize kazan ve dolaşımli akışkan yataklı kazanlar için DOE/NETL literatüründe mevcut referans fiyatlandırmalar çalışmada kullanılmaya uygundur.

6.4.2 Kimya mühendisliği tesis maliyet endeksi (CEPCI)

Tesis maliyetlerinin hesaplanmasında daha önce fiyatlandırılması yapılmış ekipmanlara ilişkin veriler referans alınabilmektedir. Referans alınan fiyatların oluşturulma tarihlerinin belirtilmiş olması gerekmektedir. Fiyatın oluşturulduğu yıl ile çalışmanın yapılacağı dönem arasındaki enflasyon, teknolojik ve siyasi gelişmeler gibi birçok değişken sebebiyle baz alınan yıldaki maliyet ile güncel değer arasında farklar oluşmaktadır. Fiyatın oluşturulduğu dönem ile planlanan tesisin inşa yılı arasında büyük farklılıklar bulunması tesis fiyatının doğruluğunu önemli ölçüde yanılgıya uğratar. Aynı zamanda karşılaştırılması yapılacak iki ekipman fiyatının da farklı yıllara istinaden derlenmemiş olması gerekmektedir.

Kimya mühendisliğinde oluşturulacak tesis modellemelerindeki fiyatların yıllar içindeki değişiminin gözetilmesi için Kimya Mühendisliği Tesis Maliyet Endeksi (CEPCI) kullanılmaktadır. “Chemical Engineering: Essentials for the CPI Professional” dergisi tarafından her ay ve her yıl ortalaması olarak yayınlanan CEPCI katsayısı ile farklı yıllara ilişkin belirtilmiş ekipman fiyatlarının aynı yıla ölçeklendirilmesi mümkündür. Ölçeklendirme için ekipman fiyatının belirtildiği yıla

ait CEPCI katsayısı ve güncel katsayının bilinmesi gerekmektedir. Çizelge 6.8’de literatürden elde edilmiş bazı yıllara ilişkin CEPCI verileri gösterilmiştir.

Çizelge 6.8: Kaynaklarda kullanılan bazı yıllara ilişkin CEPCI verileri [39].

Yıl	2007	2017	2018	2019
CEPCI	525.4	567.5	603.1	607.5

Çizelgede 2007 yılına ilişkin veriler, DOE literatüründe belirtilmiş fiyatlar 2007 bazında olduğundan belirtilmiştir. IECM programında oluşturulan veriler ise 2017 yılı baz dolar fiyatıdır. 2018 ve 2019’a ilişkin veriler de yılsonunda raporlanmış değerlerdir. Çalışmada kullanılan değerler kıyaslamanın aynı yıllarda olması gerektiğinden ve 2017-19 arası değişimin etkisinin fazla olmamasından dolayı 2017 yılı fiyatlarına sabitlenmiştir.



7. TEKNOEKONOMİK ANALİZİN SENARYOLAR İÇİN UYGULANMASI

Teknoekonomik analiz için gerekli iki maliyet kalemi olan sermaye ve işletme giderleri için tesis konfigürasyonunun belirlenmesi ilk adımdır. Belirlenecek tesis konfigürasyonu, tesisin kullanacağı teknolojiye, proseslere ve kapasitesine göre değişiklik gösterecektir. Tesis konfigürasyonları, kullanılacak ekipman türü, boyutları, kütle dengeleri gibi değişkenler ile ekonomik modeli etkileyecektir.

Senaryolar için gerekli ekipman liste ve fiyatlandırmaları teknoekonomik analizin temelini oluşturmaktadır. Fiyatlandırma bilgisi kimya mühendisliği tasarım kitaplarında bulunan formülizasyonlar, üretici yayınları ve daha önce yürütülmüş çalışmalardan elde edilebilse de bu konudaki bilgi kısıtlı durumdadır. DOE/NETL tarafından yayımlanmış “Cost and Performance for Low Rank Pulverized Coal Oxycombustion Energy Plants” ve “Advancing Oxycombustion Technology for Bituminous Coal Power Plants: An R&D Guide” isimli raporlarında derlenen ekipman fiyat bilgileri, literatürdeki bir çok teknoekonomik analizde de temel alınmıştır. İşletme maliyetlerine dair bilgiler daha yaygın olarak bulunabildiğinden yakıt, işçilik ücretleri ve bakım maliyetleri gibi kalemler projenin konumuna göre hesaplanabilmektedir.

Çizelge 6.3’te verilmiş tesis konfigürasyon senaryolarının $150\text{MW}_{\text{e,net}}$ ve $400\text{MW}_{\text{e,net}}$ kapasitelerine ilişkin teknoekonomik analiz çalışması, 5. Bölüm’de oluşturulmuş model, kabul ve katsayılar kullanılarak yürütülmüştür. Senaryolarda kullanılacak tesis konfigürasyonları “Cost and Performance for Low Rank Pulverized Coal Oxycombustion Energy Plants” ve “Advancing Oxycombustion Technology for Bituminous Coal Power Plants: An R&D Guide” isimli DOE raporlarından elde edilmiştir. Tesisi oluşturan ekipmanlar blokları, görev dağılıma göre, alt sistemler başlıkları altında toplanmış ve literatürdeki fiyatlandırmaları belirtilmiştir. Ekipman fiyatlandırmalarında, farklı kapasiteler sermaye maliyetlerini etkilerken; kütle ve enerji denkliliklerindeki değişimler işletme maliyetlerinde daha etkilidir. Ekipman fiyatlarının bu çalışmadaki kapasite, yakıt ve ülkeye bağlı ekonomik koşullara göre ölçeklenmesinde DOE/NETL tarafından yayınlanan $550\text{MW}_{\text{e,net}}$ referans

fiyatlandırma çalışması, Carnegie Mellon Üniversitesi'nin geliştirdiği IECM yazılımı kullanılmıştır. IECM yazılımı, pulverize kömür tesislerini modellemedeki kullanışlılığı ve EPRI literatüründeki fiyatlandırma metodolojisi üzerinden detaylı sonuçlar üretebilmesi sebebiyle senaryo 1 ve 2'de temel alınan metottur. Ekipman fiyatlandırma aşamasıyla birlikte sermaye maliyetleri elde edilebilecek olup, kütle denklilikleri işletme maliyetlerinin hesaplanmasında doğrudan rol oynayacaktır. Sermaye ve işletme maliyetlerinin ekonomik fizibiliteleri için nakit akış diyagramları oluşturulup, işveren maliyetlerinin uzun vadedeki hali bazında kıyaslamalar yapılarak basınçlı oksijen yanma sistemlerinin mevcut pulverize ve dolaşımli akışkan yatak teknolojileriyle kıyaslaması elde edilecektir.

7.1 Pülverize Kazan Teknolojisine Sahip 1 ve 2 Numaralı Senaryolar Üzerine Teknoekonomik Analiz Çalışması

1 ve 2 numaralı senaryolarda Orhaneli linyitin ve atmosferik kazan basıncında süperkritik pülverize kömür teknolojisi kullanılarak yakılması durumu incelenmiştir. Hava yakmalı pülverize kömür teknolojisi en yaygın kullanım şekli olduğundan ekonomik kıyaslamalarda baz oluşturması amacıyla 1 numaralı senaryo oluşturulmuştur. Bu tesislerin oksijen yanma teknolojisi kullanılarak inşa edilmesi durumunda oluşan maliyetlerin kıyaslanması için de 2 numaralı, pülverize kazanda oksijen yanma durumu senaryosu oluşturulmuştur.

1 numaralı senaryoda kömür, süperkritik buhar rejiminde çalışan pülverize kömür kazanında hava ile yakılmaktadır. Tesiste herhangi bir karbondioksit tutma teknolojisi kullanılmamaktadır. Kükürt atıklarının giderimi için ayrı FGD ünitesi ve partikül atıklar için torba filtreler senaryoya dahildir. Baca gazından karbondioksit tutumu ve depolanması için herhangi bir proses senaryoda mevcut değildir.

2 numaralı senaryoda, kömür yine süperkritik buhar üreten bir pülverize kömür kazanında yakılmaktadır fakat oksijen yanma teknolojisi kullanılmaktadır. Yanma atmosferinin ağırlıklı olarak O_2/CO_2 karışımından oluşması için tesise hava ayırma ünitesi ve kazan içine baca gazı geri dönüşüm sistemlerinin eklenmesi gerekmektedir. Kazandan elde edilecek yüksek karbondioksit konsantrasyonlu baca gazının tutulması ve sıkıştırılması için karbondioksit işleme ünitesi tesise eklenmelidir.

Pülvarize kazan içeren senaryolarda temel alınan ve DOE/NETL tarafından yayınlanan 550 MW_{e,net} referans fiyatlandırma çalışmasında kullanılan Montana Rosebud PRB kömürünün kuru bazda kısa ve elemental analiz sonuçları Çizelge 7.1’de belirtilmiştir.

Çizelge 7.1: Montana Rosebud PRB, Western Energy Coal Mine, kömür analizleri [40].

Kısa analiz	Kuru baz (%)	Yaş baz (%)
Nem	0.00	25.77
Kül	11.04	8.19
Uçucu madde	40.87	30.34
Sabit karbon	48.09	35.70
Toplam	100	100
Elemental Analiz		
Karbon	67.45	50.07
Hidrojen	4.56	3.38
Azot	0.96	0.71
Kükürt	0.98	0.73
Kül	11.04	8.20
Nem	0.00	25.77
Oksijen	15 yıl	11.14

7.1.1 Pülverize kazan teknolojinin sahip senaryolar için ekipman listesi

Tesis senaryolarında bulunabilecek alt sistemler ve alt sistemlerin açıklamaları Çizelge 7.2’de toplanmıştır. Senaryolara göre alt sistemlerin bulunup bulunmayacağı tasarım aşamasında belirtilecektir. Örneğin oksijen-yanma teknolojisine sahip olmayan bir tesis için hava ayırma ünitesi bulunmayacağından, maliyet hesaplarına katılmayacaktır. DOE/NETL tarafından oluşturulmuş bu isimlendirme pülverize, akışkan yatak, doğal gaz türbini, gazlaştırma ve yanma sonrası karbondioksit tutma gibi enerji üretilen bütün tesis tiplerini kapsadığından alt sistemlerin bir kısmı, bazı uygulamalar için maliyet getirmemektedir. Örneğin, rapordaki gaz türbin maliyetlerini içeren Alt Sistem 5, burada Çizelge 7.2’ye dahil edilmemiştir. AS6’da verilen karbondioksit tutma prosesleri ise amin bazlı bir sistemin maliyetleri için kullanıldığından oksijen yanmaya

ilişkin maliyetler literatürde AS3 ve 4'e dahil edilerek sunulmuştur. Ölçeklendirme çalışması yapıp, IECM ile modelleme yapıldığında son olarak elde edile yalın inşa maliyetlerinin birbirini doğruladığı görülmüştür.

Çizelge 7.2: Pülverize kazan kullanan senaryolar için gerekli alt sistem listesi ve açıklamaları.

Alt Sistem Kodu	Alt sistem	Açıklama
AS1	Yakıt ve sorbent idaresi	Kömür teslim alımı ve boşaltımı Kömür yığılı ve düzenlenmesi Kömür taşıyıcı bantlar Diğer araçlar Sorbent teslim alımı ve boşaltımı Sorbent yığılı ve düzenlenmesi Sorbent taşıyıcı bantlar Yakıt ve sorbent idare yapı temelleri
AS2	Yakıt hazırlık ve besleme	Kömür öğütme ve kurutma Hazırlanmış kömür depolama ve besleme Kömür-su karışımı hazırlık ve beslemesi Diğer kömür hazırlık ve besleme ekipmanları Sorbent hazırlık Sorbent deplama ve besleme Sorbent enjeksiyon sistemi Destekleyici hava tedarik sistemi Kömür ve sorbent besleme yapı temelleri
AS3	Besleme suyu ve diğer su pompalama sistemleri	Besleme suyu sistemi Su tamamlama ve ön işleme Diğer besleme suyu alt sistemleri Servis suyu sistemleri Diğer kazan ünitesi sistemleri Fuel-oil ve doğal gaz besleme sistemleri Atık yönetimi Diğer enerji santrali ekipmanları

Çizelge 7.2 (devam): Pülverize kazan kullanan senaryolar için gerekli alt sistem listesi ve açıklamaları.

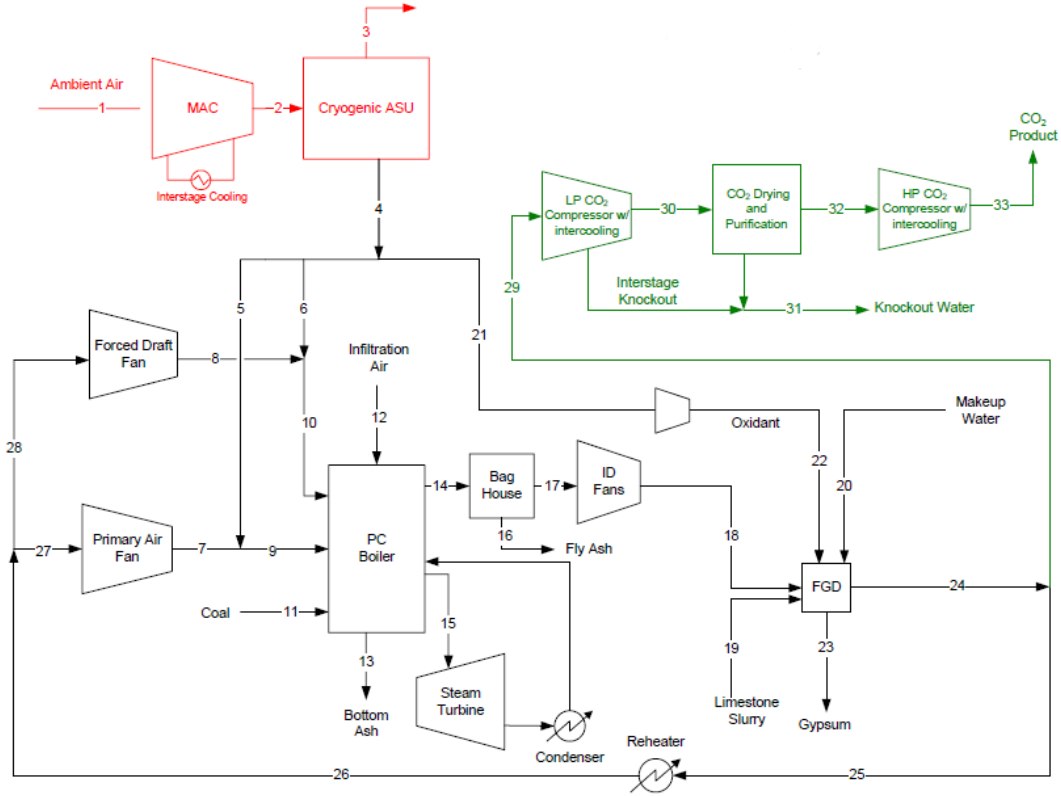
Alt Sistem Kodu	Alt sistem	Açıklama
AS4	Pülverize kazan ve aksesuarları	Pülverize Kazan Hava ayırma ünitesi ve oksidant sıkıştırma Kazan tesis denge sistemleri Birincil hava sistemi İkincil hava sistemi Ana bileşen bağlantı ve destekleri Pülverize kazan yapı temeli
AS5	Baca gazı temizliği	Absorber tank ve aksesuarları Diğer FGD Torba filtreler ve aksesuarları Partikül madde ayırma sistemleri Kireçtaşı kurutma sistemi Cıva ayırma sistemi
AS6	Karbondioksit tutma ve sıkıştırma	CO₂ kondenseri CO₂ sıkıştırma ve kurutma CO₂ boru hattı CO₂ depolama CO₂ analizleme
AS7	Buhar jeneratörü, boru bağlantı ve baca	Baca gazı geri dönüşüm ısı değiştiricisi SCR sistemi Borulama Baca HRSg, boru ve baca yapı temelleri
AS8	Buhar türbini ve yardımcı sistemler	Buhar türbini jeneratörü ve aksesuarları Türbin adası ve yardımcı sistemleri Kondenser ve yardımcı sistemleri Buhar boru hatları Türbin adası yapı temelleri

Çizelge 7.2 (devam): Pülverize kazan kullanan senaryolar için gerekli alt sistem listesi ve açıklamaları.

Alt Sistem Kodu	Alt sistem	Açıklama
AS9	Soğutma suyu sistemleri	Soğutma kuleleri Su döngüsü pompaları Su döngü sistemi yardımcı sistemleri Su döngüsü boru hatları Su tamamlama sistemleri Ekipman soğutma sistemleri Soğutma suyu sistemi yapı temelleri
AS10	Kül ve kullanılmış sorbent idaresi	Kül soğutucular Siklon altı kül vanası Uçucu kül temizlik vanası Yüksek sıcaklık kül boru hattı Diğer kül toplama ekipmanları Kül depolama siloları Kül taşıma ve besleme ekipmanı Diğer kül idare ekipmanları Kül ve tükenmiş sorbent idare yapı temelleri
AS11	Elektriksel ekipmanlar	Jeneratör ekipmanları İstasyon servis ekipmanları Şalter ve motor kontrol Elektrik kanalları ve kablo rafları Tel ve kablolar Koruyucu ekipmanlar Hazırda bekleme durumu ekipmanları Ana güç transformerleri Elektriksel ekipman yapı temelleri

Çizelge 7.2 (devam): Pülverize kazan kullanan senaryolar için gerekli alt sistem listesi ve açıklamaları.

Alt Sistem Kodu	Alt sistem	Açıklama
AS12	Enstrümentasyon ve kontrol ekipmanları	Pülverize kazan kontrol ekipmanları Buhar türbini kontrol ekipmanları Sinyal işleme ekipmanları Kontrol panelleri ve panoları Bilgisayar ekipmanları Ekipman ablo bağlantıları Diğer enstrümentasyon ve kontrol ekipmanları
AS13	Mekan ıslahı	Kurulum için fiziksel hazırlık
AS14	Bina ve diğer yapılar	Kazan binası Türbin binası Yönetim binası Su dolaşım pompaları binası Su işleme binaları Makine atölyesi Depo Diğer bina ve yapılar Atık yönetimi yapı ve binaları



Şekil 7.1 Pülverize kömür kazanına sahip, hava ayırma ve karbondioksit tutma ünitelerine sahip bir oksijen yanma tesisinin proses blok diagramı [41].

Şekil 7.1’de pülverize kömür kazanı kullanan bir oksijen yanma tesisinin proses akış diagramı verilmiştir. Karbondioksit tutma ve saflaştırma ünitesi, diagramda yeşil çizgiler ile belirtilmiştir. Kırmızı ile belirtilen ünite, sistemin oksijen yanma teknolojisini kullanması durumunda gerekli hava ayırma ünitesidir.

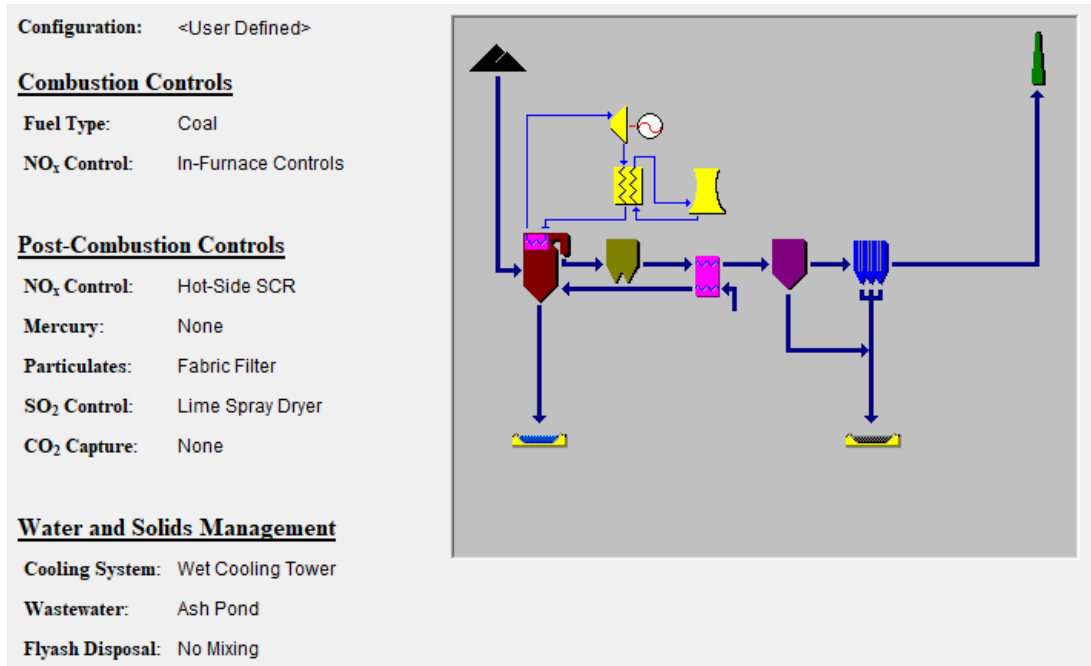
7.1.2 Pülverize kazan teknolojisine sahip senaryolar için yalnız inşaat maliyetleri

Teknoekonomik analizlerin temelini oluşturan parametrelerin başında gelen yalnız inşaat maliyetleri DOE/NETL tarafından, üreticilerden alınan veriler ile derlenerek raporlaştırılmıştır. Raporda belirtilen inşaat maliyetleri; proses ekipman maliyetleri, destek yapı ve ekipmanları ve inşaat işçilik ücretlerinin toplamından oluşmaktadır. Çizelge 6.1’de oluşturulan teknoekonomik analiz modeline göre sermaye maliyetlerinin toplamının hesaplanmasında kullanılacaklardır. Çizelge 7.3’de, NETL tarafından derlenmiş yalnız inşaat maliyetleri 550MW_{e,net} kapasiteler için belirlenmiştir.

Çizelge 7.3: Pülverize kazan teknolojisine sahip senaryolar için yalın inşa maliyetleri (550MWe,net kapasite) [40].

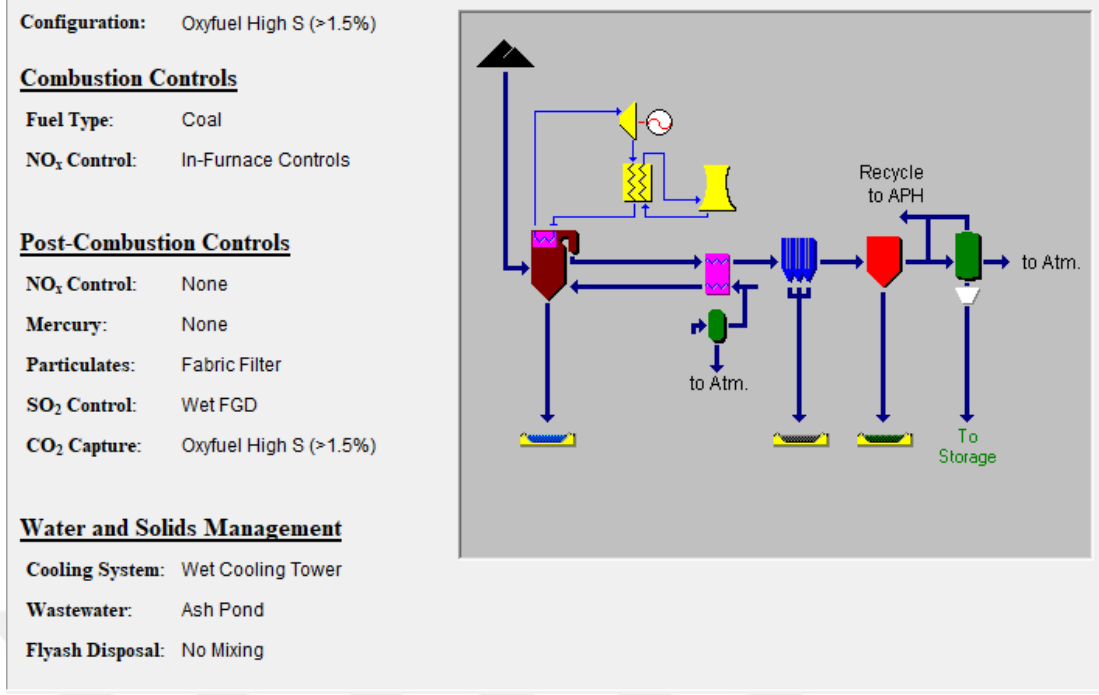
Alt sistem	S1 - Yalın İnşa Maliyetleri (\$x1000)	S2 – Yalın İnşa Maliyetleri (\$x1000)
AS1:Yakıt ve sorbent idaresi	33,434	38,414
AS2: Yakıt hazırlık ve besleme	11,567	13,394
AS3: Besleme suyu ve diğer su pompalama sistemleri	58,017	66,613
AS4: Pülverize kazan ve aksesuarları	276,655	635,336
AS5: Baca gazı temizliği	120,946	116,704
AS6: Karbondioksit tutma ve sıkıştırma	0	82,062
AS7: Buhar jeneratörü, boru bağlantı ve baca	35,979	71,508
AS8: Buhar türbini ve yardımcı sistemler	143,839	121,475
AS9: Soğutma suyu sistemleri	20,529	30,660
AS10: Kül ve kullanılmış sorbent idaresi	13,593	15,464
AS11:Elektriksel ekipmanlar	40,446	66,771
AS12: Enstrümentasyon ve kontrol ekipmanları	17,584	21,489
AS13: Mekan ıslahı	10,680	11,987
AS14: Bina ve diğer yapılar	45,478	49,708
TOPLAM (BEC)	828,747	1,341,585

Çizelge 7.3'te belirtilen referans maliyetlerin ölçeklendirilerek farklı kapasitelerdeki durumların incelenmesi mümkündür. IECM yazılımında ise ölçeklendirme işlemi, program paketi halinde sunulmuştur. Senaryo 1 ve 2'nin maliyet analizleri program vasıtası ile gerçekleştirilmiştir. Programdan elde edilen verilerin literatür ile tutarlılığının testi için programda 550MWe'lik referans tesisler de modellenip toplam yatırım maliyetleri incelenmiştir. Senaryo 1'in IECM yazılımında oluşturulmuş tesis modellemesine ait konfigürasyon ekranı Şekil 7.2'de belirtilmiştir.



Şekil 7.2: Senaryo 1 için IECM konfigürasyon ekranı.

Senaryo 2'ye ait oksijen yanma ve literatür referansı olan kriyojenik karbondioksit tutma teknolojisine sahip tesisin IECM konfigürasyon ekranı Şekil 7.3'te verilmiştir. Konfigürasyonlarda pülverize senaryoların kıyaslanabilirliği için eşdeğer ekipmanlar seçilmiştir. Orhaneli kömürünün yüksek kükürt içeriğinden dolayı IECM'de önerilerin yüksek kükürlü konfigürasyonlar seçilmiştir. SO₂ emisyonlarının önlenmesi için çin kireç taşı püskürtücü ünite ve NO₂ emisyonları için kazan içinde düşük NO_x yakıcılar ve baca gazı tarafında seçici katalitik indirgeme uygulanır.



Şekil 7.3: Senaryo 2 için IECM konfigürasyon ekranı.

Senaryoların oluşturulması için IECM programında tesisten istenen performans verileri ve kullanılacak kömürün fiyat bilgileri, elemental ve kül analizi gibi girdiler sağlanmıştır. Orhaneli kömürünün elemental ve kül analizleri TÜBİTAK Marmara Araştırma Merkezi'nden elde edilmiştir. Ardından EPRI formatında verilen IECM çıktıları elde edilmiştir. Sonuçlar Çizelge 7.4'te belirtilmiştir.

Çizelge 7.4: Senaryo 1 için tesis performansına ilişkin IECM çıktıları.

Performans Parametresi	Senaryo 1, 150 MW	Senaryo 1, 400 MW
Brüt Elektrik Çıktısı (MW)	168	440
Yakıt Girdisi (GJ/yıl)	1.033 x10 ⁷	2.706 x10 ⁷
Brüt Tesis Isıl Değeri, HHV (kJ/kWh)	8254	8254
Net Tesis Isıl Değeri, HHV (kJ/kWh)	9210	9079
Yıllık Çalışma Süresi (Saat)	7451	7451
Net Tesis Verimliliği	39.09	39.65

Çizelge 7.4 (devam): Senaryo 1 için tesis performansına ilişkin IECM çıktıları.

Performans Parametresi	Senaryo 1, 150 MW	Senaryo 1, 400 MW
Parazit Yük Değerleri		
Temel Tesis Kullanımı (MW)	5.776	15.13
Baca Tarafı SCR Kullanımı (MW)	0.6315	1.654
Torba Filtre (MW)	0.3756	0.9838
Sprey Kurutucu Kullanımı (MW)	0.7533	1.97
Soğutma Kulesi Kullanımı (MW)	2.1	5.5
Harici Sistemlerin Ürettiği Güç (MW)	7.795	14.75

Tesis elemanlarının işleyişi için gereken enerji miktarının toplamı, parazit yükler olarak Çizelge 7.4'te belirtilmiştir. Brüt güç ile net güç arasındaki, 18 ve 40 MW'lık farklar sırasıyla 150MW ve 400MW senaryoları için parazit yükler toplamıdır. Net tesis verimliliği için IECM'den hesaplanan %39'luk değerler literatürde verilen senaryolarla uyumluluk göstermektedir. Enerji çıktılarının eldesinden sonra teknoekonomik analizin temelini oluşturacak olan ekipman maliyetleri IECM'den elde edilmiştir.

Çizelge 7.5: Senaryo 1'in farklı kapasiteleri için ekipman maliyet listeleri.

Maliyet Kalemi	Brüt Güç: 168 MW 440 MW	
	Net Güç: 150 MW 400 MW	
	M\$, 2017 yılı fiyatları.	
Buhar Kazanı	94.85	210.9
Buhar Türbinleri	56.73	117.4
Kömür Yönetimi	37.47	74.94
Kül Yönetimi	7.546	11.310
Su Yönetimi	6.606	11.660
Diğer Ekipman	22.84	49.34

Çizelge 7.5 (devam): Senaryo 1'in farklı kapasiteleri için ekipman maliyet listeleri.

Maliyet Kalemi	Brüt Güç: 168 MW	440 MW
	Net Güç: 150 MW	400 MW
	M\$, 2017 yılı fiyatları.	
Base Plant Cost (Ara toplam)	226	475.5
Kazan içi NOx Engelleme	2.402	6.290
Yanma Sonrası NOx Tutma	6.842	12.770
Partikül Madde Tutma	10.46	19.24
SO2 Tutma	26.920	45.83
ASU/CO2 Tutma, Taşıma ve Depolama	0	0
Soğutma Kulesi	9.525	25.110
Proses Ekipmanları Maliyeti (PFC)	282,2	584,7

IECM yazılımından elde edilen ekipman maliyetlerinin toplamı, programda kullanılan EPRI fiyatlandırma metodolojisine göre proses ekipmanları maliyeti kaleminde toplanmıştır. Bu kaleme %10 montaj ve inşa bedeli eklenerek DOE/NETL'in yayımladığı ve bu projede baz alınan metodolojideki yalın inşa maliyeti (BEC) kalemi elde edilir. BEC kalemi ekipman fiyatı, montaj işçiliği ve kurulumdaki mühendislik bedeli gibi kalemlerin toplamını içerir.

Maliyetlerin tutarlılığının kıyaslanabilmesi için yapılan 550 MW kapasitedeki tesis modellemesinden elde edilen BEC değeri, literatürde belirtilmiş BEC ile karşılaştırılmıştır. 550 MWe,net kapasiteye sahip, Senaryo 1'de belirtilen özelliklerdeki tesis için BEC, IECM'de 821,59 Milyon USD hesaplanmış olup bu değer literatürde 895,154 Milyon USD olarak raporlanmıştır.

Senaryo 2'de kullanılacak olan oksijen yanma teknolojisine ilişkin hesaplar IECM programı vastasıyla gerçekleştirilmiştir. IECM programı oksijen-yanma tesis modellemesini içinde barındırması sebebiyle senaryoların oluşturulmasında faydalı olmuştur. IECM'de oluşturulmuş model standart pülverize kazanda oksijen yanma prosesi ve kriyojenik karbondioksit tutma teknolojilerini içermektedir. Karbondioksit tutma ünite maliyetleri literatürde de genellikle kriyojenik sistemler üzerinden belirtildiğinden kıyaslanabilirlik açısından IECM modeli paralellik göstermektedir.

Çizelge 7.6: Senaryo 2 için tesis performansına ilişkin IECM çıktıları.

Performans Parametresi	Senaryo 2, 150 MW	Senaryo 2, 400 MW
Brüt Elektrik Çıktısı (MW)	211,9	521.3
Yakıt Girdisi (GJ/yıl)	1.405 x10 ⁷	3.457 x10 ⁷
Net Tesis Verimliliği(%)	28.63	31.04
Parazit Yük Değerleri		
Temel Tesis Kullanımı (MW)	7.285	17.92
Hava Ayırma Ünitesi Kullanımı (MW)	34.05	61.57
Torba Filtre Kullanımı (MW)	0.3753	0.9234
Baca Gazı Geridöngüsü ve CO2 Saflaştırma Kullanımı (MW)	15.99	39.34
Yaş FGD Kullanımı (MW)	1.813	4.461
Soğutma Kulesi Kullanımı (MW)	2.649	6.516
Harici Sistemler için Üretilen Güç (MW)	0.2416	9.396

Çizelge 7.6’da oksijen yanma teknolojisini kullanan tesis senaryoları için performansa verisi ve oluşan parazit yüklerin dağılımı verilmiştir. Oksijen yanma tesislerinin veriminin düşük olmasının en büyük sebepleri hava ayırma ünitesinin kompresörünün güç gereksinimi ve kriyojenik karbondioksit tutma sisteminde soğutma ve sıkıştırma işlemleri için gerekli güçlerden kaynaklanır. Aynı miktarda net güç elde edilmek istenen iki tesiste bu ünitelerin oluşturacağı parazit yük sebebiyle daha fazla brüt güç gerekmektedir. Bu sebeple daha büyük ekipman ve akışlar kullanılması, kurulum ve işletme maliyetlerini de arttırmaktadır. Oksijen yanma teknolojisine sahip tesislerde verimin, hava yakmalı pülverize benzerlerine kıyasla daha düşük olma sebebi de bu parazit yüklerdir. Çizelgelerde belirtilen verim değerlerinin literatürdeki verim değerleriyle örtüştüğü görülmüştür.

IECM modellemesinde karbondioksit tutma ünitesi ve oksijen yanma sistemi için gerekli baca gazı geri dönüşüm döngüsünün maliyeti, Çizelge 7.6'daki kalemdeki şekliyle birlikte raporlanmıştır. Sisteme parazit yük olarak en fazla etki eden unsurlardan olan bu kalemin maliyetinin, diğer bir çok kalemin aksine düşük kapasitelerde çok daha fazla olup, logaritmik bir düşüş ve belli bir noktadan sonra kapasiteyle lineer bir artış gösterdiği görülmüştür. Bu maliyetin ideal noktasının 400MWe net kapasite olduğu IECM'de yapılmış hassasiyet analizinde gözlenmiştir.

7.1.3 Senaryo 1 ve 2 için toplam sermaye gereksinimi

Sermaye giderlerinin hesaplanması için DOE ve diğer modellerde de temel alınmış BEC maliyet kalemlerinin elde edilmesinin ardından tesisin tamamının kurulumu için gerekli sermaye giderleri, teknoekonomik modele yerleştirilerek hesaplanabilir.

Çizelge 7.7: Senaryo 1 için IECM ile elde edilmiş sermaye giderleri tablosu.

	SN1-HAVA YAKMALI (M\$)			
	Brüt Güç	168MW	440MW	603,5MW
	Net Güç	150MW	400MW	550MW
Proses Ekipmanları Sermayesi		282,2	584,7	746,9
Genel Ekipmanlar Sermayesi		27,04	56,11	71,45
Mühendislik ve Ofis Hizmetleri		19,54	40,24	51,23
Proses Beklenmedik Durum Ücretleri		6,617	13,2	16,74
Proje Beklenmedik Durum Ücretleri		33,63	68,99	87,96
Faiz Değişimleri		26,61	54,94	70,09
Telif Hakları		0,3404	0,6875	0,8668
Başlatma Bedelleri		10,42	21,42	27,44
Envanter Sermayesi		0,8178	1,963	2,643
Diğer İşveren Maliyetleri		61,08	126,3	161,25
Toplam Sermaye Gereksinimi		468,28	968,6	1236,25

Çizelge 7.7'da, Senaryo 1 için belirlenmiş 150 ve 400MW'lık kapasiteler ve literatürdeki 550MW'lık referans tesis için toplam sermaye gereksinimleri belirtilmiştir. Oluşturulan çizelgedeki değerler IECM yazılımının kullandığı teknoekonomik model EPRI tarafından geliştirilmiştir. Temelde DOE ile benzer maliyetli kalemlerini kapsamakla beraber isimlendirmede farklılıklar bulunmaktadır. Proses ve genel ekipman sermaye toplamaları, DOE'de belirtilen yalın inşaat maliyeti (BEC)'i vermektedir. Mühendislik ve ofis hizmetleri kaleminin BEC'e eklenmesi ile DOE'de belirtilen EPCC kalemi elde edilir. EPCC üzerine beklenmedik durum ücretleri her alt ünite için gerekli değerden hesaplanıp, toplamaları belirtilmiştir. Diğer

işveren maliyetleri kalemi prosesler için toplam sermaye gereksiniminin %15’idir. Elde edilen Toplam Sermaye Gereksinimi kalemi, metodolojide belirtilen Toplam Gecelik Maliyet (TOC) kalemini vermektedir.

Çizelge 7.8: Senaryo 2 için IECM ile elde edilmiş sermaye giderleri tablosu.

	SN2-OKSİ YANMA (M\$)			
	Brüt Güç	211,9MW	521,3MW	703,5MW
	Net Güç	150MW	400MW	550MW
Proses Ekipmanları Sermayesi		282,2	584,7	885,2
Genel Ekipmanlar Sermayesi		27,04	56,11	93,4
Mühendislik ve Ofis Hizmetleri		19,54	40,24	65,83
Proses Beklenmedik Durum Ücretleri		6,617	13,2	53,88
Proje Beklenmedik Durum Ücretleri		33,63	68,99	177,3
Faiz Değişimleri		26,61	54,94	92,36
Telif Hakları		0,3404	0,6875	3,196
Başlatma Bedelleri		10,42	21,42	34,14
Envanter Sermayesi		0,8178	1,963	4,662
Diğer İşveren Maliyetleri		211,5	231	279,6
Toplam Sermaye Gereksinimi		1621,5	1771	2143,6

Çizelge 7.8’de pülverize kazanda oksiyenma için gerekli yatırım maliyetleri belirtilmiştir. Oksi yanma prosesinin genel veriminini her karbondioksit tutma prosesi içeren tesiste olduğu gibi azalmasından dolayı brüt güçteki artış dikkat çekmektedir. Oksi yanma prosesi için gerekli hava ayırma ünitesi ve karbondioksit tutma ünitelerinin oluşturacağı parazit yükten dolayı tesis, daha büyük brüt kapasite ve kömür debisi gözeterek tasarlanmak zorunda kalınacaktır. IECM’den elde edilen 150 ve 400 MW’lık sonuçların 550 MW’lık referans tesisin toplam sermaye gereksinimi ile uyumlu olduğu görülmektedir. IECM’den alınan bir diğer önemli sonuç ise kriyojenik karbondioksit tutma ünitesinin kurulum maliyetine oranla ideal kapasitesinin 400MW_{net} olduğu yönündedir.

7.1.4 Senaryolar 1 ve 2 için işletme maliyetleri

Oluşturulan senaryolardaki tesisler için karşılaştırılması gereken bir diğer maliyet kalemi olan işletme maliyetleri, IECM ve literatürden faydalanılarak hesaplanmıştır. Hesaplamalarda Orhaneli kömürü için ortalama fiyatın 60 dolar/ton olduğu göz önüne alınmıştır. Kimyasallar ve işçilik giderlerine ilişkin veriler DOE literatüründen elde edilmiştir.

Çizelge 7.9: Hava yakmalı pülverize kazana sahip senaryo 1 için işletme maliyet tablosu.

Senaryo 1	150MW	400MW
	Yıllık Maliyet (Milyon Dolar)	
Yıllık İşletme İşçiliği Maliyeti	5,52	
Bakım İşçiliği Maliyeti	7,66	
Yönetim ve Destek İşçiliği	3,29	
Sabit İşletme Giderleri	16,49	
Bakım Materyalleri	3,13	8,36
Kimyasallar	1,64	4,37
Uçucu Kül Giderimi	1,56	4,16
Taban Külü Giderimi	0,24	0,65
Yakıt	46,05	122,80
Değişken İşletme Giderleri	52,63	140,34

Senaryo 1 için hesaplanan işletme maliyetleri Çizelge 7.9'daki haliyle raporlanmıştır. Sabit giderler kapasiteye bağlı değildir. İşletmenin enbüyük giderinin yakıt olduğu görülmektedir. Yıllık tüketimin %10'u kadar başlangıç stoğu ve TPC'nin %2'si kadar sigorta maliyetleri kabul edilebilmektedir.

Çizelge 7.10: Pülverize kazanda oksijen yanma senaryosu için işletme maliyetleri tablosu.

Senaryo 2	150MW	400MW
	Yıllık Maliyet(Milyon Dolar)	
Yıllık İşletme İşçiliği Maliyeti	5,26	
Bakım İşçiliği Maliyeti	12,1	
Yönetim ve Destek İşçiliği	4,34	
Sabit İşletme Giderleri	21,69	
Bakım Materyalleri	4,95	13,20
Kimyasallar	0,64	1,69
Uçucu Kül Giderimi	1,04	2,77
Taban Külü Giderimi	0,17	0,47
Yakıt	57,70	153,87
Değişken İşletme Giderleri	64,50	172,00

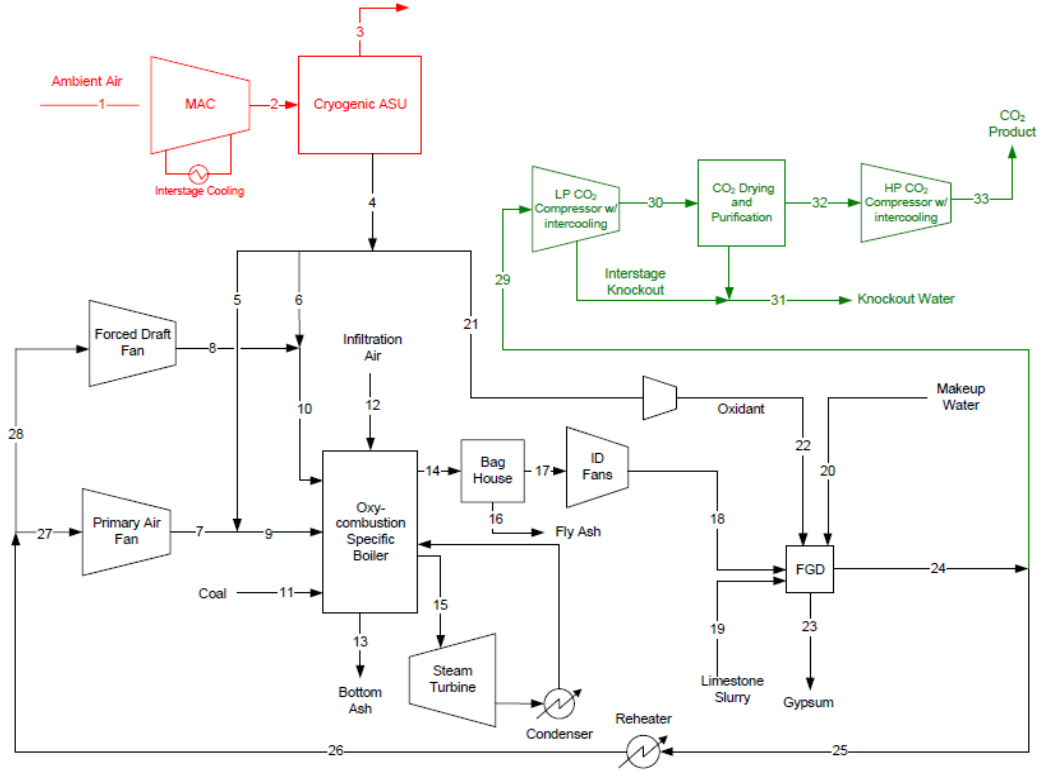
Senaryo 1'e kıyasla oksijen yanma tesisi içeren senaryo 2'nin maliyetlerindeki değişimin, artan brüt kapasite odaklı tasarımdan kaynaklandığı görülmektedir. Sabit işletme giderleri benzerlik gösterirken değişken işletme giderleri, parazit yükü telafi etmek için gerekli brüt üretim artışı sebebiyle %10 kadar artış göstermiştir.

7.2 Dolaşımlı Akışkan Yatak Teknolojisine Sahip 3 ve 4 Numaralı Senaryolar Üzerine Teknoekonomik Analiz Çalışması

Yaygın olarak kullanılan pülverize kazan teknolojisine alternatif olması düşünülen dolaşımlı akışkan yataklı kazan teknolojisine sahip senaryolar da çalışma kapsamında incelenecektir. Dolaşımlı akışkan yataklı kazanların, pülverize kazanlara alternatif oluşturabilecek kadar yüksek kapasitede ticari ölçekte uygulamaları hedeflenmektedir. Mevcut dolaşımlı akışkan yatak teknolojisinin oksijen yanmaya entegre edilmesi ve yüksek kapasitelerde inşa edilebilmesi üzerine araştırmalar pilot ölçeklere kadar gerçekleştirilmiş olsa da ticari pülverize kömür kazanlarının kapasitelerine denk deneysel çalışmalar mevcut değildir. Alston, Foster–Wheeler ve Metso gibi firmaların 30MWth kapasitelere kadar denemeleri bulunmaktadır [42]. Literatürde dolaşımlı akışkan yatakta oksijen yanmanın modelleme, emisyon, hesaplamalı akışkan dinamiği gibi alanlar ve yanma atmosferi gibi değişkenler üzerine nümerik ve laboratuvar ölçekli çalışmalara odaklanılmıştır [43]. Basınçlı oksijen yanma için ise pülverize kazanda olmak üzere modelleme çalışmaları mevcut olup demo ölçekli tesisler görülmüştür. Akışkan yataklı kazanlarda basınçlı oksijen yanma için ise literatür, özellikle maliyet anlamında oldukça sınırlıdır. Senaryo 5 için yapılmış maliyetlendirme çalışması Senaryo 4’te verilen dolaşımlı akışkan yatakta oksijen yanma çalışmasının, literatürde bulunun verilere göre modifikasyonları şeklinde ele alınmıştır.

7.2.1 Dolaşımlı akışkan yataklı kazan teknolojisine sahip senaryolar için ekipman listesi

3,4 ve 5 numaralı senaryolarda dolaşımlı akışkan yataklı kazanlarda gerçekleştirilen yakma durumları incelenecektir. Şekil 7.4’te dolaşımlı akışkan yatağa sahip tesis için haba yakmalı ve oksijen yanma konfigürasyonları için gerekli ekipmanları içeren proses diagramı verilmiştir.



Şekil 7.4 Dolaşımlı akışkan yataklı kazan, hava ayırma ve karbondioksit tutma üniteleri içeren oksijen yanma tesisi için proses blok diagramı [41].

3 numaralı senaryoda yakıtın, atmosferik basınç koşullarında hava ile yakılması durumu incelenecektir ve karbondioksit tutma teknolojileri sisteme dahil edilmemiştir. 4 numaralı senaryoda 3 numaradan farklı olarak oksijen yanma teknolojisi göz önüne alınmıştır. 5 numarada ise kazan için basınç 5 bara olacak şekilde oksijen yanma teknolojisinin kullanılması durumundaki ekonomik durum incelenecektir. 3 senaryo için de kazan içi kireç taşı beslemesiyle harici desülfürizasyon ünitesine gerek kalmamıştır. Çizelge 7.4’de senaryolardaki tesisler için gereken ekipmanların oluşturduğu alt sistemler ve alt sistemlerin görevleri açıklanmıştır.

Çizelge 7.11: Dolaşımli akışkan yataklı kazan kullanan senaryolar için gerekli alt sistemlerin listesi ve açıklamaları [38].

Alt Sistem Kodu	Alt sistem	Açıklama
AS1	Yakıt ve sorbent idaresi	Kömür teslim alımı ve boşaltımı Kömür yığımı ve düzenlemesi Kömür taşıyıcı bantlar Diğer araçlar Sorbent teslim alımı ve boşaltımı Sorbent yığımı ve düzenlenmesi Sorbent taşıyıcı bantlar Yakıt ve sorbent idare yapı temelleri
AS2	Yakıt hazırlık ve besleme	Kömür öğütme ve kurutma Hazırlanmış kömür depolama ve besleme Kömür-su karışımı hazırlık ve beslemesi Diğer kömür hazırlık ve besleme ekipmanları Sorbent hazırlık Sorbent depolama ve besleme Sorbent enjeksiyon sistemi Destekleyici hava tedarik sistemi Kömür ve sorbent besleme yapı temelleri
AS3	Besleme suyu ve diğer su pompalama sistemleri	Besleme suyu sistemi Su tamamlama ve ön işleme Diğer besleme suyu alt sistemleri Servis suyu sistemleri Diğer kazan ünitesi sistemleri Fuel-oil ve doğal gaz besleme sistemleri Atık yönetimi Diğer enerji santrali ekipmanları

Çizelge 7.11 (devam): Dolaşımli akışkan yataklı kazan kullanan senaryolar için gerekli alt sistemlerin listesi ve açıklamaları [38].

Alt Sistem Kodu	Alt sistem	Açıklama
AS4	Dolaşımli akışkan yataklı kazan ve aksesuarları	Dolaşımli akışkan yataklı kazan Hava ayırma ünitesi ve oksidant sıkıştırma Kazan tesis denge sistemleri Birincil hava sistemi İkincil hava sistemi Ana bileşen bağlantı ve destekleri
AS5	Baca gazı temizliği	Absorber tank ve aksesuarları Diğer FGD Torba filtreler ve aksesuarları Partikül madde ayırma sistemleri Kireçtaşı kurutma sistemi Cıva ayırma sistemi
AS6	Karbondioksit tutma ve sıkıştırma	CO ₂ kondenseri CO ₂ sıkıştırma ve kurutma CO ₂ boru hattı CO ₂ depolama CO ₂ analizleme
AS7	Buhar jeneratörü, boru bağlantı ve baca	Baca gazı geri dönüşüm ısı değıştiricisi SCR sistemi Borulama Baca HRSG, boru ve baca yapı temelleri

Çizelge 7.11 (devam): Dolaşımli akışkan yataklı kazan kullanan senaryolar için gerekli alt sistemlerin listesi ve açıklamaları [38].

Alt Sistem Kodu	Alt sistem	Açıklama
AS8	Buhar türbini ve yardımcı sistemler	Buhar türbini jeneratörü ve aksesuarları Türbin adası ve yardımcı sistemleri Kondenser ve yardımcı sistemleri Buhar boru hatları Türbin adası yapı temelleri
AS9	Soğutma suyu sistemleri	Soğutma kuleleri Su döngüsü pompaları Su döngü sistemi yardımcı sistemleri Su döngüsü boru hatları Su tamamlama sistemleri Ekipman soğutma sistemleri Soğutma suyu sistemi yapı temelleri
AS10	Kül ve kullanılmış sorbent idaresi	Kül soğutucular Siklon altı kül vanası Uçucu kül temizlik vanası Yüksek sıcaklık kül boru hattı Diğer kül toplama ekipmanları Kül depolama siloları Kül taşıma ve besleme ekipmanı Diğer kül idare ekipmanları Kül ve tükenmiş sorbent idare yapı temelleri

Çizelge 7.11 (devam): Dolaşımli akışkan yataklı kazan kullanan senaryolar için gerekli alt sistemlerin listesi ve açıklamaları [38].

Alt Sistem Kodu	Alt sistem	Açıklama
AS11	Elektriksel ekipmanlar	Jeneratör ekipmanları İstasyon servis ekipmanları Şalter ve motor kontrol Elektrik kanalları ve kablo rafları Tel ve kablolar Koruyucu ekipmanlar Hazırda bekleme durumu ekipmanları Ana güç transformerleri Elektriksel ekipman yapı temelleri
AS12	Enstrümentasyon ve kontrol ekipmanları	Proses kontrol ekipmanları Buhar türbini kontrol ekipmanları Sinyal işleme ekipmanları Kontrol panelleri ve panoları Bilgisayar ekipmanları Ekipman ablo bağlantıları Diğer enstrümentasyon ve kontrol ekipmanları
AS13	Mekan ıslahı	Kurulum için fiziksel hazırlık
AS14	Bina ve diğer yapılar	Kazan binası Türbin binası Yönetim binası Su dolaşım pompaları binası Su işleme binaları Makine atölyesi Depo Diğer bina ve yapılar Atık yönetimi yapı ve binaları

7.2.2 Dolaşımli akışkan yataklı kazan teknolojisine sahip senaryolar 3 ve 4 için için yalın inşa maliyetleri

Dolaşımli akışkan yataklı kazan teknolojisini kullanan 3,4 ve 5 numaralı senaryoların tekno ekonomik analizi için gerekli yalın inşa maliyetleri, senaryolar 1 ve 2’de olduğu gibi DOE/NETL raporundan temin edilecektir. Çizelge 7.5’te verilen yalın inşa maliyetleri 550MW_{e,net} kapasite için atmosferik kazan basıncında rapor edilmiştir. Senaryo 5 için gerçekleştirilecek ölçeklendirme çalışmasında basıncın etkisine dair katsayı değişimleri göz önüne alınması gerekmektedir.

Çizelge 7.12: Dolaşımli akışkan yataklı kazan teknolojisine sahip senaryolar 3 ve 4 için referans yalın inşa maliyetleri (550MW_{e,net} kapasite) [40].

Alt sistem	S3 - Yalın İnşa Maliyetleri(\$x1000)	S4 – Yalın İnşa Maliyetleri(\$x1000)
AS1:Yakıt ve sorbent idaresi	44,569	50,653
AS2: Yakıt hazırlık ve besleme	16,215	144,320
AS3: Besleme suyu ve diğer su pompalama sistemleri	63,010	161,319
AS4: Pülverize kazan ve aksesuarları	402,977	814,049
AS5: Baca gazı temizliği	0	0
AS6: Karbondioksit tutma ve sıkıştırma	0	0

Çizelge 7.12 (devam): Dolaşımli akışkan yataklı kazan teknolojisine sahip senaryolar 3 ve 4 için referans yalın inşa maliyetleri (550MWe,net kapasite) [40].

Alt sistem	S3 - Yalın İnşa Maliyetleri(\$x1000)	S4 – Yalın İnşa Maliyetleri(\$x1000)
AS7: Buhar jeneratörü, boru bağlantı ve baca	39,183	76,524
AS8: Buhar türbini ve yardımcı sistemler	142,442	123,063
AS9: Soğutma suyu sistemleri	20,147	33,065
AS10: Kül ve kullanılmış sorbent idaresi	19,735	8,220
AS11:Elektriksel ekipmanlar	38,805	117,110
AS12: Enstrümantasyon ve kontrol ekipmanları	17,538	16,734
AS13: Mekan ıslahı	10,643	12,447
AS14: Bina ve diğer yapılar	47,103	50,430
TOPLAM BEC	862,367	1,607,935

Çizelge 7.5’te verilen maliyetlerin raporlanma biçiminin IECM’de elde edilenden farklı olduğu görülmektedir. IECM’in modelleme metodolojisi tesisin alt sistemlerini bütün halde hesaplamak olduğundan AS ile belirtilen isimlendirmeler dolaşımli akışkan yatak için olan senaryolara özeldir. Dolaşımli akışkan yatakta yanma proseslerinin maliyet hesaplaması için IECM muadili paket program olmadığından ölçeklendirme metodolojisine gidilmiştir.

Ölçeklendirme metodolojisinin kullanılması için tesise ait performans tablosunun oluşturulması gereklidir. Tesislere ilişkin verim verileri ve termal girdi gereksinimleri ölçeklendirilerek parazit yük ve brüt çıktı gibi veriler elde edilmiştir.

Çizelge 7.13: Senaryo 3’ ilişkin ölçeklendirme ve IECM ile elde edilmiş performans verileri.

Performans Parametresi	Senaryo 3, 150 MW	Senaryo 3, 400 MW
Brüt Elektrik Çıktısı (MW)	157.74	420.65
Kömür Akış Debisi (kg/h)	89075	237534
Yıllık Çalışma Süresi (Saat)	7451	7451
Net Tesis Verimliliği(%)	38.9	39.6
Parazit Yük Değerleri		
Temel Tesis Kullanımı (MW)	4.40	11.72
Ek sistemler için parazit yükler	3.34	8.93
Toplam Parazit Yük	7.74	20.65

Hava ayırma ünitesi IECM ve DOE literatürlerinde Linde şirketinin sunduğu standart tasarıma istinaden hesaplandığı belirtilmiştir. Karbondioksit tutma ünitesi için ise AirLiquide firmasının sunduğu ünite tasarımından yararlanılmıştır. Bütün senaryolarda standart olarak kullanılan bu proseslere ilişkin tekli fiyat ve parazit yük modelleri IECM çıktıları ve ölçeklendirme sonuçları kıyaslandığında kabul edilebilir ölçeklerdelerdir. Senaryo 3 için elde edilmiş veriler Çizelge 7.13’te sunulmuştur.

Çizelge 7.14: Senaryo 4’ ilişkin ölçeklendirme ve IECM ile elde edilmiş performans verileri.

Performans Parametresi	Senaryo 4, 150 MW	Senaryo 4, 400 MW
Brüt Elektrik Çıktısı (MW)	210,190	545,509
Kömür Akış Debisi (kg/h)	107006	285349
Net Tesis Verimliliği(%)	30,8	30,5
Parazit Yük Değerleri		
Temel Tesis Kullanımı (MW)	6,88	15,96
Hava Ayırma Ünitesi (MW)	34,05	69,09
Baca Gazı Geridöngüsü ve CO2 Saflaştırma Kullanımı (MW)	15,99	39,44
Ek sistemler için parazit yükler	4,23	21,11
Toplam Parazit Yük	61,15	145,6

Senaryo 4’e ilişkin performans verileri DOE literatüründe sunulan 550 MW referans tesis ile IECM’de modellenen CO2 tutma üniteleri ve hava ayırma ünitelerinden faydalanılmıştır. Kapasiteye göre kazan tarafının ölçeklendirilmesi DOE’nin akışkan yataklara ilişkin formülü ile gerçekleştirilmiştir. Kazan seçiminin ek ünitelerdeki parazit yüklere etkisinin yalnızca brüt enerji çıktısındaki değişiklikten kaynaklandığı göz önüne alındığında pülverize kazan ile benzer parazit yükler elde edilmiştir. Senaryo 4 için elde edilen performans verileri Çizelge 7.14’te sunulmuştur.

Performans verilerinin elde edilmesiyle ölçeklendirme çalışması ile ekipman yalın inşa maliyetleri elde edilmiştir. Elde edilen yalın inşa maliyetleri DOE literatüründe ekipmanın malzeme, işçilik ve montaj ücretlerinin tamamı şeklinde belirtilmiştir. Ölçeklendirmesi yapılan ekipmanların oluşturduğu alt sistem maliyetleri Çizelge 7.15’te belirtilmiştir.

Çizelge 7.15: Dolaşımli akışkan yatak senaryoları 3 ve 4 için iki farklı kapasitede ölçeklendirilmiş yalın inşa maliyetleri (BEC).

	Senaryo 3	Senaryo 3	Senaryo 4	Senaryo 4
Alt sistem	150MW	400 MW	150MW	400MW
	(M\$)	(M\$)	(M\$)	(M\$)
AS1:Yakıt ve sorbent idaresi	19,581	35,969	21,074	38,713
AS2: Yakıt hazırlık ve besleme	6,751	12,898	56,742	108,403
AS3: Besleme suyu ve diğer su pompalama sistemleri	25,548	49,775	61,656	120,125
AS4: Pülverize kazan ve aksesuarları	161,233	317,230	306,759	603,554
AS5: Baca gazı temizliği	0,000	0,000	0,000	0,000
AS6: Karbondioksit tutma ve sıkıştırma	0,000	0,000	0,000	0,000
AS7: Buhar jeneratörü, boru bağlantı ve baca	23,040	34,108	43,460	64,339
AS8: Buhar türbini ve yardımcı sistemler	56,240	111,745	45,723	90,847

Çizelge 7.15 (devam): Dolaşımli akışkan yatak senaryoları 3 ve 4 için iki farklı kapasitede ölçeklendirilmiş yalın inşa maliyetleri (BEC).

	Senaryo 3	Senaryo 3	Senaryo 4	Senaryo 4
Alt sistem	150MW	400 MW	150MW	400MW
	(M\$)	(M\$)	(M\$)	(M\$)
AS9: Soğutma suyu sistemleri	7,644	15,642	11,775	24,094
AS10: Kül ve kullanılmış sorbent idaresi	9,383	16,252	3,723	6,448
AS11: Elektriksel ekipmanlar	22,194	33,839	69,601	178,550
AS12: Enstrümantasyon ve kontrol ekipmanları	15,048	16,827	14,298	19,010
AS13: Mekan ıslahı	8,993	10,180	10,418	11,938
AS14: Bina ve diğer yapılar	42,638	45,861	45,326	49,056
TOPLAM BEC	398,294	700,326	690,554	1315,076

7.2.3 Senaryolar 3 ve 4 için toplam sermaye gereksinimi

Alt sistemlere ilişkin maliyetlerin belirlenmesinin ardından Çizelge 7.10’da belirlenen çalışma senaryolarından dolaşımli akışkan yatakta hava yakmalı ve oksijen yanma tesisleri için kurulum maliyetleri belirlenmiştir. Çizelge 7.16’da senaryo 3 için incelenen 150 ve 400 MW elektrik çıktılı tesislerin yanı sıra literatürde verilmiş 550 MW’lık referans tesis de bulguların doğru aralıkta olduğunun kontrolü için çizelgeye eklenmiştir.

Çizelge 7.16: Senaryo 3 için IECM ve ölçeklendirme metodu ile elde edilmiş sermaye giderleri tablosu.

	SN3-DAY HAVA YAKMALI			
		(M\$)		
	Brüt Güç	157,7MW	420,7MW	578,6MW
	Net Güç	150MW	400MW	550MW
Yalın İnşa Maliyeti		398,29	700,32	862,36
Mühendislik ve Ofis Hizmetleri		37,83	66,53	81,95
Proses Beklenmedik Durum Ücretleri		27,88	49,02	60,44
Proje Beklenmedik Durum Ücretleri		56,33	99,06	121,98
Faiz Değişimleri		39,75	69,89	86,06
Telif Hakları		3,78	6,65	8,19
Başlatma Bedelleri		38,63	67,93	83,65
Envanter Sermayesi		4,78	8,40	10,35
Diğer İşveren Maliyetleri		59,74	105,04	129,35
Toplam Sermaye Gereksinimi		610,69	1172,86	1444,34

Belirlenmiş metodolojiden yola çıkılarak toplam sermaye gereksinimi senaryo 4'ün farklı kapasiteleri için hesaplanıp, literatür referansı ile birlikte Çizelge 7.17'de belirtilmiştir.

Çizelge 7.17: Senaryo 4 için IECM ve ölçeklendirme metodu ile elde edilmiş sermaye giderleri tablosu.

	SN4-DAY OKSİ YANMA(M\$)			
	Brüt Güç	210MW	545MW	757MW
	Net Güç	150MW	400MW	550MW
Yalın İnşa Maliyeti		690,55	1315,08	1607,94
Mühendislik ve Ofis Hizmetleri		65,53	124,80	118,08
Proses Beklenmedik Durum Ücretleri		33,54	63,87	78,10
Proje Beklenmedik Durum Ücretleri		78,57	193,35	182,94
Faiz Değişimleri		68,92	131,24	160,47
Telif Hakları		6,56	12,49	15,28
Başlatma Bedelleri		66,98	127,56	155,97
Envanter Sermayesi		8,29	15,78	19,30
Diğer İşveren Maliyetleri		103,58	197,26	241,19
Toplam Sermaye Gereksinimi		1122,52	2181,44	2579,25

7.2.4 Senaryolar 3 ve 4 için işletme maliyetleri

Senaryo 3 ve 4 'te tasarlanmış akışkan yatakta gerçekleştirilen hava yakmalı ve oksijen yanma prosesleri için işletme maliyetlerinin hesabı, DOE metodolojisinden yararlanılarak gerçekleştirilmiştir. Metodolojiye göre sabit yıl fiyatından yıllık işletme

giderleri Çizelgeler 8.18 ve 8.19’da belirtilmiştir. Sarf malzemesi kimyasallar ve yakıt için başlangıçta %10 kadar stok yapılması DOE raporunda belirtilmiştir.

Çizelge 7.18: Hava yakmalı dolaşımli akışkan yataklı kazana sahip senaryo 3 için işletme maliyet tablosu.

Senaryo 3	150MW	400MW
	Yıllık Maliyet(Milyon Dolar)	
Yıllık İşletme İşçiliği Maliyeti		5,52
Bakım İşçiliği Maliyeti		7,76
Yönetim ve Destek İşçiliği		3,32
Sabit İşletme Giderleri		16,61
Bakım Materyalleri	3,17	8,46
Kimyasallar	1,07	2,86
Uçucu Kül Giderimi	1,48	3,96
Taban Külü Giderimi	0,63	1,69
Yakıt	45,09	120,24
Değişken İşletme Giderleri	51,46	137,24

İşletme giderlerinin ölçeklendirme metodolojisi senaryo 4 için belirlenmiş performans verilerine istinaden ölçeklendirilmiş olup sonuçlar Çizelge 7.19’da belirtilmiştir.

Çizelge 7.19: Oksi yanma dolaşımli akışkan yataklı kazana sahip senaryo 4 için işletme maliyet tablosu.

Senaryo 4	150MW	400MW
	Yıllık Maliyet(Milyon Dolar)	
Yıllık İşletme İşçiliği Maliyeti		5,26
Bakım İşçiliği Maliyeti		14,17
Yönetim ve Destek İşçiliği		4,86
Sabit İşletme Giderleri		24,29
Bakım Materyalleri	5,80	15,46
Kimyasallar	0,63	1,67
Uçucu Kül Giderimi	1,03	2,76
Taban Külü Giderimi	0,17	0,46
Yakıt	59,12	157,67
Değişken İşletme Giderleri	66,76	178,02

7.3 Dolaşımli Akışkan Yatakta Basınçlı Oksi Yakma Senaryosu

Oksi yanmanın basınçlı ortamda gerçekleştirilmesine ilişkin literatürde oldukça kısıtlı bilgi bulunmaktadır. Literatürde yapılan ve prosesin emisyon, verim ve yanma karakteristiği gibi farklı özellikleri incelenmiş olsa da maliyet tahmini konusunda, özellikle ekipman boyutlandırılması konusunda bilgi oldukça kısıtlıdır. Bu çalışmada,

literatürde gerçekleştirilmiş basıçlı oksi yanma proseslerine ilişkin, çoğunlukla simülasyon halinde yayınlanmış verilerden yola çıkılarak, basınçlandırmanın parazit yükler ve verime olan etkisi için tahmin temeli oluşturulmuş ve maliyet metodolojisi uygulanarak kıyaslanabilir veriler elde edilmesi hedeflenmiştir.

Literatürdeki veriler incelendiğinde, kazan içi basıncın arttırılması için hava ayırma ünitesindeki ana hava kompresörü kullanıldığı görülmüştür. Bu sebeple basınçlandırmanın birincil etkisi, bu kompresörün oluşturduğu parazit yükteki artış olacaktır. Parazit yükteki bu artışa rağmen prodesteki fan ve resirkülasyon yükü, karbondioksit tutma sistemi kompresör yükü ve besleme suyu dolaşım sistemlerinde parazit yükün azaldığı rapor edilmiştir [44]. Buna ek olarak baca gazının basıncının artması sayesinde yoğunlaştırılabilen su buharından kazanılan enerji de tesisin brüt enerji çıktısı ihtiyacını düşürecektir etmenlerden biri olduğundan hesaplamalara dahil edilmelidir. Basınçlandırma çalışmaları için literatürde uygun değerin 10 bar olduğu gözlemlenmiştir [45]. Çalışmalarda elde edilen sonuçlara göre sistemlerin genel verim değerleri literatürde raporlanmıştır. Akışkan yatakta basıncı oksi yanma prosesi ve eşdeğerleri için literatürde %34,48'den %36'ya kadar verim değerleri belirtilmiştir [46]. Atmosferik basınçta gerçekleştirilen oksi yanma proseslerinde görülen %30'lardaki değerlere kıyasla verimde gerçekleşecek artışlar sayesinde gereken brüt güçteki azalma, sermaye ve işletme giderlerinde önemli avantajlar sağlayacaktır.

Senaryo 5'te oluşturulacak basıncı oksi yanma prosesi, senaryo 4'teki ekipman listesini kullanılmıştır. Basıncı oksi yanma sisteminden tam olarak istifade edebilmek için sisteme eklenmesi gereken asit kondenserinin maliyeti de sisteme yansıtacaktır.

7.3.1 Dolaşımli akışkan yatakta basıncı oksiyanma senaryosu için yalın inşa maliyetleri

Basıncı oksi yanma sistemi için basınç 10 bar kabul edilip, sistemin net enerji verimi %35 kabul edilmiştir. Buradan termal girdi hesaplanıp, sistemin kömür tüketimi ve parazit yüklerinin hesaplanmasıyla ölçeklendirme çalışması yeniden gerçekleştirilmiştir. Literatürde belirtilmiş değerler üzerinden bir yakınsama yapılarak parazit yük değişimleri hesaplanmıştır. Buna göre sistemin kazan basıncının 10 bara yükseltilmesiyle senaryo 4'te belirtilmiş performans verileri basıncı sisteme uyarlanıp Çizelge 7.20'de verilmiştir.

Çizelge 7.20: Senaryo 5 için performans verileri.

Performans Parametresi	Senaryo 5, 150 MW	Senaryo 5, 400 MW
Brüt Elektrik Çıktısı (MW)	202,99	520,065
Kömür Akış Debisi (kg/h)	100386	272539
Net Tesis Verimliliği(%)	36	35
Parazit Yük Değerleri		
Temel Tesis Kullanımı (MW)	4,7	10,90
Hava Ayırma Ünitesi (MW)	39,49	80,14
Baca Gazı Geridöngüsü ve CO2 Saflaştırma Kullanımı (MW)	5,91	14,06
Ek sistemler için parazit yükler	2,89	14,42
Toplam Parazit Yük	52,99	120,065

Tesise ilişkin performans verilerinin, basınçlı şartlara uyarlanmasıyla elde edilen kömür akış debisi, toplam parazit yük ve brüt elektrik çıktısı değerleri ölçeklendirme çalışmasında kullanılarak alt sistemlere ait yalın inşa maliyeti hesaplanmıştır. Parazit yüklerin ve kömür debilerinin hesaplanmasında IECM yazılımında oluşturulmuş paket hava ayırma ve kriyojenik karbondioksit tutma sistemlerine ilişkin verilerden de yararlanılmıştır. Çizelge 7.21’de alt sistemlerin farklı kapasitelerde maliyetlerinin ölçeklendirme sonuçları sunulmuştur. Alt sistem 5 ve 6, senaryolarda bahsedilen sistemlerde kullanılmadığından Çizelge 7.21’de belirtilmemiştir.

Çizelge 7.21: Dolaşımli akışkan yatakta basınçlı oksijen yanma senaryosu için iki farklı kapasitede ölçeklendirilmiş yalın inşaat maliyetleri (BEC).

Alt sistem	Senaryo 5	Senaryo 5
	150MW (M\$)	400 MW (M\$)
AS1: Yakıt ve sorbent idaresi	20,26	37,63
AS2: Yakıt hazırlık ve besleme	54,40	105,17
AS3: Besleme suyu ve diğer su pompalama sistemleri	59,04	116,43
AS4: Pülverize kazan ve aksesuarları	293,54	584,73
AS7: Buhar jeneratörü, boru bağlantı ve baca	42,36	63,17
AS8: Buhar türbini ve yardımcı sistemler	43,72	87,97
AS9: Soğutma suyu sistemleri	11,24	23,30
AS10: Kül ve kullanılmış sorbent idaresi	3,59	6,28
AS11: Elektriksel ekipmanlar	64,58	92,54
AS12: Enstrümantasyon ve kontrol ekipmanları	13,98	15,58
AS13: Mekan ıslahı	10,32	11,70
AS14: Bina ve diğer yapılar	44,99	48,45
TOPLAM BEC	662,01	1.192,95

7.3.2 Senaryo 5 için toplam sermaye gereksinimi

Yalın inşaat maliyetlerinin belirlenmiş metodolojiye yerleştirilerek tesis için gerekli sermayenin hesaplanması diğer senaryolarla aynı şekildedir. Yalın inşaat maliyetinden aynı formülizasyon ile toplam sermaye gereksinimi hesaplanıp Çizelge 7.22’de sunulmuştur.

Çizelge 7.22: Senaryo 5 için ölçeklendirme metodu ile elde edilmiş sermaye giderleri tablosu.

	SN5- BASINÇLI DAY OKSİ YANMA		
	Brüt Güç	202MW	520MW
	Net Güç	150MW	400MW
Yalın İnşa Maliyeti		662,01	1.192,95
Mühendislik ve Ofis Hizmetleri		62,89	113,33
Proses Beklenmedik Durum Ücretleri		32,11	57,85
Proje Beklenmedik Durum Ücretleri		75,27	135,64
Faiz Değişimleri		66,06	119,04
Telif Hakları		6,29	11,33
Başlatma Bedelleri		64,21	115,71
Envanter Sermayesi		7,94	14,31
Diğer İşveren Maliyetleri		99,30	178,94
Toplam Sermaye Gereksinimi		1076,08	1939,10

7.3.3 Senaryo 5 için işletme maliyetleri

Basınçlıdırmanın sisteme işletme maliyetleri hususunda sağlayacağı en büyük yarar yükselen verim sayesinde azalan yakıt ihtiyacı olacaktır. Sistemin karşılaması gereken parazit yük azaldığından brüt elektrik üretimi atmosferik koşullara kıyasla daha az olacaktır. Azalan yakıt kullanımı sayesinde daha az uçucu ve taban külü giderim işlemi gerekecektir. Bakım materyallerinde de sistem kapasitesine orantılı olduklarından düşüş hesaplanmıştır. İşletme maliyetleri Çizelge 7.23'te özetlenmiştir.

Çizelge 7.23: Dolaşımli akışkan yatakta oksijen yanma senaryosu için işletme maliyetleri.

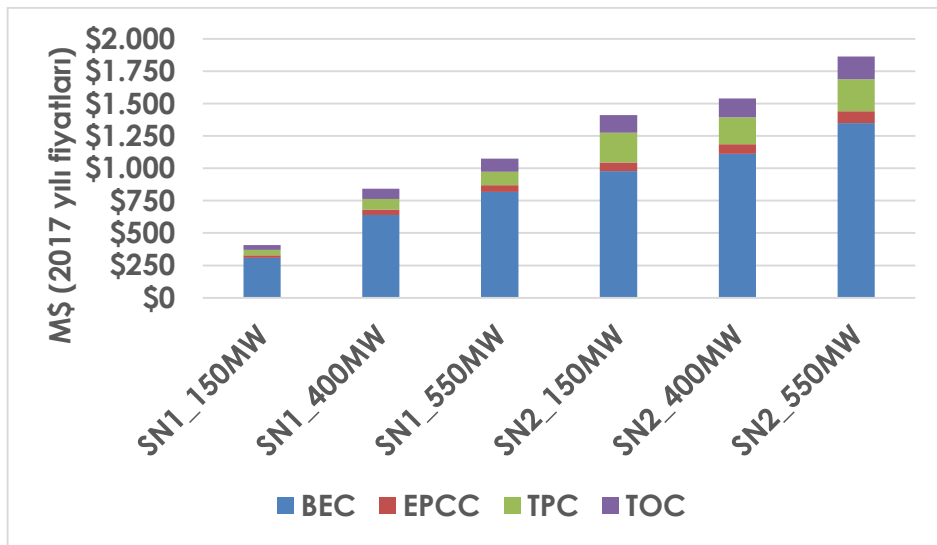
Senaryo 5	150MW	400MW
	Yıllık Maliyet(Milyon Dolar)	
Yıllık İşletme İşçiliği Maliyeti		5,26
Bakım İşçiliği Maliyeti		14,17
Yönetim ve Destek İşçiliği		4,86
Sabit İşletme Giderleri		24,29
Bakım Materyalleri	2,85	7,614
Kimyasallar	0,97	2,05
Uçucu Kül Giderimi	1,37	3,14
Taban Külü Giderimi	0,39	0,97
Yakıt	49,475	149,88
Değişken İşletme Giderleri	54,12	163,654



8. SONUÇLAR VE DEĞERLENDİRMELER

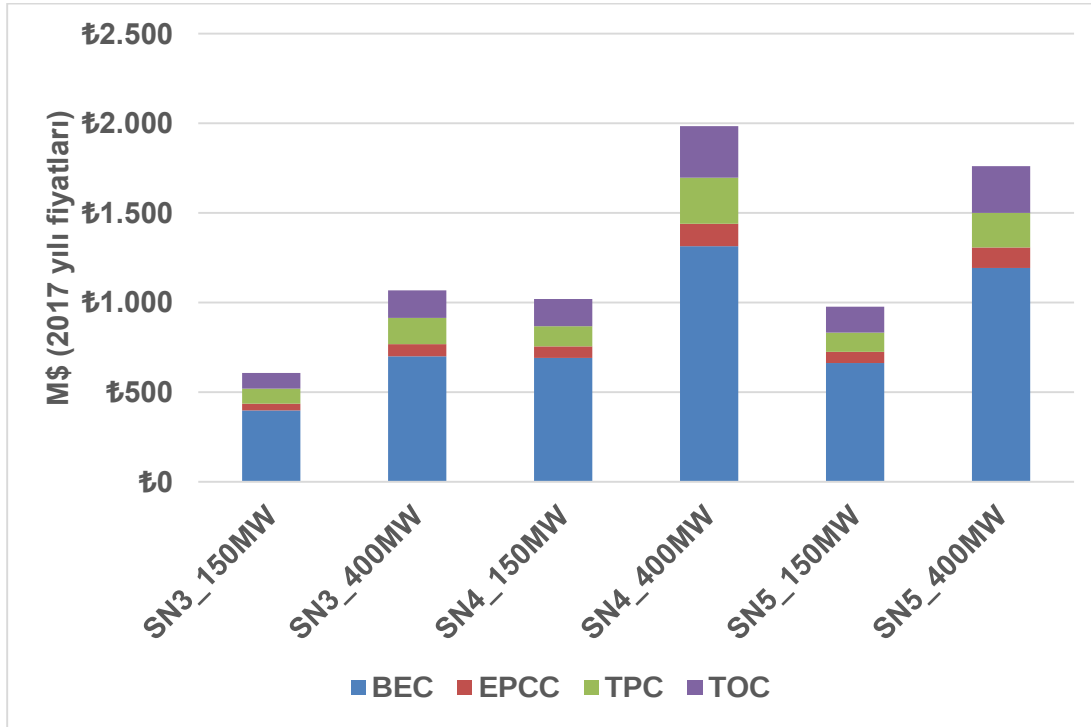
Litertürde ekipman fiyatları ve modelleme metodları konusunda büyük eksiklikler bulunmakla beraber kıyaslama ile yapılan bu çalışmada oksijen yanma teknolojisini, fosil yakıtlardan temiz enerji eldesi için oluşturacağı maliyet ve gelişime ihtiyaç duyan kısımları belirlenmiştir. IECM yazılımı Carnegie Mellon üniversitesi tarafından 2020 yılı itibarıyla güncellemeler almaya devam etmekte olup pülverize kömür kazanı teknolojisini kullanan tesisler için faydalı bir araç konumundadır. Ancak pülverize kömür teknolojisine üstün olması öngörülen dolaşımli akışkan yatak fiyatlandırma metodolojisi için literatüre katkı sağlanması gerekmektedir.

Çalışmalardan görüldüğü üzere tesis sermaye gereksinimleri, tesisin brüt enerji çıktısıyla doğru orantılıdır. Tesise eklenecek hava ayırma ve kriyojenik karbondioksit tutma gibi ünitelerin oluşturacağı parazit yükler sebebiyle tesiste üretilmesi gereken brüt güç, eşdeğer net çıktıya sahip tesislere istinaden çok yüksektir. Bu sebeple oksijen yanma proseslerinin yaygınlaşması için hava ayırma ve karbondioksit tutma ünitelerinde yapılacak geliştirmeler, tesisin net verimliliğini arttırarak prosesin sermaye gereksinimini düşürecektir.



Şekil 8.1: Pülverize kazan teknolojisini kullanan Senaryolar 1 ve 2 için sermaye giderleri.

Şekil 8.1’de pülverize kazan teknolojisinin değerlendirilmesi için oluşturulmuş senaryolara ilişkin sermaye giderleri belirtilmiştir. Sermaye giderlerinin temelini oluşturan yalın inşa maliyetlerinin en büyük paya sahip olduğu ve değişimin kapasite ile orantılı olduğu görülmektedir. Senaryo 1’de belirtilmiş hava yakmalı koşullardan, senaryo 2’de belirtilen oksijen yanma koşullarına geçildiğinde sistemin kurulum maliyetindeki artış göze çarpmaktadır.

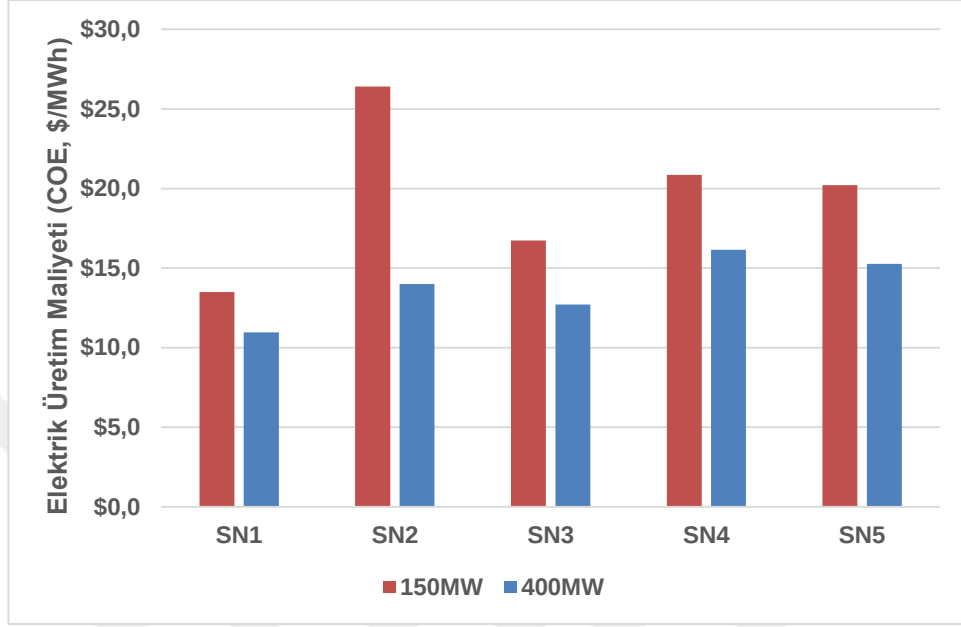


Şekil 8.2: Dolaşımli akışkan yatak teknolojisini kullanan Senaryolar 3,4 ve 5 için sermaye giderleri.

Şekil 8.2’de dolaşımli akışkan yatak teknolojisine sahip senaryolar için çalışmada oluşturulmuş sermaye giderleri belirtilmiştir. Beklendiği gibi atmosferik koşullarda hava yakma ile oksijen yanma arasında kapasite gereksiniminin artmasından kaynaklı olarak büyük bir sermaye gereksinimi artışı mevcuttur. Kapasite arttıkça sermaye giderlerindeki artışın, pülverize teknolojilere kıyasla daha fazla olduğu görülmektedir. Bu kapasitelerde, ticari ölçekte geliştirmeler sürdükçe maliyet artışı indirgenebilecektir. Basınçlandırılmış dolaşımli akışkan yatakta yakma işleminin, atmosferik eşleniğine kıyasla maliyeti azalttığı grafikte de görülebilmektedir.

İşletme maliyetlerine teknolojilerin etkisi, büyük oranda tesislerin brüt çıktılarıyla orantılıdır. Sabit işletme giderlerini oluşturan işçilik ve yönetici masrafları gibi kalemlerin etkisi tesisin kapasitesinden bağımsızdır. Değişken işletme giderleri ise

direkt olarak gerekli nakım materyalleri, kimyasallar ve büyük oranda kullanılacak yakıt kalemlerinden oluşup, kapasitelerle artan debilere göre değişmektedir. Tesisin belirlenmiş bir net kapasiteye ulaşabilmesi için üretilmesi gereken brüt güç azaldıkça, bu maliyetler de oranlı olarak azalacaktır.



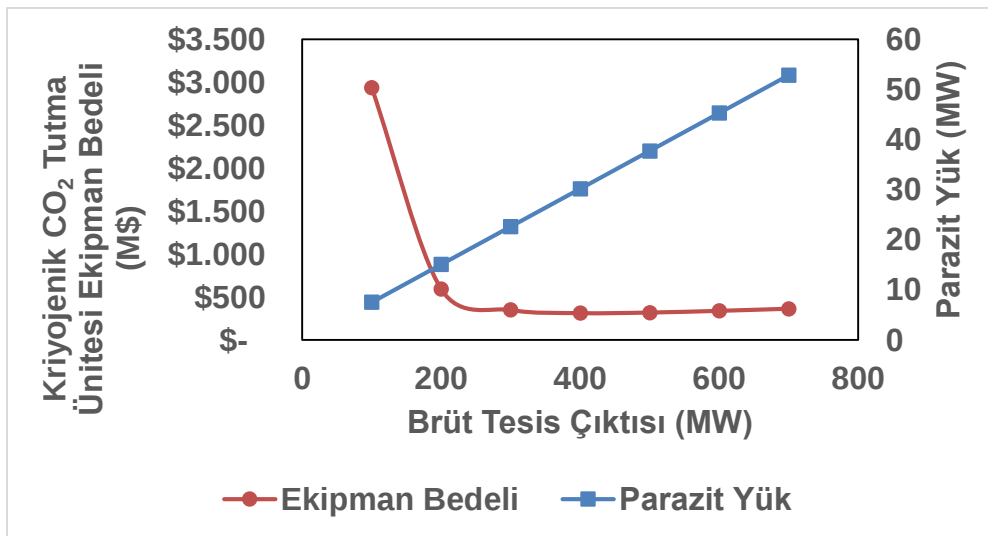
Şekil 8.3: Tüm senaryolar için ortalama yıllık elektrik üretim maliyetleri.

- Şekil 8.3'te ifade edilen, tesis ömrü boyunca ortalama yıllık fiyata indirgenmiş elektrik maliyetleri hava yanmadan oksijen yanmaya geçişte büyük artış göstermiştir. Dominant maliyet kaleminin sermaye giderleri olmasından dolayı oksijen yanma için sisteme eklenen ekipmanlar sebebiyle bu maliyet artışı yaşanmaktadır. Kömür fiyatlarının ülkemizdeki dalgalanmalı hali ve literatürde alınan kömür fiyatının düşüklüğü sebebiyle maliyetler literatüre kıyasla kısmen yüksek hesaplanmıştır. Ancak maliyet değişimleri literatüre benzer şekildedir.
- Hava yakmalı sistemler için pülverize kazan teknolojisinin, dolaşımli yataklara göre daha ucuz olduğu literatürde olduğu gibi bu çalışmada da belirlenmiştir. Dolaşımli akışkan yatak teknolojisinin yüksek kapasitede uygulamalarına ilişkin bilgi birikimi arttıkça maliyetlerin ve beklenmedik durum gideri paylarının azalması beklenmektedir.
- Dolaşımli akışkan yatak teknolojisinin, hava yakmalı senaryolarda pülverize kazanlarla fiyat olarak denk konumda olduğu görülmektedir. Ancak yüksek kapasitede oksijen yanma koşullarında teknolojinin belirsizliğinden dolayı

yükselen fiyat sebebiyle, pülverizeye kıyasla maliyetli görünmektedir. Bu maliyetlerin basınçlı oksijen yanma teknolojisinin uygulamaya geçmesi ve dolaşımli akışkan yatak teknolojisinin gelişmesiyle aşılması mümkündür.

- Düşük kapasitelerde havalı yakma ile oksijen yanma arası maliyet değişimlerinde pülverize teknolojilerde, dolaşımli yatak teknolojisine göre daha büyük elektrik maliyet artışı görülmektedir. Literatürde 550 MW için yapılan çalışmalarda bu durumun yüksek kapasitelerde pülverize kazan teknolojisi lehine olduğu görülmektedir. 550MW kapasitede CCS teknolojilerine sahip olmayan bir tesis ile oksijen yanma teknolojisini kullanan bir tesis arasında, pülverize kazanlarda %59 artış gözlenirken dolaşımli yataklarda bu oran %78 artış şeklindedir. Yüksek kapasiteli dolaşımli yataklara ilişkin bilginin teorik durumdan pratiğe dökülmesiyle bu oran azaltılabilecektir..

Oksijen yanma tesisleri, karbondioksit tutma teknolojileri arasında yenilikçi ve efektif bir alternatif olarak görülmektedir. Yanma öncesi ve sonrası metotlara kıyasla tesisin ihtiyaç duyduğu hava ayırma ve karbondioksit tutma ünitelerinin sistemde oluşturduğu güç gereksinimi, oksijen yanma teknolojisi konusunda geliştirilmesi en önemli konulardandır. Hava ayırma üniteleri Air Liquide, Linde ve Praxair gibi firmalar tarafından paketler halinde satılırken, oksijen yanma metodunda kullanılacak karbondioksit tutma üniteleri konusunda mevcut teknoloji kriyojenik karbondioksit sıkıştırma sistemleridir. Şekil 8.4'te IECM'den elde edilmiş kriyojenik karbondioksit tutma sistemi için parazit yük ve ekipman maliyetleri belirtilmiştir.



Şekil 8.4: Literatürdeki kriyojenik karbondioksit tutma sistemleri için brüt tesis çıktısına karşı parazit yük ve ekipman maliyeti değişimi.

Kriyojenik sistemlerin güncel dolaşımli akışkan yataklı tesis kapasitelerinde maliyetlerinin yüksek olduğu görülmektedir. Basınçlandırılmış oksijen yanma işleminin, karbondioksit tutma ünitelerinde oluşan yüklerde %63'e kadar tasarruf sağlayabildiği rapor edildiğinden bu alanda geliştirilecek teknolojiler, oksijen yanmanın yaygınlaşabilmesi adına büyük önem taşımaktadır.

Sonuç olarak;

- CCS teknolojileri, enerji üretiminin ekolojik sürdürülebilirliği için büyük önem arz etmektedir. Bu teknolojilerin tesislere getireceği ek maliyetlerin azaltılması ve teknolojilerin daha etkin hale getirilmesi üzerine çalışmalar devam etmektedir.
- CCS teknolojilerin teşvik edilmesi için daha gelişmiş maliyet tahmin metodolojileri, güncel ekipman fiyatlandırma listeleri ve basınçlı kazan, CO₂ tutma sistemi ve hava ayırma ünitesi gibi yenilikçi teknolojilerin detaylı simülasyonları fikir verici olacaktır.
- Karar verici mevkiiilerin enerji üreticilerine, CCS teknolojilerini kullanmaları yönünde ekonomik teşvikleri bu teknolojilerin piyasaya girişini hızlandıracaktır.
- Dolaşımli akışkan yataklı sistemlere ilişkin özellikle yüksek kapasitelerdeki bilgi birikimi arttırılmalıdır. Bu sayede ekipman fiyatları ve buna bağlı maliyet kalamlerinde azalma sağlanabilecektir.
- Basınçlandırılmış yakma sistemlerinin, sistem veriminde sağladığı rapor edilen %5'lik artış sayesinde yan sistemler için gerekli gücün azalması sayesinde aynı net çıktılara ulaşmak için daha düşük brüt kapasitede tesisler inşa edilebilmektedir. Kurulu gücün düşüşü sayesinde eldeedilecek kurulum maliyetlerindeki tasarrufun yanısıra gaz akışlı ekipman ve bağlantılarında gerçekleştirilebilecek boyut küçültme işlemleriyle maliyetlerin azaltılması yönünde çalışmalar gerçekleştirilebilir.
- Kömür fiyatlarındaki belirsizlikler ve dolaşımli akışkan yatak teknolojisinin 160MW üzeri kapasiteler için uygulamasının yerleşik olmayışı sebebiyle dolaşımli akışkan yatakta yakma sistemleri için maliyet tahmin metodolojilerinin sonuçları geliştirilmeye açıktır.
- Tutulan karbondioksit için kullanım ve depolamalarında geliştirilecek teknolojiler ile tesislerde tutulacak karbondioksitin saflığına ilişkin

regölasyonların belirlenmesi CCS teknolojilerinin geliştirilmesi aşamasında hedefleri netleştirmesi açısından önem arz etmektedir.



KAYNAKLAR

- [1] **UN Department of Economics and Social Affairs.** (2015). World Population Prospects - Population Division - United Nations. *The International Journal of Logistics Management*.
- [2] **Review, B. P. S., & June, W. E.** (2015). BP Statistical Review of World Energy, (June).
- [3] **Scibioh, M. A., & Viswanathan, B.** (2018). *CO₂ —Capture and Storage. Carbon Dioxide to Chemicals and Fuels*.
- [4] **Rubin, E. S., Mantripragada, H., Marks, A., Versteeg, P., & Kitchin, J.** (2012). The outlook for improved carbon capture technology. *Progress in Energy and Combustion Science*, 38, 630-671.
- [5] **Plaza, M. G., & Pevida, C.** (2018). *Current status of CO₂ capture from coal facilities. New Trends in Coal Conversion: Combustion, Gasification, Emissions, and Coking*. Elsevier.175-197.
- [6] **Liu, Z., & Zhang, T.** (2017). *Pilot and industrial demonstration of oxy-fuel combustion. Oxy-fuel Combustion: Fundamentals, Theory and Practice*. Chuguang Zheng and Zhaohui Liu, 209-222.
- [7] **Spero, C., & Yamada, T.** (2018). Callide Oxyfuel Project Final Results, (March), 1–61.
- [8] **Shah, M.** (2006). *Oxy-Fuel Combustion For CO₂ Capture From PC Boilers. Conference on Coal Utilization and Fuel*.
- [9] **Zheng, L.** (2011). *Oxy-fuel combustion for power generation and carbon dioxide (CO₂) capture. Oxy-Fuel Combustion for Power Generation and Carbon Dioxide (CO₂)*, 228-255.
- [10] **Authors, C. L., Abanades, J. C., Authors, L., Feron, P., Rubin, E., Wilkinson, M., ... Editors, R.** (2005). *Capture of CO₂*.
- [11] **Basu, P.** (2006). *Combustion and Gasification in Fluidized Beds. Combustion and Gasification in Fluidized Beds*, 165-186.
- [12] Super critical boiler. (n.d.). Retrieved June 14, 2020, from <https://www.slideshare.net/shivajichoudhury/super-critical-boiler>
- [13] Eren Enerji. (n.d.). Retrieved June 11, 2020, from <http://www.eren-enerji.com.tr/tr/kurumsal/eren-enerji/zetes-1>
- [14] Milling Plant | Газогенераторы МСД. (n.d.). Retrieved June 14, 2020, from <http://gazogenerator.com/boilers-for-power-and-process/milling-plant/>
- [15] Low NO_x burners | IEA Clean Coal Centre. (n.d.). Retrieved June 11, 2020, from <https://www.iea-coal.org/low-nox-burners/>

- [16] **Sarkar, J., & Bhattacharyya, S.** (2012). Application of graphene and graphene-based materials in clean energy-related devices Minghui. *Archives of Thermodynamics*, 33(4), 23–40.
- [17] **Howard, J. R.** (1989). *Fluidized Bed Thechnology*. Adam Hilger.
- [18] Circulating Fluidized-Bed Boilers. (n.d.). Retrieved June 11, 2020, from <https://www.babcock.com/en/products/fluidized-bed-boiler>.
- [19] **Leckner, B., & Gómez-Barea, A.** (2014). Oxy-fuel combustion in circulating fluidized bed boilers. *Applied Energy*, 125, 308–318.
- [20] **Moretti Jones Babcock, A. C., & Asia, P.-G.** (n.d.). *Advanced Emissions Control Technologies for Coal-Fired Power Plants*.
- [21] Electrostatic precipitator, pollution-control device, Britannica. (n.d.). Retrieved June 14, 2020, from <https://www.britannica.com/technology/electrostatic-precipitator>
- [22] Baghouse filter, technology, Britannica. (n.d.). Retrieved June 14, 2020, from <https://www.britannica.com/technology/baghouse-filter>
- [23] **Chen, S.** (2017). *Fundamentals of oxy-fuel combustion. Oxy-fuel Combustion: Fundamentals, Theory and Practice*. Chuguang Zheng and Zhaohui Liu.
- [24] **Hong, J., Field, R., Gazzino, M., & Ghoniem, A. F.** (2010). Operating pressure dependence of the pressurized oxy-fuel combustion power cycle. *Energy*.
- [25] **Lasek, J. A., Janusz, M., Zuwała, J., Glód, K., & Iluk, A.** (2013). Oxy-fuel combustion of selected solid fuels under atmospheric and elevated pressures. *Energy*, 62, 105–112.
- [26] **Bert Metz, Ogunlade Davidson, Heleen de Coninck, Manuela Loos, L. M.** (2005). *The IPCC special report on carbon dioxide capture and storage. ECOS 2006 - Proceedings of the 19th International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems*.
- [27] **Rubin, E. S., Short, C., Booras, G., Davison, J., Ekstrom, C., Matuszewski, M., & McCoy, S.** (2013). A proposed methodology for CO₂ capture and storage cost estimates. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 17, 488–503.
- [28] **Rubin, E. S.** (2012). Understanding the pitfalls of CCS cost estimates. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 10, 181–190.
- [29] **Gerdes, K., Summers, W. M., & Wimer, J.** (2011). *Cost Estimation Methodology for NETL Assessments of Power Plant Performance DOE/NETL-2011/1455*. Retrieved from <http://www.netl.doe.gov/FileLibrary/research/energyanalysis/publications/QGESSNETLCostEstMethod.pdf>
- [30] **van der Spek, M., Roussanaly, S., & Rubin, E. S.** (2019). Best practices and recent advances in CCS cost engineering and economic analysis. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 83(February), 91–104.

- [31] **Kenton, W.** (2019). Capital Expenditure: CapEx Definition. *Investopedia*. Retrieved from <https://www.investopedia.com/terms/c/capitalexpenditure.asp>
- [32] **Christensen, P., Larry Dysert, C. R., CEP Jennifer Bates, C., Jeffery Borowicz, C. J., CEP PSP Peter Bredehoeft, C. R., CEP Robert Brown, J. B., ... James Whiteside, C. D.** (2011). 18R-97: Cost Estimate Classification System - As Applied in Engineering, Procurement, and Construction for the Process Industries, (18). Retrieved from www.aacei.org
- [33] **Clark, V. R., & Herzog, H. J.** (2014). Can stranded fossil fuel reserves drive CCS deployment? In *Energy Procedia*.
- [34] **Bolland, O., Booth, N., Ekstrom, C., Fernandez, E. S., Macchi, E., Manzolini, G., ... Robinson, L.** (2011). European Best Practice Guidelines for the Evaluation of CO₂ Capture Technologies. In *D.1.4.3* (Vol. WP 1.4-E, pp. 1–24). Retrieved from http://caesar.ecn.nl/fileadmin/caesar/user/documents/D_4.9_best_practice_guide.pdf
- [35] **Ye, B., Jiang, J., Zhou, Y., Liu, J., & Wang, K.** (2019). Technical and economic analysis of amine-based carbon capture and sequestration at coal-fired power plants. *Journal of Cleaner Production*, 222, 476–487.
- [36] **Borgert, K. J., & Rubin, E. S.** (2013). Oxyfuel combustion: Technical and economic considerations for the development of carbon capture from pulverized coal power plants. *Energy Procedia*, 37, 1291–1300.
- [37] **Stanger, R., Wall, T., Spörl, R., Paneru, M., Grathwohl, S., Weidmann, M., ... Santos, S.** (2015). Oxyfuel combustion for CO₂ capture in power plants. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 40, 55–125.
- [38] **Zoelle, A., & Kuehn, N.** (2019). *Quality Guidelines for Energy System Studies Capital Cost Scaling Methodology: Revision 4 Report Final*. 9-26
- [39] **Jenkins, S.** (2020). 2020 CEPCI UPDATES: SEPTEMBER (PRELIM.) AND AUGUST (FINAL). *Chemical Engineering Journal*. Retrieved from <https://www.chemengonline.com/2020-cepci-updates-september-prelim-and-august-final/>
- [40] **National Energy Technology Laboratory (NETL).** (2019). Capital Cost Scaling Methodology: Revision 4 Report, NETL-PUB-22697, (October).
- [41] **Matuszewski, M., Brasington, R., & Woods, M.** (2012). Advancing oxycombustion technology for bituminous coal power plants: An R&D guide. *Society of Petroleum Engineers - Carbon Management Technology Conference 2012*, 2(April), 1000–1007.
- [42] **Seddighi, S., Clough, P. T., Anthony, E. J., Hughes, R. W., & Lu, P.** (2018). Scale-up challenges and opportunities for carbon capture by oxy-fuel circulating fluidized beds. *Applied Energy*, 232(September), 527–542.
- [43] **Singh, R. I., & Kumar, R.** (2016). Current status and experimental investigation of oxy-fired fluidized bed. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 61, 398–420.

- [44] **Vu, T. T., Lim, Y. H., Song, D., Mun, T. Y., Moon, J. H., Sun, D., ... Park, Y. C.** (2020). Techno-economic analysis of ultra-supercritical power plants using air- and oxy-combustion circulating fluidized bed with and without CO₂ capture. *Energy*, 194, 116855.
- [45] **Symonds, R. T., Hughes, R. W., & De Las Obras Loscertales, M.** (2020). Oxy-pressurized fluidized bed combustion: Configuration and options analysis. *Applied Energy*, 262(January), 114531.
- [46] **Chen, S., Yu, R., Soomro, A., & Xiang, W.** (2019). Thermodynamic assessment and optimization of a pressurized fluidized bed oxy-fuel combustion power plant with CO₂ capture. *Energy*, 175, 445–455.



EKLER

EK A.1: Kapasiteye göre ekipmanlar için maliyet ölçeklendirme katsayıları



EK A.1: Kapasiteye göre ekipmanlar için maliyet ölçeklendirme katsayıları.

	Ölçeklendirilen ekipman	Ölçek Parametresi	Üstel Katsayı 1	Üstel Katsayı 2	Aralık
AS1- Yakıt ve Sorbent İdaresi					
1.1	Coal Receive & Unload	Coal Feed Rate, lb/hr	0.62	0.62	472,000–635,000
1.2	Coal Stackout & Reclaim	Coal Feed Rate, lb/hr	0.62	0.62	472,000–635,000
1.3	Coal Conveyors & Yard Crushing	Coal Feed Rate, lb/hr	0.62	0.62	472,000–635,000
1.4	Other Coal Handling	Coal Feed Rate, lb/hr	0.62	0.62	472,000–635,000
1.5	Sorbent Receive & Unload	Limestone Feed Rate, lb/hr	0.66	0.62	45,600–61,400
1.6	Sorbent Stackout & Reclaim	Limestone Feed Rate, lb/hr	0.64	0.64	45,600–61,400
1.7	Sorbent Conveyors	Limestone Feed Rate, lb/hr	0.65	0.64	45,600–61,400
1.8	Other Sorbent Handling	Limestone Feed Rate, lb/hr	0.64	0.64	45,600–61,400
1.9	Coal & Sorbent Handling Foundations	Coal and Limestone Feed Rate, lb/hr	0.62	0.62	517,700–695,800
AS2- Yakıt Hazırlık ve Besleme					
2.1	Coal Crushing & Drying	Coal Feed Rate, lb/hr	0.66	0.66	472,000–635,000
2.2	Prepared Coal Storage & Feed	Coal Feed Rate, lb/hr	0.66	0.66	472,000–635,000
2.5	Sorbent Preparation Equipment	Limestone Feed Rate, lb/hr	0.65	0.65	45,600–61,400
2.6	Sorbent Storage & Feed	Limestone Feed Rate, lb/hr	0.65	0.65	45,600–61,400
2.9	Coal & Sorbent Feed Foundation	Coal and Limestone Feed Rate, lb/hr	0.64	0.64	517,700–695,800
AS3- Besleme Suyu ve Diğer Su Pompalama Sistemleri					
3.1	Feedwater System	Feedwater Flow (HP Only), lb/hr	0.69	0.68	4,120,000–5,317,000
3.2	Water Makeup & Pretreating	Raw Water Withdrawal, gpm	0.73	0.75	6,000–10,700
3.3	Other Feedwater Subsystems	Feedwater Flow (HP Only), lb/hr	0.89	0.89	4,120,000–5,317,000
3.4	Service Water Systems	Raw Water Withdrawal, gpm	0.80	0.80	6,000–10,700
3.5	Other Boiler Plant Systems	Feedwater Flow (HP Only), lb/hr	0.90	0.90	4,120,000–5,317,000
3.6	Natural Gas Pipeline and Start-up System	Total Fuel Feed, lb/hr	0.49	0.51	472,000–635,000
3.7	Waste Water Treatment Equipment	Process Water Discharge, gpm	0.71	0.73	1,200–3,100
3.8	Spray Dryer Evaporator	Gas Flow to SDE, acfm	0.75	0.75	123,000–166,000
3.9	Miscellaneous Plant Equipment	Total Fuel Feed, lb/hr	0.25	0.25	472,000–635,000
AS4- Pülverize Kazan ve Aksesuarları					
4.9	PC Boiler & Accessories (Air-Fired)	Feedwater Flow (HP Only), lb/hr	0.76	0.78	4,120,000–5,317,000
4.10	SCR System	Gas Flow to DSI, acfm	0.69		2,489,900–3,346,700

4.11	Boiler Balance of Plant	Coal Feed Rate, lb/hr	0.69		472,000–635,000
4.12	Primary Air System	Primary Air Flow Rate, acfm	0.69		249,300–335,200
4.13	Secondary Air System	Forced Draft Air Flow Rate, acfm	0.69		811,700–1,091,100
4.14	Induced Draft Fans	Gas Flow from Baghouse, acfm	0.69		1,717,500–2,308,500
4.15	Major Component Rigging	Coal Feed Rate, lb/hr	0.69		472,000–635,000
4.16	Boiler Foundations	Coal Feed Rate, lb/hr	0.69		472,000–635,000
4.10	SCR System	Gas Flow to DSI, acfm	0.69		2,489,900–3,346,700
AS5- Baca Gazı Temizliği					
5.1	Cansolv CO ₂ Removal System	CO ₂ Product Flow Rate, lb/hr/ Inlet to Absorber, acfm	0.60A		1,281,000–1,348,000/ 1,865,000–1,962,000
5.2	Wet FGD Absorber Vessels & Accessories	Wet FGD Exit Gas Flow, acfm	0.73		1,459,000–1,962,000
5.3	Other FGD	Wet FGD Exit Gas Flow, acfm	0.73		1,459,000–1,962,000
5.4	CO ₂ Compression & Drying	Compressor Auxiliary Load, kWb	0.61		17,000–46,700
5.5	CO ₂ Compressor Aftercooler	Heat Exchanger Duty, MMBtu/hr	0.83		32–88
5.6	Mercury Removal (DSI/ACI)	Brominated Activated Carbon Injection Rate, lb/hr	0.78	0.80	100–140
5.9	Particulate Removal (Bag House & Accessories)	Gas Flow to Baghouse, acfm	0.79		1,691,000–2,274,000
5.12	Gas Cleanup Foundations	Coal Feed Rate, lb/hr	0.79		472,000–635,000
5.13	Gypsum Dewatering System	Gypsum Production Rate, lb/hr	0.58	0.60	69,400–93,300
AS6/1- Yakma Sonrası CO₂ Tutma ve Sıkıştırma*					
6.1	Cansolv CO ₂ Removal System	CO ₂ Product Flow Rate, lb/hr/ Inlet to Absorber, acfm	0.60A		1,281,000–1,348,000/ 1,865,000–1,962,000
6.2	Wet FGD Absorber Vessels & Accessories	Wet FGD Exit Gas Flow, acfm	0.73		1,459,000–1,962,000
6.3	Other FGD	Wet FGD Exit Gas Flow, acfm	0.73		1,459,000–1,962,000
6.4	CO ₂ Compression & Drying	Compressor Auxiliary Load, kWb	0.61		17,000–46,700
6.5	CO ₂ Compressor Aftercooler	Heat Exchanger Duty, MMBtu/hr	0.83		32–88
6.6	Mercury Removal (DSI/ACI)	Brominated Activated Carbon Injection Rate, lb/hr	0.78	0.80	100–140
6.7	Particulate Removal (Bag House & Accessories)	Gas Flow to Baghouse, acfm	0.79		1,691,000–2,274,000
6.8	Gas Cleanup Foundations	Coal Feed Rate, lb/hr	0.79		472,000–635,000

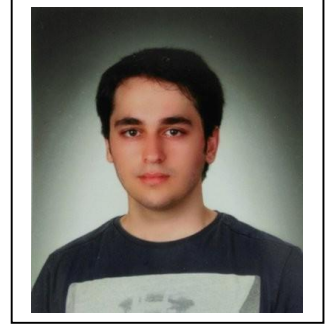
6.9	Gypsum Dewatering System	Gypsum Production Rate, lb/hr	0.58	0.60	69,400–93,300
AS6/2- Oksi Yanma CO₂ Tutma ve Sıkıştırma*					
6.10	CO ₂ Condensing Heat Exchanger	Heat Duty, MMBtu/hr	0.80	0.80	200-600
6.11	CO ₂ Removal System	CO ₂ Flowrate, lb/hr Inlet to Absorber, acfm	0.60	0.60	850,000 – 2,290,000
6.12	CO ₂ Compression & Drying	CO ₂ Flowrate, lb/hr	0.61		850,000 – 2,290,000
AS7- Boru Bağlantıları ve Baca					
7.3	Ductwork	Total Fuel Feed, lb/hr	0.29		472,000–635,000
7.4	Stack	Gas Flow to Stack, acfm	0.06		1,314,000–1,522,000
7.5	Duct & Stack Foundations	Total Fuel Feed, lb/hr	0.06		472,000–635,000
AS8- Buhar Türbini ve Aksesuarları					
8.1	Steam Turbine Generator & Accessories	Steam Turbine Gross Power, MW	0.70		685–776
8.2	Steam Turbine Plant Auxiliaries	Steam Turbine Gross Power, MW	0.70	0.71	685–776
8.3a	Condenser & Auxiliaries	Condenser Duty, MMBtu/hr	1.04	0.86	2,010–2,650
8.3b	Air Cooled Condenser	Condenser Duty, MMBtu/hr	N/AA		N/A
8.4	Steam Piping	Feedwater Flow (HP Only), lb/hr	0.70		4,120,000–5,317,000
8.5	Turbine Generator Foundations	Steam Turbine Gross Power, MW	0.71		685–776
AS9- Soğutma Suyu Sistemleri					
9.1	Cooling Towers	Cooling Tower Duty, MMBtu/hr	0.77	0.76	2,550–4,880
9.2	Circulating Water Pumps	Circulating Water Flow Rate, gpm	0.86		255,000–498,000
9.3	Circ. Water System Auxiliaries	Circulating Water Flow Rate, gpm	0.63		255,000–498,000
9.4	Circ. Water Piping	Circulating Water Flow Rate, gpm	0.63		255,000–498,000
9.5	Make-up Water System	Raw Water Withdrawal, gpm	0.49		6,000–10,700
9.6	Component Cooling Water System	Circulating Water Flow Rate, gpm	0.63		255,000–498,000
9.7	Circ. Water System Foundations	Circulating Water Flow Rate, gpm	0.58		255,000–498,000
AS10- Kül ve Kullanılmış Sorbent İdaresi					
10.6	Ash Storage Silos	Total Ash Flow Rate, lb/hr	0.56		52,000–70,400
10.7	Ash Transport & Feed Equipment	Total Ash Flow Rate, lb/hr	0.56		52,000–70,400
10.9	Ash/Spent Sorbent Foundation	Total Ash Flow Rate, lb/hr	0.56		52,000–70,400
AS11- Elektriksel Ekipmanlar					
11.1	Generator Equipment	Steam Turbine Gross Power, MW	0.57		685–776
11.2	Station Service Equipment	Auxiliary Load, kW	0.43		35,000–125,800

11.3	Switchgear & Motor Control	Auxiliary Load, kW	0.43	35,000–125,800
11.4	Conduit & Cable Tray	Auxiliary Load, kW	0.43	35,000–125,800
11.5	Wire & Cable	Auxiliary Load, kW	0.43	35,000–125,800
11.6	Protective Equipment	Auxiliary Load, kW	0.00	35,000–125,800
11.7	Standby Equipment	Steam Turbine Gross Power, MW	0.46	685–776
11.8	Main Power Transformers	STG Rating, MVA	0.70	760–860
11.9	Electrical Foundations	Steam Turbine Gross Power, MW	0.69	685–776
AS12- Enstrümantasyon ve Kontrol Ekipmanları				
12.1	PC Boiler Control Equipment	Auxiliary Load, kW	0.13	35,000–125,800
12.3	Steam Turbine Control Equipment	Auxiliary Load, kW	0.13	35,000–125,800
12.5	Signal Processing Equipment	Auxiliary Load, kW	0.13	35,000–125,800
12.6	Control Boards, Panels & Racks	Auxiliary Load, kW	0.13	35,000–125,800
12.7	Distributed Control System Equipment	Auxiliary Load, kW	0.13	35,000–125,800
12.8	Instrument Wiring & Tubing	Auxiliary Load, kW	0.13	35,000–125,800
12.9	Other I&C Equipment	Auxiliary Load, kW	0.13	35,000–125,800
AS13- Mekan Islahı				
13.1	Site Preparation	BEC (Minus Acts. 13 and 14)	0.20	883,600–1,622,000
13.2	Site Improvements	BEC (Minus Acts. 13 and 14)	0.20	883,600–1,622,000
13.3	Site Facilities	BEC (Minus Acts. 13 and 14)	0.20	883,600–1,622,000
AS14- Bina ve Diğer Yapılar				
14.2	Boiler Building	BEC (Minus Acts. 13 and 14)	0.00	883,600–1,622,000
14.3	Steam Turbine Building	BEC (Minus Acts. 13 and 14)	0.00	883,600–1,622,000
14.4	Administration Building	Steam Turbine Gross Power, MW	0.00	685–776
14.5	Circulation Water Pumphouse	Circulating Water Flow Rate, gpm	0.60	0.59 255,000–498,000
14.6	Water Treatment Buildings	Raw Water Withdrawal, gpm	0.50	6,000–10,700
14.7	Machine Shop	Steam Turbine Gross Power, MW	0.00	685–776
14.8	Warehouse	Steam Turbine Gross Power, MW	0.00	685–776
14.9	Other Buildings & Structures	Steam Turbine Gross Power, MW	0.00	685–776

14.10	Waste Treating Building & Structures	Raw Water Withdrawal, gpm	0.05	6,000–10,700
-------	---	------------------------------	------	--------------



ÖZGEÇMİŞ



Ad-Soyad : Barış OKTAY

Doğum Tarihi ve Yeri : 14 Temmuz 1993 - İSTANBUL

E-posta : barisoktay7@gmail.com

ÖĞRENİM DURUMU:

- **Lisans** : 2017, İstanbul Teknik Üniversitesi, Kimya Metalurji Fakültesi Kimya Mühendisliği Bölümü
- **Yüksek lisans** : 2020, İstanbul Teknik Üniversitesi Kimya Mühendisliği Anabilim dalı, Kimya Mühendisliği Bölümü

