

T.C
HİTİT ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**KÖMÜR GAZLAŞTIRMA TABANLI ÇOKLU ENTEGRE
ENERJİ SİSTEMLERİNİN TERMODİNAMİK ANALİZİ**

Sertaç Samed SEYİTOĞLU

DOKTORA TEZİ
MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

DANIŞMAN
Prof. Dr. Ali KILIÇARSLAN

KASIM 2018
ÇORUM

**KÖMÜR GAZLAŞTIRMA TABANLI ÇOKLU ENTEGRE
ENERJİ SİSTEMLERİNİN TERMODİNAMİK ANALİZİ**

Sertaç Samed SEYİTOĞLU

**Fen Bilimleri Enstitüsü
Makine Mühendisliği Anabilim Dalı**

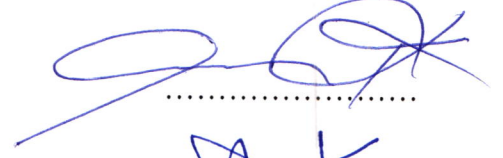
Doktora Tezi

**TEZ DANIŞMANI
Prof. Dr. Ali KILIÇARSLAN
Eş Danışman: Prof. Dr. İbrahim DİNÇER**

Çorum 2018

Sertaç Samed SEYİTOĞLU tarafından hazırlanan “Kömür Gazlaştırma Tabanlı Çoklu Entegre Enerji Sistemlerinin Termodinamik Analizi” adlı tez çalışması 09/11/2018 tarihinde aşağıdaki jüri üyeleri tarafından oy birliği/oy çokluğu ile Hitit Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Makine Mühendisliği Anabilim Dalı’nda Doktora tezi olarak kabul edilmiştir.

Prof. Dr. İrfan KURTBAŞ



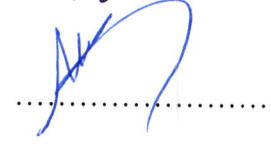
Prof. Dr. Ali KILIÇARSLAN



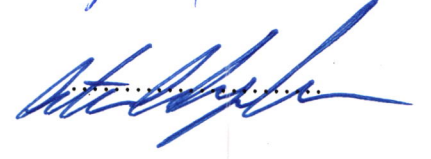
Prof. Dr. Gamze GENÇ



Doç. Dr. Nesrin KAYATAŞ DEMİR



Doç. Dr. Çetin ÇAKANYILDIRIM



Hitit Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu’nun 07/12/2018 tarih ve 2018/279 sayılı kararı ile Sertaç Samed SEYİTOĞLU Makine Mühendisliği Anabilim Dalı’nda Doktora derecesi alması onanmıştır.



Doç. Dr. Cengiz BAYKASOĞLU
Fen Bilimleri Enstitüsü Müdürü

TEZ BEYANI

Tez içindeki bütün bilgilerin etik davranış ve akademik kurallar çerçevesinde elde edilerek sunulduğunu, ayrıca tez yazım kurallarına uygun olarak hazırlanan bu çalışmada bana ait olmayan her türlü ifade ve bilginin kaynağına eksiksiz atıf yapıldığını beyan ederim.



Sertaç Samed SEYİTOĞLU

KÖMÜR GAZLAŞTIRMA TABANLI ÇOKLU ENTEGRE ENERJİ SİSTEMLERİNİN TERMODİNAMİK ANALİZİ

Sertaç Samed SEYİTOĞLU

HİTİT ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

Kasım 2018

ÖZET

Enerji, tüm dünyada birçok uygulamada en önemli konulardan biridir. Dünya nüfusunda meydana gelen artış ve teknolojinin gelişmesine bağlı olarak enerji ihtiyaçları günden güne artmaktadır. Enerji talebindeki hızlı artış ve fosil yakıt kaynakları rezerv düşüşü, insanları son yıllarda alternatif enerji üretim yöntemlerini aramaya zorlamıştır.

Kömür, dünya üzerinde en bol ve en eski fosil kaynaklardan biridir. Kömür genellikle yakılarak enerji üretilir. Kömürün doğrudan yakılması yerine gazlaştırma yöntemi ile temel kimyasal bileşenlere dönüştürülebilir. Gazlaştırma, kömürden gaz üreten termokimyasal bir dönüşüm sürecidir. Diğer bir ifade ile katı yakıtların gaz yakıtlara dönüştürülmesidir. Kömürü gazlaştırmanın amacı kömür yakıldığı zaman meydana gelen zararlı emisyonları azaltmak ve yakıtın enerji yoğunluğunu arttırmaktır. Kömürün gazlaştırılması ile meydana gelen sentez gazı doğrudan kazanda yakılabilir veya çeşitli kimyasallar üretmek için kullanılabilir.

Bu çalışma kapsamında, kömür gazlaştırma tabanlı entegre çoklu sistemler geliştirilmiştir. Tunçbilek, Soma, Elbistan, Çan, Beypazarı, Yatağan gibi altı farklı kömür kaynağı kullanılmıştır. Geliştirilen birinci sistemde elektrik üretimi, hidrojen üretimi ve sentetik yakıt üretimi incelenmiştir. Geliştirilen ikinci sistemde sadece hidrojen üretimi yapılmıştır. Geliştirilen üçüncü sistemde ise sadece elektrik üretimi

incelenmiştir. Bu tez kapsamında oluşturulan sistemlere enerji ve ekserji analizleri ayrı ayrı uygulanmış ve kendi aralarında karşılaştırılmıştır.

Elde edilen bulgulara göre Tunçbilek kömürü diğer kömür türleri arasında sistemlerde en iyi performansı göstermiştir. Geliştirilen birinci sistemin enerji ve ekserji verimlilikleri sırasıyla %53 ve %46 olarak bulunmuştur. Geliştirilen ikinci sistem için enerji verimliliği %40 ile %52 arasında değişirken, ekserji verimliliği ise %36 ile %48 arasında değişmiştir. Geliştirilen üçüncü sistemin enerji ve ekserji verimlilikleri ise sırasıyla yaklaşık olarak %49 ve %45 olarak bulunmuştur.

Anahtar Kelimeler: Kömür gazlaştırma, Enerji, Ekserji, Entegre çoklu sistemler, Verimlilik

**THERMODYNAMIC ANALYSIS OF COAL GASIFICATION BASED
MULTIGENERATION ENTEGRATED ENERGY SYSTEMS**

Sertaç Samed SEYİTOĞLU

HITIT UNIVERSITY
GRADUATE SCHOOL OF NATURAL AND APPLIED SCIENCES

November 2018

ABSTRACT

Energy is one of the most important issues in many applications all around the world. The world's energy need depending on developing technology and population is increasing day by day. The rapid increase in the energy demand and decrease in the fossil fuel resources have forced people to look for alternative energy production methods in recent years.

Coal is the most abundant and one of the oldest fossil fuel resources in the world. Energy is usually produced by burning coal. Instead of directly burning the coal, it can be converted into the main chemical components through the gasification method. Gasification is a thermochemistry transformation process generating gas from coal. In the other words, solid fuel is converted to gas fuel. The aim of the gasification of the coal is to decrease harmful emissions occurring when the coal is burned and to increase the fuel's energy density. The syngas obtained by gasification of coal is directly burned in the boiler or used to produce various chemicals.

In this study, coal gasification based multi-generation systems are investigated. Six different coal types such as Tuncbilek, Soma, Elbistan, Can, Beypazarı, Yatagan, are used. Electricity, hydrogen and synthetic fuel are produced in the first system. In the second system, only hydrogen is produced. Lastly, only electricity is produced in the third system.

Energy and exergy analysis were applied separately to the systems and compared among each other.

Tuncbilek coal showed the best performance amongst other coals in the systems. The energy and exergy efficiencies of the first system were found 53% and 46%, respectively. In the second system, the energy efficiency ranged from 40% to 52%, while the exergy efficiency ranged from 36% to 48%. The energy and exergy efficiencies of the third system were found 49% to 45%, respectively.

Keywords: Coal gasification, Energy, Exergy, Integrated multi-generation systems, Efficiency

TEŞEKKÜR

Tez konusunun şekillenmesi konusunda ve çalışmalarım boyunca yardımlarını, değerli katkılarını esirgemeyen değerli tez danışmanı hocam Prof. Dr. Ali KILIÇARSLAN'a,

Tezin ilerlemesi süresince çok değerli önerileri ve yardımlarını esirgemeyen ikinci tez danışmanı değerli hocam Prof. Dr. İbrahim DİNÇER'e,

Tez süreci boyunca tez izleme komitelerinde görüş ve önerilerini benimle paylaşıp tezin ilerleme süresince yardımlarda bulunan değerli komite üyeleri Prof. Dr. İrfan KURTBAŞ'a ve Doç. Dr. Çetin ÇAKANYILDIRIM'a,

Tez çalışmalarımın bir bölümünü yürüttüğüm University of Ontario Institute of Technology'ye gitmeme destek veren YÖK Doktora Sırası Bursu'nu sağlayan YÖK'e,

Hayatım boyunca olduğu gibi tez çalışmalarım süresince de maddi ve manevi desteklerini esirgemeyen çok değerli aileme,

Doktora çalışmalarım boyunca her türlü desteği veren, umutsuzluk anlarında daima yanımda olup çalışmalarına devam etmem için sürekli destek veren çok değerli eşime en içten ve en samimi duygularıyla teşekkürlerimi sunarım.

İÇİNDEKİLER

ÖZET.....	iv
ABSTRACT.....	vi
TEŞEKKÜR.....	viii
İÇİNDEKİLER	ix
ÇİZELGELER DİZİNİ	xi
ŞEKİLLER DİZİNİ.....	xiii
SİMGELER ve KISALTMALAR	xvi
1. GENEL BİLGİLER	1
1.1. Giriş.....	1
1.2. Tezin Amacı ve Önemi.....	9
2.LİTERATÜR ARAŞTIRMASI	11
2.1. Kömür Gazlaştırma ve Kömür Tabanlı Entegre Çoklu Sistem Çalışmaları....	11
2.2. Kömür Gazlaştırma Üzerine Yapılan Çalışmaların Bibliyografik Analizi	15
3. KÖMÜR TABANLI ÇOKLU SİSTEMLER.....	24
3.1. Kömür Gazlaştırma	24
3.1.1. Sabit yataklı gazlaştırıcılar.....	28
3.1.2. Akışkan yataklı gazlaştırıcılar	30
3.1.3. Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcılar	32
3.2. Fischer-Tropsch Sentezi	34
3.3. Katı Oksit Yakıt Pili (KOYP)	37
3.4. Yüksek Sıcaklık Elektrolizörü.....	38
3.5. Rankine Çevrimi.....	41
4. TERMODİNAMİK ANALİZ	45
4.1. Enerji Analizi	48
4.2. Ekserji Analizi	49

4.3. Eksergoekonomik Analiz	53
5. ÇALIŞILAN SİSTEMLER.....	58
5.1. Sistem 1	58
5.2. Sistem 2	86
5.3. Sistem 3	101
5.4. Eksergoekonomik yaklaşım	112
6. SONUÇLAR ve ÖNERİLER.....	118
KAYNAKLAR	124
ÖZGEÇMİŞ	135

ÇİZELGELER DİZİNİ

Çizelge	Sayfa
Çizelge 1.1. Dünya Birincil Enerji Tüketimi (Milyon TEP)	3
Çizelge 2.1. Kömür gazlaştırma konusunda en fazla tercih edilen dergiler	19
Çizelge 2.2. Kömür gazlaştırma konusunda 1987-2017 yılları arası en üretken ülkeler	20
Çizelge 3.1. Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcı prosesleri ve özellikleri	33
Çizelge 3.2. Gazlaştırıcı türlerinin ticari uygulamaları.....	33
Çizelge 3.3. 850 MW üzeri aktif çalışan kömür gazlaştırma projeleri	34
Çizelge 4.1. Enerji ve ekserji kavramlarının karşılaştırılması (Dincer, 2002b).....	46
Çizelge 4.2. Bazı maddelerin standart kimyasal ekserji değerleri (Kotas, 1985).....	52
Çizelge 5.1. Kömürlerin yaklaşık ve element analizi	63
Çizelge 5.2. Sistem modellemesinde kullanılan bazı parametreler	67
Çizelge 5.3. Tunçbilek kömürü karbon/oksijen oranına göre analiz sonuçları.....	69
Çizelge 5.4. Tunçbilek kömürü kömür/oksijen oranına göre analiz sonuçları	70
Çizelge 5.5. Beypazarı kömürü karbon/oksijen oranına göre analiz sonuçları.....	71
Çizelge 5.6. Beypazarı kömürü kömür/oksijen oranına göre analiz sonuçları	72
Çizelge 5.7. Çan kömürü karbon/oksijen oranına göre analiz sonuçları	73
Çizelge 5.8. Çan kömürü kömür/oksijen oranına göre analiz sonuçları	74
Çizelge 5.9. Elbistan kömürü karbon/oksijen oranına göre analiz sonuçları.....	75
Çizelge 5.10. Elbistan kömürü kömür/oksijen oranına göre analiz sonuçları	76
Çizelge 5.11. Soma kömürü karbon/oksijen oranına göre analiz sonuçları.....	77
Çizelge 5.12. Soma kömürü kömür/oksijen oranına göre analiz sonuçları	78
Çizelge 5.13. Yatağan kömürü karbon/oksijen oranına göre analiz sonuçları	79

Çizelge	Sayfa
Çizelge 5.14. Yatağan kömürü kömür/oksijen oranına göre analiz sonuçları	80
Çizelge 5.15. PSA veriminin sistemin hidrojen üretimine ve sistem verimliliklerine etkisi ($T_{\text{yanma}}=1250\text{ }^{\circ}\text{C}$).....	96
Çizelge 5.16. PSA veriminin sistemin hidrojen üretimine ve sistem verimliliklerine etkisi ($T_{\text{yanma}}=1500\text{ }^{\circ}\text{C}$).....	98
Çizelge 5.17. Yanma odası sıcaklığının sistem verimine etkisi	100
Çizelge 5.18. KOYP çalışma parametreleri	103
Çizelge 5.19. Entegre kömür gazlaştırma sistemi için oluşturulan denklemler.....	113
Çizelge 5.20. Ekonomik sabitler	114
Çizelge 5.21. Sistem elemanlarının satın alma maliyetleri.....	115
Çizelge 5.22. Tasarlanan sistemin ekonomik analiz sonuçları	116

ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil	Sayfa
Şekil 1.1. Türkiye'nin toplam birincil enerji tüketimi	4
Şekil 1.2. Uluslararası genel kömür sınıflandırılması.....	5
Şekil 1.3. Türkiye kömür rezervi (MTA, 2018).....	5
Şekil 2.1. WoS veri tabanına göre 1987-2017 yılları arasında yapılan yayınların sayısı.....	18
Şekil 2.2. En üretken on ülkenin sosyal ağ dağılımı.....	21
Şekil 2.3. Yazar anahtar kelimelerinin ortak kelime ağı haritası	22
Şekil 2.4. En fazla atıf alan yazarların sosyal ağ analizi ile gösterimi.....	23
Şekil 3.1. Sentez gazından üretilebilecek ürünler	24
Şekil 3.2. Sabit yataklı gazlaştırıcı.....	29
Şekil 3.3. Kabarcıklı akışkan yatak gazlaştırıcı (Kayahan ve ark., 2009)	31
Şekil 3.4. Dolaşımli akışkan yatak gazlaştırıcı (Kayahan ve ark., 2009)	31
Şekil 3.5. Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcı.....	32
Şekil 3.6. Katı Oksit Yakıt Pili çalışma şeması	37
Şekil 3.7. Yüksek sıcaklık elektroliz ünitesinin enerji tüketiminin sıcaklıkla değişimi	41
Şekil 3.8. İdeal Rankine Çevrimi (Çengel ve Boles, 2015).....	42
Şekil 3.9. İdeal ara ısıtmalı Rankine çevrimi(Çengel ve Boles, 2015)	43
Şekil 4.1. Termodinamik ve termoekonomik değerlendirme ilişkisi.....	47
Şekil 5.1. GE kömür gazlaştırma ve soğutma sistemi (U.S. DOE, 2018a).....	59
Şekil 5.2. Tasarlanan birinci sistemin ana gösterimi	60
Şekil 5.3. Hidrojen üretim ünitesi	62
Şekil 5.4. Kömür tabanlı ilk çoklu sistemin genel görünümü	64

Şekil	Sayfa
Şekil 5.5. Sistem modellemesinin iş akış diyagramı	65
Şekil 5.6. Gazlaştırıcı reaktöründen çıkan sentez gazı bileşiminin değişimi.....	81
Şekil 5.7. Oksijen/kömür oranına göre sistemlerin performansları	82
Şekil 5.8. Karbon/oksijen oranına göre sistemlerin performansları	83
Şekil 5.9. Sentez gazı içerisindeki H ₂ ve CO gazlarının kömür türüne göre değişimi	84
Şekil 5.10. Kömür türlerine göre enerji ve ekserji verimliliklerinin karşılaştırılması	85
Şekil 5.11. Tasarlanan ikinci sistemin ana gösterimi.....	87
Şekil 5.12. Kömür tabanlı ikinci çoklu sistemin genel görünümü.....	88
Şekil 5.13. Kömür bulamaç oranının sentez gazı içeriğine etkisi.....	89
Şekil 5.14. Gazlaştırıcı reaktör basıncının sentez gazı içeriğine etkisi.....	90
Şekil 5.15. Gazlaştırıcı reaktör sıcaklığının sentez gazı içeriğine etkisi.....	91
Şekil 5.16. PSA ünitesinin veriminin hidrojen üretimine etkisi (T _{yanma} = 1000°C)....	92
Şekil 5.17. PSA ünitesinin veriminin enerji ve ekserji verimlerine etkisi (T _{yanma} = 1000°C)	94
Şekil 5.18. Yanma odası sıcaklığına göre YSE hidrojen üretim miktarı	101
Şekil 5.19. Tasarlanan üçüncü sistemin ana gösterimi	102
Şekil 5.20. Kömür tabanlı üçüncü çoklu sistemin genel görünümü	104
Şekil 5.21. Sistem elemanlarının verimlilikleri	105
Şekil 5.22. KOYP basınç değişiminin verime etkisi (T _{KOYP} =900°C).....	106
Şekil 5.23. KOYP basınç değişiminin verime etkisi (T _{KOYP} =950°C).....	107
Şekil 5.24. KOYP basınç değişiminin verime etkisi (T _{KOYP} =1000°C).....	108
Şekil 5.25. KOYP basıncının kimyasal dönüşüm oranına göre üreteceği gücün değişimi	109
Şekil 5.26. KOYP yararlanma faktörünün verimliliklere etkisi	110

Şekil	Sayfa
Şekil 5.27. Farklı sıcaklıklarda ve basınçlarda kullanılabilir akışkanların özgül ısılarının değişimi	111
Şekil 5.28. Sistemin genel güç dağılımı	111
Şekil 5.29. Entegre kömür gazlaştırma sistemi.....	112
Şekil 5.30. Sistem elemanlarının ekserji yıkımı oranları.....	115
Şekil 5.31. Sistem elemanlarının eksergoekonomik faktörleri	117



SİMGELER ve KISALTMALAR

Simgeler

C_p	Sabit basınçta özgül ısı
C_v	Sabit hacimde özgül ısı
En	Enerji
Ex	Ekserji
g	Yerçekimi ivmesi
Gt	Gigaton
h	Özgül entalpi
m	Kütle
MJ	Megajoule
MW	Megawatt
P	Basınç
R	İdeal gaz sabiti
s	Özgül entropi
T	Sıcaklık
U	İç enerji
\dot{Q}	Birim zamanda verilen ısı
η	Enerji verimi
ψ	Ekserji verimi

Kısaltmalar

ABD	Amerika Birleşik Devletleri
AID	Alt ısı değer
ASU	Hava ayırma ünitesi
BAE	Birleşik Arap Emirlikleri
CCV	Yakıtın kalorifik değeri
CEPCI	Kimya mühendisliği tesis maliyet indeksi
CRF	Sermaye geri kazanım faktörü
EES	Engineering Equation Solver
F-T	Fischer-Tropsch
<i>fz</i>	Fiziksel
HTE	Yüksek sıcaklık elektrolizörü
IGCC	Entegre gazlaştırma kombine çevrimi
KE	Kinetik enerji
<i>km</i>	Kimyasal
KOYP	Katı oksit yakıt pili
MAC	Çok kademeli hava kompresörü
NETL	National Energy Technology Laboratory
ORC	Organik Rankine çevrimi
PE	Potansiyel enerji
PEC	Satın alınan ekipman maliyeti
PPB	Parts Per Billion
PPM	Parts Per Million

PSA	Pressure swing adsorption
SK	Sabit Karbon
SRC	Buharlı Rankine çevrimi
TEP	Ton eşdeğer petrol
UM	Uçucu Madde
WGS	Water Gas Shift



1. GENEL BİLGİLER

1.1. Giriş

İnsan hayatında önemli bir yere sahip olan enerji, ülkelerin gelişmesinde ve diğer ülkeler ile arasında rekabet konusunda önemli bir yere sahiptir. Dünya nüfusunda meydana gelen artış ve teknolojinin gelişmesine bağlı olarak enerji ihtiyaçları günden güne artmaktadır. Sanayi devriminden sonra gelişen endüstri ile birlikte enerji hayatın her alanında kullanılmaya başlanmıştır. Dünya üzerinde enerji azlığı, gelişmiş ülkeler için yaşam standartlarının düşmesi, gelişmekte olan ülkeler için yoksulluk anlamına gelmektedir (Tamzok, 2005; Bayrak ve Esen, 2014).

Enerji ihtiyaçlarının karşılanmasında fosil yakıtlar başta olmak üzere çeşitli enerji kaynaklarından faydalanılmaktadır. Dünya da artan enerji tüketimine bağlı olarak artan enerji talebinin yanı sıra fosil yakıtların rezervleri de hızla azalmaktadır. Dünya üzerinde fosil yakıtların oluşum hızının üç yüz bin katı kadar tüketim hızı vardır (Balta, 2010).

Fosil yakıtların rezervleri azalmasına rağmen 2040 yılına kadar enerji üretiminde hâkim kaynaklar olmayı sürdüreceği yapılan senaryolarla belirlenmiştir. Bu senaryolara göre nükleer enerjinin payının artacağı ve ayrıca yenilenebilir enerji kaynaklarının 2040 yılında %16,1'lik paya sahip olacağı düşünülmektedir. Ayrıca, 2040 yılına kadar yıllık yaklaşık %2,3'lük bir artış ile elektrik talebinin artacağı da öngörülmektedir (Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı, 2017). Fosil yakıtlar arasında önemli bir yere sahip olan doğalgaz yıllık %1,5 büyüme oranı ile en fazla büyüme oranına sahip fosil yakıt olarak öne çıkmıştır. Petrol yıllık ortalama %0,4 ve kömür yıllık ortalama %0,2 büyüme oranı ile doğalgazı takip etmektedir. Fosil yakıtlarda bu büyüme oranlarının tahmin edilmesine karşın bu yakıtların rezervleri zamanla azalmaktadır. Dünya üzerindeki petrol rezervlerinin yaklaşık olarak 1,7 trilyon varil olduğu tahmin edilmekte ve dünya tüketim oranındaki artışa bağlı olarak yapılan tahminlere göre yaklaşık 51 yıllık ömrünün kaldığı düşünülmektedir. Doğalgaz rezervleri incelendiğinde 2015 yılı sonu itibariyle tahmini 187 trilyon metreküp

doğalgazın bulunduğu tahmin edilmektedir. Bu miktarın ise tüketime bağlı olarak 53 yıl dayanabileceği öngörülmektedir (Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı, 2017). Fosil kaynaklar arasında önemli bir yere sahip olan kömür, yerli kullanılan enerji kaynağı açısından dünyada yaygın olarak kullanılan fosil kaynakların başında gelmektedir. Kömür dünya çapında en çok bilinen fosil yakıttır. Ayrıca kömür tüm dünyada bol ve her yerde bulunabilen bir yakıttır (Nag ve Raha, 1995; Salkuyeh ve Adams, 2013; Duan ve ark., 2016).

Dünya kömür rezervleri incelendiğinde ise tüketim tahminlerine bağlı olarak kömürün yaklaşık 114 yıllık bir ömrünün kaldığı belirtilmektedir. Dünya çapında en fazla rezerve sahip ülkeler sırasıyla Amerika, Rusya ve Çin'dir (Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı, 2017). Fosil yakıtların zararlı etkileri ve yok olma sürelerinin kısıtlı olması düşünüldüğünde bu kaynakları verimli kullanabilmek çok önemlidir (Mondol ve ark., 2009; Al-Zareer ve ark., 2018).

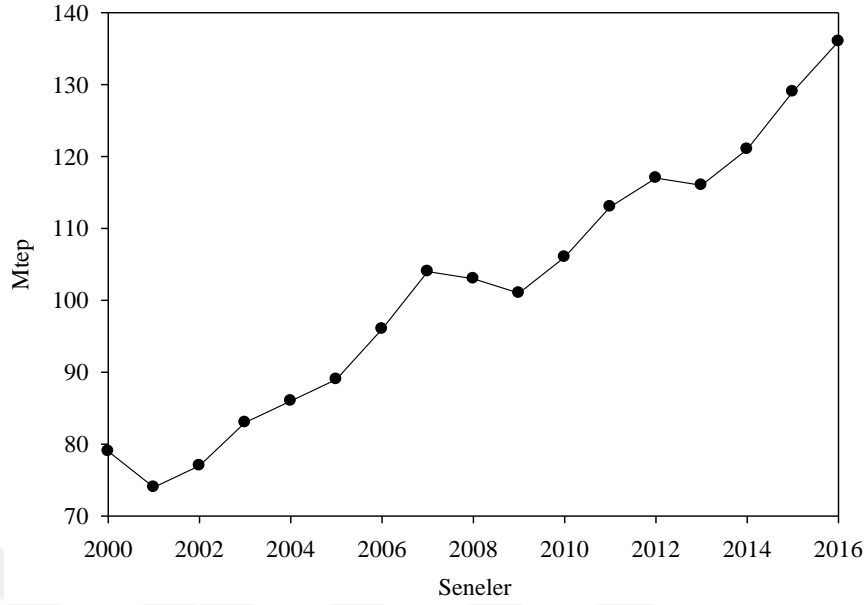
Kısıtlı olan enerji kaynaklarını en iyi şekilde kullanmaya, enerji üretimini yeni teknolojiler yardımıyla çeşitlendirmeye ve devam eden enerji üretim sistemlerinin verimini arttırmaya yönelik stratejilerin geliştirilip uygulanması, ülkemizde sürekli artan enerji ihtiyacını karşılamak için çok önemlidir (Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı Yenilenebilir Enerji Genel Müdürlüğü, 2018).

Dünya sıralamasında ülkemiz birincil enerji tüketiminde 19. sırada bulunmaktadır. Birincil enerji tüketimine göre ilk 25 ülke Çizelge 1.1.' de gösterilmiştir. Ülkemizde birincil enerji tüketimi 2000 yılından 2016 yılına kadar %71,5 oranında artış göstermiştir. Bu 16 yıllık sürede 136,2 Mtep değerine ulaşan tüketim miktarımız, yıllık olarak ortalama yaklaşık olarak %3,4 oranında artmıştır.

Çizelge 1.1. Dünya Birincil Enerji Tüketimi (Milyon TEP)
(Kaynak: Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı, 2017)

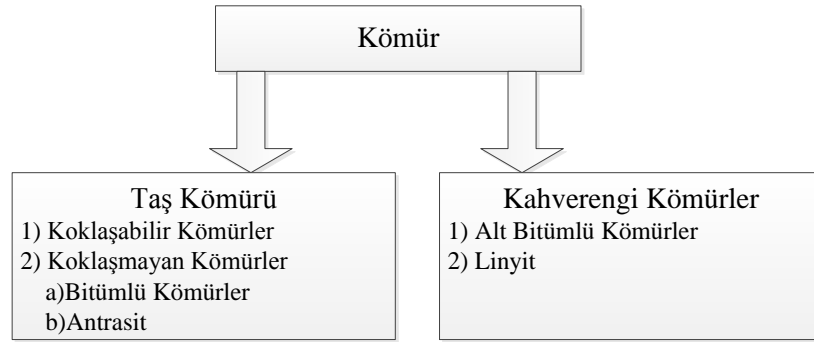
Sıra	Ülke	2013	2014	2015	Dünyada yüzdesi
1	Çin	2903,9	2970,3	3014,0	22,9
2	ABD	2271,7	2300,5	2280,6	17,3
3	Hindistan	626,0	666,2	700,5	5,3
4	Rusya	688,0	689,8	666,8	5,1
5	Japonya	465,8	453,9	448,5	3,4
6	Kanada	335,0	335,5	329,9	2,5
7	Almanya	325,8	311,9	320,6	2,4
8	Brezilya	290,0	297,6	292,8	2,2
9	Güney Kore	270,9	293,1	276,9	2,1
10	İran	247,6	260,8	267,2	2,0
11	Suudi Arabistan	237,4	252,4	264,0	2,0
12	Fransa	247,4	237,5	239,0	1,8
13	Endonezya	175,0	188,3	195,6	1,5
14	Birleşik Krallık	201,4	188,9	191,2	1,5
15	Meksika	188,9	190,0	185,0	1,4
16	İtalya	155,7	146,8	151,7	1,2
17	İspanya	134,2	132,1	134,4	1,0
18	Avustralya	130,7	129,9	131,4	1,0
19	TÜRKİYE	120,3	123,9	126,9	1,0
20	Tayland	120,3	123,4	124,9	0,9
21	Güney Afrika	124,6	128,0	124,2	0,9
22	Tayvan	109,9	111,4	110,7	0,8
23	BAE	97,2	99,0	103,9	0,8
24	Polonya	96,0	92,4	95,0	0,7
25	Ukrayna	114,7	101,0	85,1	0,6
TOPLAM		12 873,1	13 020,6	13 147,3	100,0

Ülkemizde son 18 yıl içerisinde enerji tüketiminde 2001, 2008 ve 2013 yılları haricinde sürekli bir artış görülmektedir. Şekil 1.1.'de 2000 yılı ile 2016 yılı arasında Türkiye'nin toplam birincil enerji tüketiminin değişimi verilmiştir. Ayrıca ülkemizde 2016 yılına göre 2017 yılında elektrik enerjisi tüketimi %5,6 oranında, elektrik üretimi ise %7,7 oranında artış göstermiştir (Anonim, 2018).



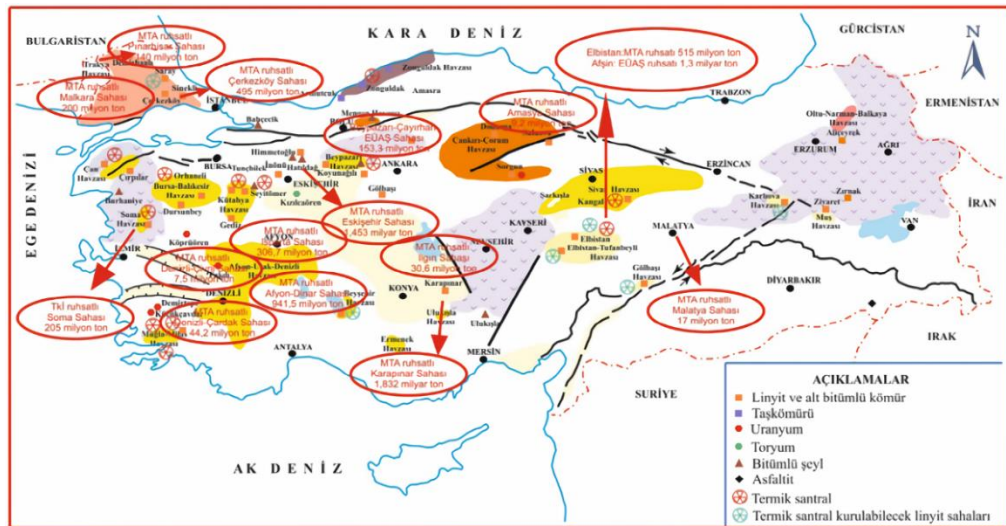
Şekil 1.1. Türkiye'nin toplam birincil enerji tüketimi

Dünya enerji üretiminde fosil kaynakların kullanılması oldukça yaygındır. Dünyanın enerji üretiminin yarısından fazlası fosil kaynaklardan üretilmektedir (Self ve ark., 2012; Siriwardane ve ark., 2005). Bu fosil kaynaklardan birisi kömürdür. Dünya genelinde bol ve yaygın bulması, emniyetli ve ekonomik bir yakıt olması sebebiyle kömür önemli bir kaynak konumundadır (Türkiye Taşkömürü kurumu, 2018). Kömür, içeriğinde hem organik hem de inorganik malzemelerden oluşan kimyasal ve fiziksel olarak heterojen yanabilen bir kayadır (Miller, 2005). Kömür oluşum süreci, jeolojik, petrografik, fiziksel, kimyasal ve termik özellikler yönünden çok fazla çeşitlilik gösterirler. Kömürler kalorifik değer, uçucu madde, sabit karbon miktarı, koklaşma ve kekleşme özelliklerine bağlı olarak sert ve kahverengi kömürler olarak iki sınıfa ayrılmıştır (Türkiye Taşkömürü kurumu, 2018). Şekil 1.2.'de kömürün genel uluslararası kömür sınıflandırılması gösterilmiştir.



Şekil 1.2. Uluslararası genel kömür sınıflandırılması

Kömür genellikle termik santrallerde yakılarak kullanılır. Kömürün yakılarak kullanılması neticesinde, SO_x , NO_x ve CO_x gibi bazı zararlı gaz emisyonları oluşur (Joshi ve Lee, 1996; Sudiro ve Bertucco, 2009; Li ve ark., 2010). Kömür konutlarda, sanayide, ulaşırmada ve ısınma amacıyla da kullanılabilir (DPT, 2009). Ülkemizde 2017 yılında elektrik üretiminin %33 lük kısmı kömürden karşılanmıştır (Anonim, 2018). BP (2018) raporuna göre dünya kömür rezervi 1,035 trilyon ton olduğu belirtilmiştir. Türkiye'nin toplam kömür kaynağı ise 17,25 milyar ton civarında olduğu belirtilmiştir (TÜBA, 2018). Şekil 1.3'de ülkemizin kömür sahaları gösterilmiştir.



Şekil 1.3. Türkiye kömür rezervi (MTA, 2018)

Genel olarak ülkemizde bulunan kömürler düşük ısıl değerlere sahip kömürler olduğu bilinmektedir. Bu yüzden bu kömürlerin özellikle elektrik üretim amaçlı kullanılması

daha doğrudur. Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı'nın uzun vadeli planları arasında enerjide dışa bağımlılığımızı azaltılmasına yönelik planlar mevcuttur. Petrol ve doğalgaz yönünden fakir bir ülke olan ülkemizin yerli kömür kaynaklarını, temiz kömür teknolojileri kullanarak ve verimliliğini arttırarak kullanmak planlamalardan biridir (TÜBA, 2018).

Kömürü termik santrallerde yakarak elektrik üretmeye ek olarak farklı işlemler uygulayarak, 21. yüzyılın enerjisi olarak kabul edilen hidrojen enerjisi üretmekte mümkündür. Hidrojen enerjisi doğada saf halde bulunmaz. Hidrojen havadan hafif olduğu için yeryüzünde bileşenler halinde bulunur (Kalıncı, 2011). Bu yüzden hidrojen bir enerji kaynağı değil bir enerji taşıyıcısıdır (Gandia ve ark., 2013). Evrenin en basit ve en fazla bulunan elementi olan hidrojen, birim kütle başına en fazla enerji içeriğine sahiptir. 1 kg hidrojen, 2,1 kg doğalgaza ya da 2,8 kg petrolün verdiği enerjiye sahiptir. Hidrojen oldukça temiz bir yakıttır. Hidrojenin yakıt olarak kullanıldığı sistemlerde dışarıya atılan artık gaz sadece su veya su buharı olmaktadır. Hidrojen içten yanmalı motorlarda da direkt olarak yakıt olarak kullanılabilirken katalitik yüzeylerde de alevsiz yanma şeklinde kullanılabilir. Fosil yakıtlara oranla hidrojen yaklaşık %33 daha verimli bir yakıttır (Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı, 2018). Hidrojenin kullanıldığı alanlardan birisi de yakıt pilleridir. Yakıt pilleri, hidrojenin oksijen ile elektrokimyasal reaksiyona girmesi sonucunda enerji üreten cihazlardır (TÜBİTAK-MAM, 2018). Yakıt pilinde hidrojen anot tarafından sisteme girerken oksijen ise katot tarafından sisteme gönderilir. Anotta yükseltgenme reaksiyonları oluşurken ise katotta indirgenme reaksiyonları gerçekleşir. Toplam reaksiyon sonucunda ürün olarak su ve ısı ortaya çıkar. Burada elektrokimyasal reaksiyonlar elektrotlarda meydana gelir ve elektrik akımı ortaya çıkar. Yakıt pillerinin çevre dostu olması, verimliliğinin yüksek olması ve hareketli parça içermemeleri gibi avantajlar vardır. Yakıt pilleri genel olarak kullandıkları elektrolite göre sınıflandırılırlar. Alkali yakıt pili, polimer membranlı yakıt pili, doğrudan metanollü yakıt pili, katı oksit yakıt pili, fosforik asit yakıt pili ve ergimiş karbonat yakıt pili yakıt pillerinin türlerini oluşturmaktadır. Alkali yakıt pili, polimer membranlı yakıt pili ve doğrudan metanollü yakıt pillerinin çalışma sıcaklıkları 50°C ile 125°C arasında değişirken ergimiş karbonat yakıt pili ortalama 650°C sıcaklıkta çalışmakta katı oksit

yakıt pili ise 900°C ile 1000°C arasında çalışmaktadır. Yakıt pilleri, pil türüne bağlı olarak verimleri yaklaşık olarak %40 ila %60 arasında değişmektedir. Yakıt pillerinden farklı miktarda enerji üretilmesi için yakıt pilleri farklı şekillerde birleştirilirler. Eğer yüksek gerilim isteniyorsa seri yüksek akım isteniyorsa paralel olarak birleştirilirler. Ayrıca her pilden elde edilen akım miktarını arttırmak için pilin yüzey alanı arttırılabilmektedir. Yakıt pilleri evlerde, ofislerde, hastanelerde, endüstriyel kuruluşlarda kullanılabilmesinin yanı sıra dizüstü bilgisayar ve cep telefonu gibi taşınabilir cihazlarda da kullanılabilir (TÜBİTAK-MAM, 2018). Ayrıca yakıt pilleri geliştirilen entegre çoklu sistemler için önemli bir enerji üretim bileşenidir.

Hidrojen enerjisini birincil enerji kaynakları ile karşılaştırdığımızda kolay taşınabilir olması, doğada bol olması, yenilenebilir ve depolanmasının mümkün olması gibi özellikleri vardır. İlerleyen zamanlarda fosil kaynaklı enerji sistemlerin yerine hidrojen enerji sistemlerinin geçeceği düşünülmektedir (Veziroğlu and Şahin, 2008). Hidrojeni elde etmenin birçok yolu vardır. Dünyadaki hidrojen talebinin yaklaşık %50'si doğalgazdan, %30'u petrolden, %18'i kömürden, %3,9'u sudan, %0,1'i ise diğer kaynaklardan karşılanmaktadır (Dincer and Acar, 2015; Stiegel and Ramezan, 2006). Dünya üzerinde şu anda üretilen hidrojen miktarı yaklaşık olarak 0,1 Gt' dur (Kalıncı, 2011). Kömürden hidrojen üretmek kömür gazlaştırma ile olmaktadır. Gazlaştırma, karbon içerikli herhangi bir yakıtın kullanılabilir bir ısıtma değerine sahip gaz ürüne dönüştürülmesidir (Higman and Burgt, 2008). Karbon içerikli yakıt bir reaktör içerisinde yüksek sıcaklık, yüksek basınç ve oksijen sayesinde katı yakıt kimyasal bir dönüşüme uğrayarak gaza dönüşür (Basu, 2010; Abani ve Ghoniem, 2013; Dincer ve Acar, 2015). Oluşan bu ürünün genel adına sentez gazı adı verilirken, bu gaz sayesinde elektrik, ısı, hidrojen veya sıvı sentetik yakıtlar elde edilebilir (Wender, 1996; Higman ve Burgt, 2008). Gazlaştırma işlemi aynı zamanda daha az sera gazı etkisi ortaya çıkarır (Botros ve Brisson, 2013; Wang ve ark., 2015). Gazlaştırma teknolojisi umut vadeden bir teknolojidir (Jones ve ark., 2011; Li ve ark., 2015). Sentez gazının kompozisyonu kömür tipine, oksidant tipine, gazlaştırıcı sıcaklığına, gazlaştırıcı basıncına ve gazlaştırma yöntemine bağlı olarak değişir (Mondal ve ark., 2011). Gazlaştırma sonucunda elde edilen sentez gazı CO, CO₂, H₂,

CH₄ vb. çeşitli yanıcı gazlar içermektedir (Gazzani ve ark., 2013). Sentez gazı kimya endüstrisinde çok önemli bir yer teşkil etmektedir. Sentez gazından farklı tepkime şartlarında, çok sayıda organik bileşik üretilebilir (NETL, 2018).

Kömür gazlaştırmanın geçmişi 1600'lü yıllara uzanmaktadır. İlk gazlaştırma işi 1609 yılında Belçika uyruklu kimyacı Jan van Helmont tarafından kömür ısıtıldığında kömürde gaz geliştiğini gözlemlemesiyle ortaya çıkmıştır (Miller, 2005). Kömürün ticari olarak gazlaştırılmasına ise 1792 yılında İskoç mühendis William Murdock, kömürü gaz ve koka dönüştürmek için hava yokluğunda kömürün ısıtılması tekniğini kullanarak öncülük etmiştir (Miller, 2005). 1816 yılında Amerika Birleşik Devletleri'nde ilk kömür gazlaştırma şirketi olan Baltimore Gas Company kurulmuştur. 1920'lerin ortalarına gelindiğinde ABD'deki gaz arzının yaklaşık olarak %20'si kömürden üretilmesine rağmen 1940'lı yıllarda düşük maliyetli olan doğalgazın artan mevcudiyeti, kömürden üretilen gazlar ve gazlaştırıcıların yok oluşuna sebep olmuştur. 1950'ler ve 1960'larda petrolün piyasaya egemen olması ile yeni gazlaştırma süreçleri ortaya çıkamamıştır. 1970'lerde petrol ambargosu ile kömürün önemi yeniden ortaya çıkmıştır. 1980'li yıllarda petrolün yeniden yıldızının parlamasıyla kömür gazlaştırma teknolojisi bekleme sürecine girmiştir. 1990'lı yıllarda enerji fiyatlarının aşırı yükselmesi sebebiyle gazlaştırma teknolojileri yeniden önemli hale gelmeye başlamıştır. 2003 yılından önceki 20 yıl boyunca petrolün varil fiyatları 20-30 dolar civarında seyrederken, 2005 yılından günümüze kadar petrolün varil fiyatının 140 dolara kadar çıktığı görülmüştür. Çin ve Hindistan gibi ülkelerde hızlı sanayileşmenin bir etkisi olarak enerji talebinde artışa neden olabilir algısı alternatif enerji kaynağı olarak tekrardan kömüre yönelmelere neden olmuştur (Higman and Burgt, 2008). 2000'li yıllarda eski gazlaştırma firmalarının, büyük enerji firmaları tarafından satın alınmasıyla bu sektörün daha da gelişeceğinin sinyalleri verilmiştir. Bu süre zarfında birçok ülke kendi gazlaştırma sistemlerini kurmuş ve elektrikten, hidrojene birçok ürün üretmeye başlamıştır.

Günümüzün parlayan yıldızı konumunda olan kömürün enerji üretimi başta olmak üzere diğer ürünlerin üretilmesi konusunda daha çevreci ve doğa dostu bir şekilde kullanılması gerekmektedir. Kömürün daha çevreci ve daha verimli kullanılmasının

yolunun kömürün gazlaştırılması olduğu görülmektedir. Bu kapsamla hazırlanan bu tez çalışmasında belirli tip kömürler kullanarak kömür gazlaştırma potansiyelleri farklı sistemlere entegre edilerek gözlemlenmiştir.

1.2 Tezin Amacı ve Önemi

Türkiye enerji alanında yaklaşık olarak %72 oranında dışa bağımlı bir ülkedir (Bayrak and Esen, 2014). Ülkemizde kullanılan enerjinin yaklaşık olarak sadece dörtte biri kendi ülkemize aittir. Bu durum, olası dış devletlerle yaşanacak herhangi bir problemde ülkemizi zor duruma sokacağı kaçınılmazdır.

Ülkemizdeki enerji üretim kaynaklarımızın payları göz önüne alındığında yerli ve milli servetimiz olan kömürü daha verimli ve daha temiz kullanmamız gerekmektedir. Bu düşünceden hareketle hazırlanan bu tezde ülkemizde çıkarılan bazı kömürlerden son zamanların popüler konusu olan temiz kömür teknolojilerinden gazlaştırma yöntemiyle faydalanılması için inceleme yapılmıştır. Bu kömürlerin 21. yüzyılın enerjisi olan hidrojeni üretim kapasiteleri, elektrik üretim potansiyelleri, sentetik yakıt üretim kapasiteleri oluşturulan çoklu sistemler yardımıyla incelenmiştir.

Bu tezin amacı kömür kullanılarak enerji üretimini daha verimli hale getirebilecek çözümler sunmaktır. Tez kapsamında incelenen literatüre göre elektrik ve/veya hidrojen üretim prosesleri genellikle enerji analizi ile incelenmektedir. Enerji analizinin yetersiz kaldığı noktalarda ekserji analizi geliştirilen sistemler için çok daha fazla fikir verici olduğu bilinmektedir. Yapılan bu tez çalışmasında termodinamiğin birinci kanununa ve ikinci kanununa bağlı olarak yapılan analizlerde oluşturulan sistemlerin verimlerini iyileştirilmeye yönelik çalışmalar yapmak başka bir amaçtır. Ayrıca tez kapsamında belirlenen ana sistemin eksergoekonomik analizini yaparak olası bir yatırım durumunda başvurulacak kaynak olmaktadır.

Bu tez seçilen birbirinden farklı yerli kömür türlerinin kömür gazlaştırma yöntemi kullanılarak sentez gazı haline getirilmesi, bu gazdan elektrik elde edilmesi, hidrojen elde edilmesi ve sentetik yakıt elde edilmesi gibi aşamaları çoklu sistemler içerisinde

incelemiştir. Bu tez kapsamında oluşturulan sistemlere enerji ve ekserji analizleri ayrı ayrı uygulanmış ve kendi aralarında karşılaştırılmıştır. Seçilen kömür türleri bakımından, uygulanan gazlaştırma yöntemi bakımından, üretilen ürünlerin çeşitliliği bakımından ve geliştirilen sistemler bakımından bu tez özgün bir çalışmadır.



2. LİTERATÜR ARAŞTIRMASI

Bu bölümde geliştirilen sistemler ışığında daha önce yapılan benzer çalışmalar verilmiştir. Ayrıca yapılan kaynak araştırmasına bibliyometrik analiz yöntemi uygulanmış ve bu konunun literatürdeki yeri gösterilmiştir.

2.1 Kömür Gazlaştırma ve Kömür Tabanlı Entegre Çoklu Sistem Çalışmaları

Wen ve Chaung (1979) yaptıkları çalışmada Texaco tipi pilot bir gazlaştırıcı sisteminin simülasyonu için matematiksel model geliştirmişlerdir. Modelde kullanılan parametrelerin hassasiyetini test etmişler ve çeşitli çalışma koşulları altında performansın daha iyi anlaşılmasını sağlamak için optimum çalışma koşullarını araştırmışlardır.

Bozkurt (2005) yaptığı tez çalışmasında iki farklı türdeki kömürün koklaşma sıcaklığının gazlaştırma tepkimesine ve yanma tepkimesine etkisini incelemişlerdir. Kok örnekleri 900°C-975°C sıcaklıkları arasında CO₂ gazı ile katalizörlü ve katalizörsüz olarak tepkimeye girdirmişlerdir. Çalışma sonucunda Balıkesir-Dursunbey Çakırca koklarının reaktifliğinin Bursa Mustafa kemal Alpagut koklarının reaktifliğine göre biraz daha düşük olduğunu tespit etmişlerdir.

Chiesa ve ark. (2005) hidrojen ve elektrik üretmek için kullanılan kömür gazlaştırma sisteminin performansını araştırmışlardır. Yaptıkları çalışmada sürüklemeli akışkan yatak gazlaştırıcı (Entrained Flow Gasifier) kullanmışlardır. Gazlaştırıcı basıncı ve hidrojen saflığının sistem performansı üzerine etkilerini tartışmışlardır.

Kuchonthara ve ark. (2005) kömür gazlaştırma sistemine entegre katı oksit yakıt pili (KOYP) sisteminin analizini ASPEN Plus programı yardımıyla yapmışlardır. Yaptıkları analiz neticesinde KOYP kullanılmayan sistemin verimini %39,5 KOYP kullanılan sistemin verimini de yaklaşık % 45 olarak bulmuşlardır.

Zheng ve Furinsky (2005) yaptıkları çalışmada dört farklı gazlaştırıcı tipini IGCC sisteminde ASPEN Plus programı ile simülasyonunu yapmışlardır. Bu dört gazlaştırıcı sistemini gaz bileşimine, gazlaştırıcı seçimine ve genel sistem performansına göre tartışmışlardır.

Ghosh ve De (2006) kömür gazlaştırma ve KOYP kullanarak bir kojenerasyon sisteminin analizlerini gerçekleştirmişlerdir. Yaptıkları ekserji analizinde sistemde yer alan elemanların ekserji yıkımlarını hesaplamışlardır. Sonuç olarak ekserji yıkımının en fazla gazlaştırıcı ve KOYP de gerçekleştiğini gösterirken ekserji kayıplarının en fazla gaz soğutucu ve yanma odasında olduğunu belirtmişlerdir.

Nathen ve ark. (2008) yaptıkları çalışmada bir simülasyon programı kullanarak, Yeni Zelanda kömürlerinin gazlaştırma potansiyellerinin fizibilite çalışmasını yapmışlardır. Yaptıkları gazlaştırma işlemini Gibbs serbest enerji minimizasyonu kullanarak modellemişlerdir. Gazlaştırıcının maliyetinin, kurulacak olan IGCC tesisinin maliyetinin yaklaşık %30'una denk geldiğini tespit etmişlerdir.

Descamps ve ark. (2008) IGCC sistemine entegre CO₂ ayırma sistemi ekleyerek simülasyonunu yapmışlardır. Yaptıkları çalışmada hem gaz türbinin hem de buhar türbinin tasarım parametrelerini dikkate almışlardır. Yaptıkları analizde %92 CO dönüşüm oranı ve %95 CO₂ ayırma oranına göre daha önceki çalışmalarla karşılaştırma yapmışlardır.

Cormos ve ark. (2008) yaptıkları çalışmada CO₂ ayrıştırma ile kömür gazlaştırma sistemlerinin hidrojen üretiminin teknik yönlerini araştırmışlardır. Geliştirdikleri sistemi ChemCAD yazılımını kullanarak analiz etmişlerdir. Kuru tip gazlaştırıcının bulamaç tip ile karşılaştırıldığında daha verimli olduğunu belirtmişlerdir.

Mondol ve ark. (2009) yaptıkları çalışmada dört yeni IGCC tasarımını ECLIPSE proses simülatörü ile tekno-ekonomik değerlendirmesini yapmışlardır. Önerdikleri sistemin performansını CO₂ ayrıştırma bulunan ve bulunmayan iki geleneksel IGCC

ile karşılaştırmışlardır. Önerdikleri sistemin CO₂ uzaklaştırma verimleri %95,8 ile %97 arasında bulmuşlardır.

Adams ve Barton (2010) sıfır emisyon ve yüksek verimlilikte elektrik üretmek için yeni bir proses önermişlerdir. Entegre gazlaştırma kombine sistemine (IGCC) katı oksit yakıt pili (SOFC) entegre etmişler ve sistem verimliliğini %38,2 olarak tespit etmişlerdir. Ayrıca SO_x, NO_x, CO₂ gibi zararlı gazları yaklaşık olarak %100 verimle sistemden uzaklaştırmayı başarmışlardır.

Emun ve ark. (2010) yaptıkları çalışmada IGCC sisteminin benzetimini ASPEN Plus programı yardımıyla yapmışlardır. Yaptıkları analizde gazlaştırıcı sıcaklığını 1250°C, kömür bulamaç oranını da %80 olarak kabul etmişlerdir. Yaptıkları analiz sonucunda %45 oranında ısı verime ulaşmışlardır. Ayrıca CO₂ ve SO_x emisyonlarında önemli bir düşüş elde etmişlerdir.

Kunze ve ark. (2011) yaptıkları çalışmada CO₂ ayrıştırırmalı IGCC sistemini ekserji açısından incelemişlerdir. Analiz sonuçlarına göre sistemde ekserji kayıplarının %80'nin sadece dört bileşenden kaynaklandığını vurgulamışlardır. Ayrıca %54,1'lik ekserji verimliliği hesaplamışlardır.

Xu ve ark. (2012) hidrojen ve elektrik üretimi için CO₂ ayırma sistemli kısmi kömür gazlaştırma sistemi önermişlerdir. Yaptıkları çalışmada ASPEN Plus simülasyon programını kullanmışlardır. Önerdikleri sistemde ekserji verimliliğini %54,3 olarak bulmuşlardır.

El-Emam ve ark. (2012) katı oksit yakıt pilinin entegre edildiği bir gazlaştırma sistemi üzerine bir çalışma yapmışlardır. İki farklı kömür türünün kullandıkları çalışmalarında sistemin genel enerji ve ekserji analizlerini yapmışlardır. Kömür türlerinin enerji verimliliğini sırasıyla %36,7 ile %38,1 oranında bulurken ekserji verimliliğini ise sırasıyla %23,2 ile %27 oranında bulmuşlardır. Çalışmada ayrıca referans sıcaklığının ekserji yıkımı üzerine ve ekserji verimliliği üzerine etkisini de incelemişlerdir.

Siefert ve Litster (2013) iki farklı gazlaştırma sistemini karşılaştırmışlardır. Sistemlerden birisi CO₂ ayırıcı içeren entegre gazlaştırma kombine sistemi (IGCC-CCS), diğeri ise CO₂ ayırıcı içeren entegre gazlaştırıcı yakıt pili sistemi (IGFC-CCS) olan bu sistemlerin ekserji ve ekonomik analizlerini yapmışlardır.

Öztürk ve Dinçer (2013) geliştirdikleri çoklu birleşik sistemde kömür gazlaştırma sistemi temelli elektrik, ısıtma, soğutma, hidrojen, sıcak su gibi ürünleri üretebilen bir sistem üzerine çalışmalar yapmışlardır. Geliştirdikleri sistem altı alt sistemden oluşmaktadır. Her bir sistemin enerji ve ekserji verimliliği hesaplamışlardır. Alt sistemlerin enerji verimlilikleri %19,43 ile %46,05 arasında değişirken ekserji verimlilikleri %14,41 ile %46,14 arasında değişmekte olduğunu belirtmişlerdir. Sistemin genel enerji ve ekserji verimliliğini ise sırasıyla %54,04 ile %57,72 olarak bulmuşlardır.

Huang ve Dincer (2014) hidrojen üretimi için entegre bir gazlaştırıcının performansını parametrik olarak incelemişlerdir. Yaptıkları çalışmada enerji ve ekserji verimliliği ile hidrojen üretimine odaklanmışlardır. Maksimum ekserji verimliliği ve hidrojen üretimi için daha düşük bir ortam sıcaklığının gerektiğini belirtmişlerdir.

Herdem ve ark. (2014) hidrojen üretmek için kömür gazlaştırma ve alkali su elektrolizörü içeren kombine bir sistem geliştirmişlerdir. Yaptıkları çalışmayı ASPEN Plus programı yardımıyla gerçekleştirmişlerdir. Gazlaştırıcı sıcaklığı ve basıncının etkileri üzerine parametrik bir çalışma da ortaya koymuşlardır. Ayrıca tasarladıkları sistemin enerji ve ekserji verimliliklerini de hesaplamışlardır. Sonuç olarak sistemlerinin enerji verimliliğini yaklaşık %58, ekserji verimliliğini de yaklaşık olarak %55 oranında bulmuşlardır.

Biçer ve Dinçer (2015) yer altı kömür gazlaştırma sistemine entegre katı oksit yakıt pili ve elektrolizörün olduğu bir kombine sistem geliştirmişlerdir. Geliştirdikleri sistemde elektrik üretiminin yanı sıra hidrojen üretim potansiyeli de görülmüştür. Sistemin enerji ve ekserji analizini yapmışlar ve çeşitli sistem parametrelerinin enerji ve ekserji analizlerine etkilerini araştırmışlardır. Ayrıca birleşik sistemin içinde

bulunan alt sistemlerin de enerji ve ekserji analizlerini yaparak karşılaştırmalı olarak incelemiştir. Geliştirdikleri sisteme 20 kg/s kömür beslemesi yapmışlar ve toplam enerji ve ekserji verimliliklerini sırasıyla %29,2 ve %26 olarak bulmuşlardır.

Duan ve ark. (2015) yeni bir entegre gazlaştırma kombine çevrimi ile birleşik eritilmiş karbonat yakıt hücresi üzerine çalışmışlardır. Önerdikleri sistemin performansını 3 farklı geleneksel IGCC sistemler ile karşılaştırmışlardır. Yakıt pilinin çalışma parametrelerinin gazlaştırıcı sistemi üzerine etkilerini incelemiştir. Önerdikleri sistemin termal performansının diğer karşılaştırdıkları sistemlere göre çok daha iyi olmasına karşın ekonomik performansının geliştirilmesini gerektiğini belirtmişlerdir.

Wang ve ark. (2017) yaptıkları çalışmada iki kademeli sürüklemeli akışkan yataklı kömür gazlaştırma sisteminin performansını iki boyutlu sayısal benzetim ile geliştirmişlerdir. Gazlaştırıcının iki kademesi arasında O/C oranının özelliklerinin gazlaştırma performansı üzerine etkilerini FLUENT14 programı yardımıyla gözlemlemişlerdir. Sonuç olarak O/C oranının 0,8 olması durumunda sentez gazı içeriğindeki H₂ ve CO miktarlarını arttığı gözlemlemişlerdir.

Al-Zareer ve ark. (2017) ASPEN Plus programının yardımıyla üç farklı tip kömür tipini kullanarak kömür gazlaştırma üzerine çalışma yapmışlardır. Gibbs serbest enerji temelli bir model geliştirmişler ve bu modelle birlikte parametrik çalışmalar yapmışlardır. Araştırdıkları kömür türünün birisini kullanarak %58 oranında verim elde etmeyi başarmışlardır.

2.2 Kömür Gazlaştırma Üzerine Yapılan Çalışmaların Bibliyografik Analizi

Matematiksel ve istatistiksel yöntemlerin, belirli bir alana ve belirli bir döneme ait kişiler ya da kurumlar tarafından üretilmiş yayınlara uygulanmasına bibliyometri denir (Pritchard, 1969). Bibliyometri belirli bir bilim dalının çeşitli özelliklerini nicel ve istatistiksel olarak inceler. Bibliyometrik analizin amacı analiz yapılan konunun dünya üzerindeki yerini belirlemektir. Bibliyometrik analiz birçok farklı disiplinleri barındırabilmektedir. Bu yüzden analiz yapılacak alanın seçiminin iyi yapılması

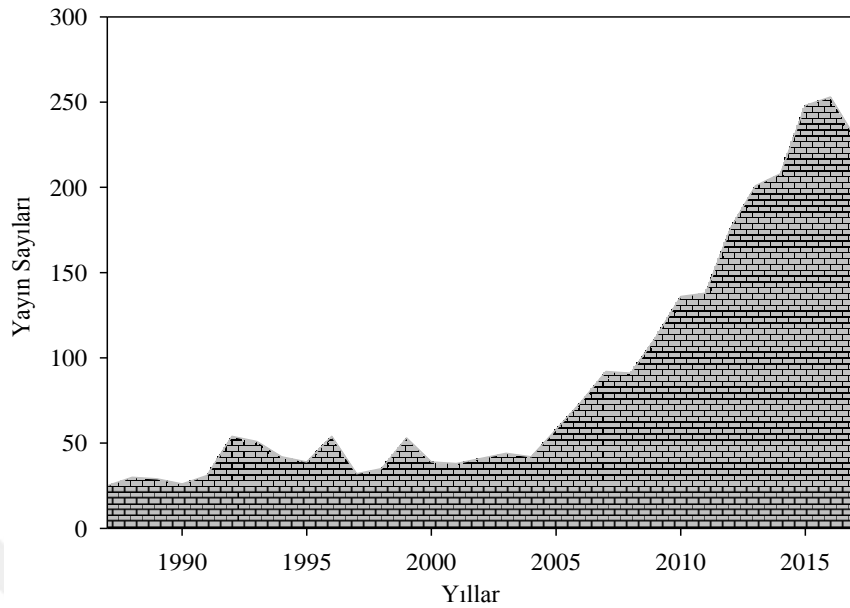
gerekmektedir. Bibliyometrik analiz iki kısımdan oluşur. Bunlar analizin yapılması ve analiz sonucunda haritalandırma olarak belirtilebilir. Bibliyometrik analizde yaygın olarak kullanılan veri tabanları Web of Science (WoS), Google Scholar ve Scopus olarak söylenebilir (Prasara-A and Gheewala, 2018). Veri tabanlarından alınan veriler Bibexcel, Vosviewer, Pajek, SSPS ve Gephi gibi programlar yardımıyla düzenlenir ve haritalandırılır (Cobo ve ark. 2011). Bibliyometrik analizin cevap aradığı bazı sorular aşağıdaki gibi sıralanmıştır;

- Bilimin belirli alanlarına hangi ülke ne oranda katkı sağlamıştır?
- Bilimin belirli alanlarına hangi dil daha fazla hâkimdir?
- Bilimin belirli alanlarında hangi tip dokümanlar daha fazla kullanılmıştır?
- Bilimin belirli alanlarına katkı sağlayan makaleler, dergilerde hangi oranda dağılım göstermiştir?
- Bilimin belirli alanına katkı sağlayan yazarların arasında veya ülkeler arasındaki dağılım nedir?
- Bilimin belirli alanlarına katkı yapan makalelerin atıf sayıları ve belirli konudaki en başarılı yayın hangisidir?

Bibliyometrik analiz genel olarak sosyal alanlarda kullanılan bir analiz şekli gibi görünmesine rağmen son zamanlarda fen bilimleri alanında da oldukça kullanılmaktadır. Chen ve ark. (2016) yaptıkları çalışmada 1993-2012 yılları arasındaki Çin enerji ve yakıt araştırmalarını WoS veri tabanını kullanarak bibliyografik analiz yöntemiyle incelemişlerdir. Belge türlerini, yayın dillerini, dergilerin, kurum ve yayıncı ülkelerin özelliklerine baktıkları çalışmalarında sonuç olarak katı oksit yakıt pilinin, lityum iyon pillerin ve hidrojenin en önemli konular olduğu göstermişlerdir. Bu konuların yanında biokütle ve biyodizel araştırmalarının da popüler konular arasında olduğunu belirtmişlerdir. Geng ve ark. (2017) konutların enerji tüketimi ve sera gazı emisyonları ile ilgili olarak 1997-2016 yılları arasında bibliyografik olarak analiz etmişlerdir. Yaptıkları çalışmada mevcut literatürü gözden geçirmeyi ve belirtilen konularda araştırma eğilimlerini ortaya çıkartmayı amaçlamışlardır. Elde ettikleri sonuçlara göre davranış analizi, girdi-çıkıtı analizi, yaşam döngüsü değerlendirmesi ve maliyet-fayda analizlerinin bu alandaki en yaygın

kullanılan yöntemler olduğunu ortaya çıkartmışlardır. Zhang ve ark. (2018) WoS veri tabanını kullanarak küresel biyodizel çalışmalarına olan eğilimi bibliyometrik açıdan incelemişlerdir. Li ve ark. (2018) yaptıkları çalışmada WoS veri tabanını kullanarak katı atıkların geri kullanımı ve geri dönüşümü konusunda araştırma eğilimlerini incelemişlerdir. Çalışma aralığını 1992-2016 yıllarını belirlemişlerdir ve tüm yıllarda yapılan yayınlar istatistiksel analizlerini yapmışlardır. Lora Grando ve ark. (2017) çalışma aralığı olarak 1990-2015 yıllarını tercih ederek biyogaz üretimi üzerine yapılan araştırmaları WoS veri tabanı kullanarak incelemişlerdir. Organik Rankine çevrimi konusunda yapılan çalışmaları inceleyen Imran ve ark. (2018) veri tabanı olarak Scopus tercih etmişlerdir. Yapmış oldukları çalışma 2000-2016 yılları arasında kapsamaktadır.

Yapılan bu tez çalışması kapsamında 1987-2017 yılları arasında yapılan kömür gazlaştırma çalışmaları incelenmiştir. Bibliyometrik analiz yapılırken, en fazla tercih edilen WoS veri tabanı kullanılmıştır (Ivanović ve ark. 2015). WoS veri tabanı üzerinde yer alan dizinler arasında “Science Citation Index”, “Social Sciences Citation Index”, “Conference Proceedings Citation Index-Science” ve “Conference Proceedings Citation Index Social Science & Humanities” dizinleri tercih edilmiştir. WoS veri tabanından alınan veriler Persson ve ark. (2009) tarafından geliştirilen Bibexcel yazılımı ile düzenlenmiştir. Anahtar kelime olarak “coal gasification” kelimesi kullanılmıştır. Araştırma alanı termodinamik, mühendislik, enerji&yakıtlar ve kimya alanı ile sınırlandırılmıştır. WoS veri tabanında 2018 yılının Şubat ayına kadar olan veriler düzenlenmiştir. 1987-2017 yılları arasında toplamda 2704 adet yayın tespit edilmiştir. Yıllara göre yayın sayılarının değişimi Şekil 2.1’de gösterilmiştir.



Şekil 2.1. WoS veri tabanına göre 1987-2017 yılları arasında yapılan yayınların sayısı

Şekil 2.1’ de görüldüğü gibi 2005 yılından itibaren kömür gazlaştırma konusunda artan bir eğilim söz konusudur. 1987 yılında sadece 25 yayın olan bu alanda 2017 yılında 229 yayın yapılmıştır. Bu sonuç kömür gazlaştırma konusunun son zamanlarda ilgi gören bir konu olduğunu ve araştırmacıların ciddi anlamda ilgilendiği bir konu olduğunu göstermektedir. Bu konuya olan ilginin artmasının sebeplerini temiz kömür teknolojilerinin yaygınlaşması, daha az zararlı gaz salınımı yapması ve artan enerji gereksinimi olarak açıklayabiliriz.

Kömür gazlaştırma konusunda en fazla yayın makale türünde yapılmış olup, tüm yayın türleri arasında %74,45 orana sahiptir. 2011 yılından itibaren 2017 yılına kadar yayın türü olarak makalenin iki katından fazla bir oranda arttığı tespit edilmiştir. Makalenin kapsamlı çalışmalar sonucunda ortaya çıktığı düşünüldüğünde kömür gazlaştırma konusunun dünyada petrol fiyatlarının arttığı bir dönemden itibaren ilgi görmesinin tesadüf olmadığı görülmektedir. Diğer en fazla yayın yapılan tür ise %27,66 ile konferans bildirisi olarak gözükmektedir. Daha sonra sırasıyla derleme (%2,74) ve bildiri özetleri (%1,37) gelmektedir. Kömür gazlaştırma konusunda WoS veri tabanına göre yapılan analiz neticesinde İngilizce dilinin yayınlanan çalışmalarda egemen dil olduğu görülmüştür. İngilizce yayınlar bütün yayınların %95,96’sını oluştururken bu

dili sırasıyla Polonya Lehçesi (%1,331), Almanca (%1,146), Japonca (%0,962) ve Çekçe (%0,148) takip etmektedir.

Kömür gazlaştırma konusunda 1987-2017 yılları arasında yapılan yayınların en fazla yer aldığı ilk beş dergi çizelge 2.1’de gösterilmiştir. Çizelgeden de görüldüğü gibi kömür gazlaştırma konusunda en fazla tercih edilen dergi 258 yayın sayısı ile “Fuel” dergisi olmuştur. 2016 yılı etki faktörünün 4,726 olduğu “Fuel” dergisi yapılan yayınların %9,54’lük kısmını yayınlamıştır.

Çizelge 2.1. Kömür gazlaştırma konusunda en fazla tercih edilen dergiler

Dergi	Yayın	Yüzde	h-indeks	Yayın başına Ort. atıf	Etki Fak. (2016)
Fuel	258	9,54	43	23,86	4,726
Energy & Fuels	163	6,03	30	17,5	3,091
Int. J. Hydrogen Energy	153	5,66	30	20,49	3,582
Fuel Processing Tech.	108	3,99	22	17,77	3,752
Indust. Eng. Chem. Res.	88	3,25	27	25,1	2,843

“Fuel” dergisinin otuz yıllık potansiyeli incelendiğinde her yıl kömür gazlaştırma konusuyla ilgili yaklaşık olarak 8,6 adet makale yayınladığı görülmektedir. Bu dergiyi yayın başına atıf ortalaması 17,5 olan etki faktörünün 3,091 olduğu “Energy&Fuels” dergisi 163 yayın ile takip etmektedir. Araştırmacıların üçüncü sırada tercih ettiği “International Journal of Hydrogen Energy” dergisi ise 1987-2017 yılları arasında kömür gazlaştırma ile ilgili olarak 153 adet makale yayınlanmıştır. En fazla tercih edilen beş derginin 1987-2017 yılları arasında yayınlanan toplam kömür gazlaştırma yayınlarının %28,47’lik kısmını yayınladıkları görülmektedir.

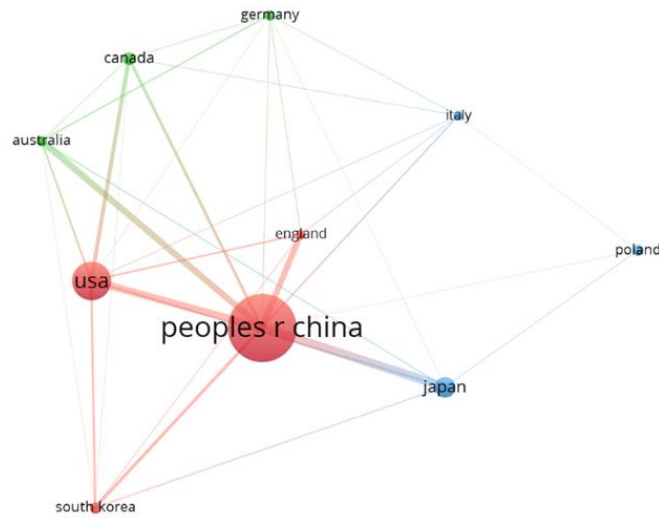
Çizelge 2.2’de belirtilen yıllar arasında kömür gazlaştırma konusunda en fazla katkı sağlayan on ülke gösterilmiştir. Verilen çizelgede toplam yayın sayıları, toplam atıf sayıları, yayın başına ortalama atıf sayıları, yıllık atıf sayıları ve h indeksleri gösterilmiştir. En fazla katkı yapan ilk on ülkede yapılan yayınlar, kömür gazlaştırma konusunda yapılan yayınların %83,8’ini karşılamaktadır.

Çizelge 2.2 Kömür gazlaştırma konusunda 1987-2017 yılları arası en üretken ülkeler

Ülke	Toplam Yayın	Atıf	Yayın başına ort atıf	Yıllık atıf	Yüzdesi (%)	h-indeks
Çin	716	7388	10,32	246,26	26,47	40
ABD	454	7983	17,58	266,1	16,78	44
Japonya	242	3213	13,28	107,1	8,946	28
Kanada	149	2622	17,6	87,4	5,508	28
Güney Kore	128	1395	10,9	46,5	4,732	20
Almanya	126	1830	14,52	61	4,658	22
Polonya	118	698	5,92	23,26	4,362	13
Avustralya	114	2420	21,23	80,66	4,214	27
İngiltere	110	2130	19,36	71	4,067	27
İtalya	110	1501	13,65	50,03	4,067	21

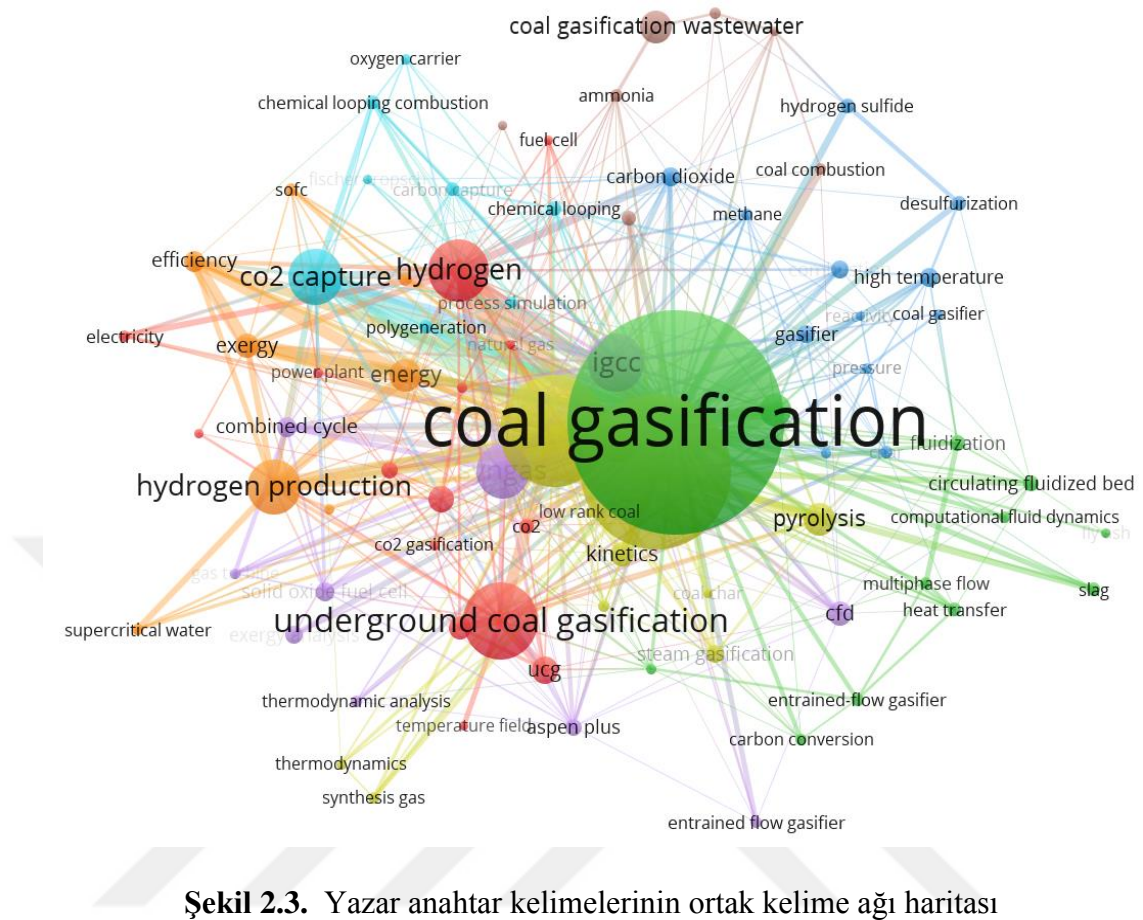
İlk on ülke arasında üç Asya ülkesi, iki Kuzey Amerika ülkesi, dört Avrupa ülkesi ve bir Okyanusya ülkesi yer almaktadır. İlk on ülke arasında ye alan Çin, toplam yayın sayısı ve toplam yayın sayılarına %26,47'lik katkısıyla kömür gazlaştırma konusuna en fazla katkı sağlayan ülke konumundadır. Çin'in hızlı büyüyen yapısı ve enerji ihtiyacına bağlı olarak alternatif kaynaklara yönelmesinin bir sonucu olarak en fazla bu konuda araştırma yapılan ülke olması şaşırtıcı değildir. İkinci en fazla katkı sağlayan ülke ise en fazla h-indeks oranına sahip yıllık sayısının en fazla olduğu ülke olan ABD'dir. ABD'yi sırasıyla 242 yayın ile Japonya, 149 yayın ile Kanada takip etmektedir. Çizelge 2.2'de dikkat çeken diğer bir hususta kömür gazlaştırma konusuna 114 yayın ile katkı sağlayan Avustralya'nın yayın başına ortalama atıf sayısının 21,23 ile en fazla katkı sağlayan ülkeler arasında ilk sırada olmasıdır.

Şekil 2.2'de sosyal ağ analizi kullanılarak kömür gazlaştırma konusunda en üretken on ülke arasında işbirlikçi ilişkileri göstermektedir. Şekilde gösterilen dairelerin büyüklüğü yayınların sayısı ile orantılıyken daireler arasındaki çizgilerin kalınlıkları iki ülke arasındaki işbirliğinin seviyesini göstermektedir. 1987-2017 yılları arasında kömür gazlaştırma alanına en fazla katkı sağlayan Çin ve ABD aynı zamanda diğer ülkeler ile en çok işbirliği içerisindeki ülkelerdir.

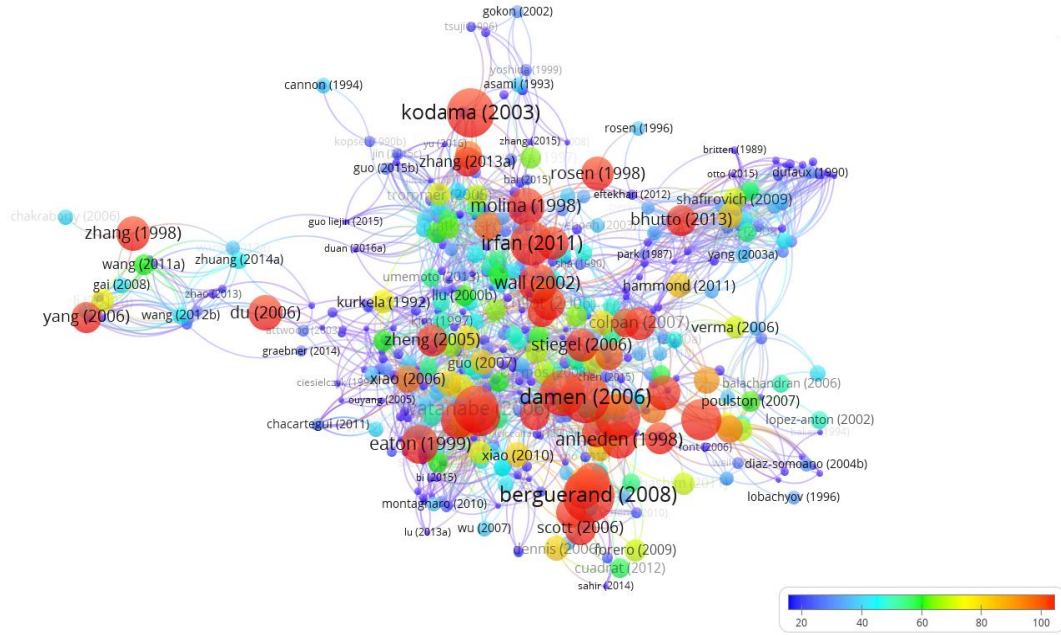


Şekil 2.2. En üretken on ülkenin sosyal ağ dağılımı

Bu ülke ikilisini sırasıyla Japonya-Çin ve Çin-İngiltere izlemektedir. En fazla katkı sağlayan on üretici ülkenin hepsiyle işbirliği içerisinde bulunan tek ülke Çin'dir. Bu konuda ülkemizle en fazla iş birliği içerisinde olan ülke Kanada olarak tespit edilmiştir. Kanada'dan sonra iş birliğinde en fazla tercih edilen ülke ABD olmuştur. Şekil 2.3'de en fazla kullanılan anahtar kelimeleri (on kez ve üzeri) gösterilmiştir. Toplamda yapılan analiz neticesinde kullanılan 4029 adet anahtar kelime tespit edilmiştir. Bu anahtar kelimeler arasında en çok kullanılan kelime "coal gasification" olarak karşımıza çıkmaktadır. Sonraki en fazla kullanılan kelime ise "gasification" ve sonrasında da "coal" olarak göze çarpmaktadır. Tespit edilen anahtar kelimelerin kendi arasındaki ilişkiler ayrıca görülmektedir. Büyük daire ve büyük yazılı olan kelimeler çok fazla kullanılan kelimeleri, arasındaki çizgilerin kalınlığı ve inceliği ise birbirleri ile hangi sıklıkta kullanıldığını göstermektedir.



Şekil 2.4’de en fazla atıf alan yazarların yer aldığı grafik görünmektedir. Şekilde yer alan dairelerin büyüklüğü atıf sayılarının büyüklüklerini göstermektedir. Hangi yayının hangi atıf sayısı aralığında olduğunu farklı renkler göstermektedir. Kırmızı renkte olan yerler 100 atıf ve üzerinde atıfa sahip olan makaleleri göstermektedir. Mavi renkte olan makaleler ise 20 atıf ve daha aşağı atıf sayısına sahip makalelerdir. WoS veri tabanında yapılan kömür gazlaştırma ile ilgili bilimsel yayınlar, bibliyometrik özellikler ve farklı yapılar arasında ilişkiler açısından incelenmiştir. Daha sonra sonuçlar sosyal ağ analizi ile görselleştirilmiştir.



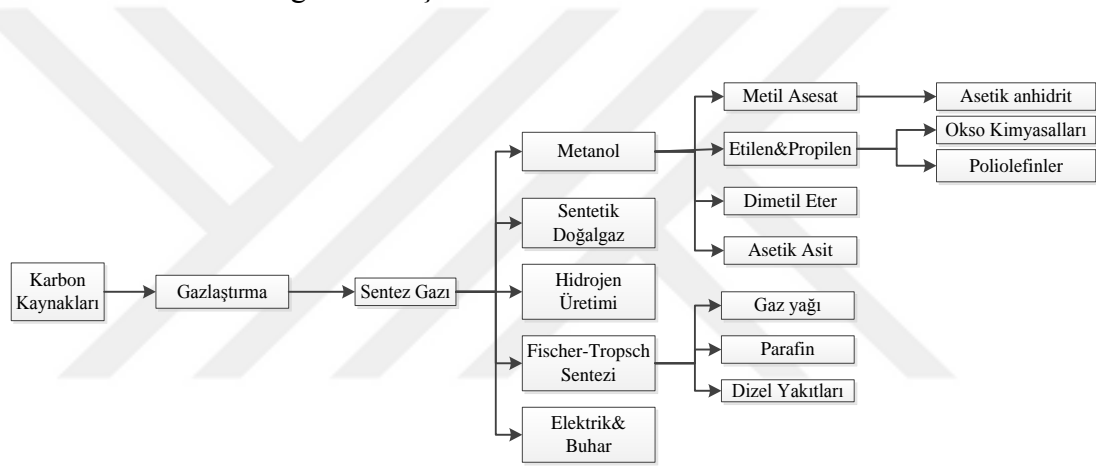
Şekil 2.4. En fazla atıf alan yazarların sosyal ağ analizi ile gösterimi

Bibliyometrik analiz tekniği kullanarak bir ülkenin yayın sayısı, bu yayınların atıf oranları, hangi yazarların aktif olarak katkıda bulunduğu gibi sorulara cevap bulunabilmektedir. Bu da araştırılmak istenen konunun genel bir haritası olarak adlandırılabilir. Bu çalışma kapsamında termodinamik, mühendislik, enerji, yakıt ve kimya alanları içerisinde 1987-2017 yılları arasında kömür gazlaştırma konusunda 2704 adet yayın tespit edilmiştir. Kömür gazlaştırma konusunda en fazla katkı sağlayan ülke açık ara Çin olmasına rağmen onu ABD, Japonya, Kanada, Güney Kore ve Almanya gibi gelişmiş ülkeler izlemektedirler. Türkiye yayın açısından Ortadoğu ülkeleri arasında lider, dünya sıralamasında ise 19. sıradadır.

3. KÖMÜR TABANLI ÇOKLU SİSTEMLER

3.1. Kömür Gazlaştırma

Bir yanıcı gaz karışımı üretmek için kömürün farklı kimyasal reaksiyonlar ve oksidantlar yardımıyla işlemlere tabi tutulmasına gazlaştırma denir. Her ne kadar kömür gazlaştırmanın amacı yanabilir gaz üretmek olsa da üretilen gazın içeriğine bakıldığında üretilen gaz değerli kimyasallar ve petrokimyasal hammaddeleri üretmek için kolaylıkla işlenebilir formda olmaktadır. Şekil 3.1’de gazlaştırma sonrası üretilebilecek ürünler gösterilmiştir.



Şekil 3.1. Sentez gazından üretilebilecek ürünler

Gazlaştırma reaksiyonlarında genel olarak hava, oksijen ve buhar oksidant olarak kullanılmaktadır. Hava ile gazlaştırma oksijen ve buhara göre daha ucuz bir yöntemdir. Bu yüzden oldukça yaygındır. Hava ile gazlaştırma da reaktör sıcaklığı 900 ile 1100°C arasında değişmektedir. Hava ile gazlaştırma neticesinde oluşan sentez gazı içeriğinde azot gazı %60 civarında yer almaktadır. Azot gazının fazla olmasının sonucu olarak sentez gazının ısıl değeri düşük olacaktır (Saxena ve ark., 2008). Oksijen ile gazlaştırma işleminde reaktör sıcaklıkları 1000 ila 1400°C arasında değişkenlik göstermektedir. Güvenlik problemi vardır ve maliyeti yüksektir. Isıl değeri yüksek gaz üretmektedir ve CO ve H₂ gazları gibi daha değerli ürünler oluşturur. Buhar ile gazlaştırmada zift içerikli bir gaz üretilmektedir. Zehirlenmelere yol açabildiği için dezavantajı vardır (Saxena ve ark., 2008).

Gazlaştırma türleri farklı olmasına rağmen yakıtın gazlaştırıcı içerisinde değişimleri birbirine çok yakındır. Kuruma, piroliz, yanma ve gazlaşma bütün türlerde meydana gelen olaylardır. Bu olayların nasıl gerçekleşeceği gazlaştırıcıya beslenen yakıtta ve gazlaştırıcının çalışma koşullarına bağlıdır. Yakıtın fiziksel ve kimyasal özellikleri ile gazlaştırıcı sıcaklığı ve gazlaştırıcı basıncı gibi faktörler gazlaştırıcı içerisinde gerçekleşen aşamalar için önemlidir.

Kuruma aşaması katı yakıtın ısınması esnasında ilk meydana gelen olaydır. Yakıtın içeriğinde bulunan sıvı haldeki su ısının etkisiyle buharlaşarak katı yakıtı terk etmesi olayıdır. Çevre sıcaklığı ile 380 K arasındaki sıcaklıklarda meydana gelir. Kuruma aşaması suyun doyma noktasında olmadığı sürece yakıtın içerisinde bulunan bütün su buhar olana kadar sürer (Souza-Santos, 2004).



Kuruma hız profili üç kısımdan oluşur. Birinci kısımda parçacık sıcaklığı hızlı bir şekilde artar. Bu kısım yakıtın ısıtıldığı kısımdır. Yakıt içerisinde bulunan su ilk olarak burada ayrılmaya başlar. Bu esnada kuruma hızı dikkate değer şekilde artar. İkinci kısımda yakıt içerisindeki su yüzeye toplanır ve buradan buharlaşmanın başlar. Yakıt yüzeyi ıslaksa ve çevre şartları değişmezse burada kuruma hızı sabittir. Üçüncü kısımda serbest su yüzeyde bulunmaz bu yüzden suyun katıdan ayrılması yüzey altında buharlaşma ile meydana gelir. Burada su buharı katı parçanın tabakaları arasından yüzeye ulaşır. Katı parçanın içindeki ısı ve kütle geçişleri kuruma hızını önemli derecede etkiler. Dış koşullar sabit kalırsa, kurumuş tabakanın kalınlığındaki artışa bağlı olarak kurutma hızı düşer (Souza-Santos, 2004).

Piroliz yaklaşık olarak 390 K ile 1300 K arasındaki sıcaklıklarda gerçekleşmektedir. Katı haldeki yakıtın içerisinden ağır organik ve inorganik moleküllerden oluşan katranın parçacıktan sıvı ya da gaz olarak ayrıldığı aşamadır.



Piroliz oldukça karmaşık bir aşamadır. İçerisinde çok sayıda reaksiyon bulundurabilir. Piroliz aşamasında yanma reaksiyonları için bırakılan gazlar önemlidir. Bu gazların alevlenme özellikleri yüksektir. Katı parçacık etrafında bir tabaka oluştururlar. Bu tabaka katı yakıtın tutuşmasını kolaylaştırır. Uçucu madde oranı yüksek olan kömürlerin yanma karakteristikleri iyidir. Piroliz aşamasında katı parçadan ayrılan bileşim, yakıtın fiziksel ve kimyasal özelliklerine, ortamın basıncına ve ortamın sıcaklığına bağlıdır. Diğer bir piroliz ürününü etkileyen faktör ise ısınma hızıdır. Piroliz ürünleri artan sıcaklık ile artar. Salınan bileşiklerin oranı her bir yakıt için farklı sıcaklıklarda en yüksek olur. Sıradan bir linyitte bu sıcaklık yaklaşık 700 K civarındadır (Souza-Santos, 2004). Piroliz aşamasında salınan ürünlerin salınımını azaltan bir durum basınç artışıdır. Basıncın artması uçucu maddelerin daha uzun süre katı parçacıkta kalmasını sağlar. Bu durum çok fazla polimerizasyon reaksiyonunun oluşmasına neden olur. Bunun sonucunda reaksiyona uğramış yapılar gözenekleri doldurur. Gözeneklerin dolması ve tıkanması sonucunda salınan ürünler yavaşlar. Piroliz aşamasını etkileyen diğer bir unsur olan ısınmadır. Isınma çok yavaş olursa, piroliz ürünleri gazlaşma ve yanma reaksiyonlarının süresi kadar reaktör içerisinde bulunamazsa reaktörden değişikliğe uğramadan çıkar. Bunun sonucu olarak bazı gazlaştırıcılarda piroliz ürünleri ve bileşimi gazlaştırma sonucu çıkan sentez gazın içeriğini önemli oranda etkiler. Isınma çok hızlı olursa, piroliz reaksiyonları ve gazlaşma reaksiyonları aynı anda olur. Piroliz ürünlerinin miktarının artması gazlaşma ve yanma reaksiyonlarından dolayı mümkün olamaz. Ürünler başka bileşiklere dönüşür. Fakat ısınmanın hızlı olması piroliz sırasında oluşan salınım miktarını bir nebze arttırır (Souza-Santos, 2004).

Kuruma aşaması ve piroliz aşamasının çoğu endotermik reaksiyonlardır. Bu reaksiyonların gerçekleşebilmeleri ya dışarıdan bir ısı kaynağı ile reaksiyonlar tetiklenmeli ya da gazlaştırıcı içerisinden yanma reaksiyonları elde edilmelidir.

Gazlaşma yakıtın gaza dönüşmesidir. Karbon içerikli yakıtların yüksek sıcaklıkta kısmi oksidasyon ile gaz ürünlere dönüştürülmesinde iki temel tepkime vardır. Bu tepkimeler yükseltgenme ve indirgenme tepkimeleridir. Oksidasyon tepkimeleri hızlı şekilde meydana gelmekte ve gazlaştırıcı reaktör içerisindeki yer alan tüm oksijeni

tüketmektedir. Bu yüzden gazlaştırıcı reaksiyon içerisinde indirgen ortam koşulları oluşur. Gazlaşma reaksiyonları (Higman and Burgt, 2008);

Kısmi karbon oksidasyonu reaksiyonu;



Karbon oksidasyon reaksiyonu;



Karbonmonoksit oksidasyonu reaksiyonu;



Boudouard reaksiyonu;



Heterojen su gazı reaksiyonu;



Hidrojen ile gazlaştırma reaksiyonu;



Su gazı değişim reaksiyonu;



Metanlaştırma reaksiyonu;

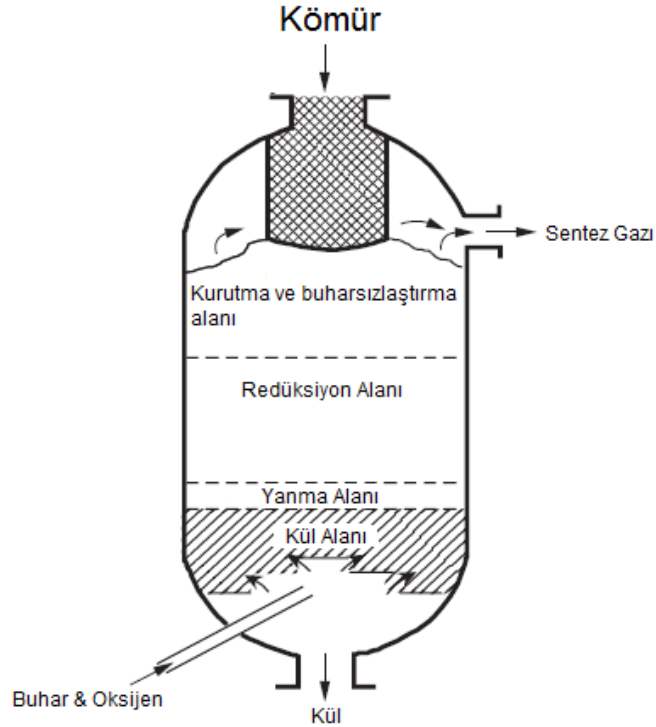


şeklinde verilebilir. Reaksiyonlardan da anlaşıldığı gibi endotermik ve ekzotermik reaksiyonlar mevcuttur. Gazlaşma sırasında endotermik reaksiyonların ihtiyaç duyduğu ısıyı ekzotermik reaksiyonlar sağlamaktadır. Gazlaştırma reaktörleri, yakıt türüne ve sistem kapasitesine göre belirlenmektedir. Gazlaştırma işlemlerini pratik olarak gerçekleştirilmesinde çok farklı reaktör tipleri kullanılmış ve kullanılmaya devam etmektedir. Reaktör tipleri gazlaştırma sonrasında çıkacak olan gaz içeriğini doğrudan etkilemektedir. Genel olarak reaktör tipleri üç kategoride gruplanabilir. Bunlar sabit yataklı gazlaştırıcılar, akışkan yataklı gazlaştırıcılar ve sürüklemeli akışlı gazlaştırıcılar olarak adlandırılabilir.

3.1.1 Sabit yataklı gazlaştırıcılar

Sabit yataklı gazlaştırıcılar tarihsel olarak en eski tip gazlaştırma türleridir. Sabit yataklı gazlaştırıcılar küçük ve orta ölçekli tesisler için uygun olan gazlaştırıcı tipidir. Büyük ölçekli tesislerde tercih edilmemesinin sebebi ürün olarak dışarıya verilen sentez gazının içeriğinin tahmin edilemez olmasıdır. Sabit yataklı bir gazlaştırıcı da yakıt tipik olarak yukarıdan beslenir ve yerçekiminin etkisiyle aşağıya doğru hareket eder (Wang and Stiegel, 2017). Şekil 3.2’de sabit yataklı gazlaştırıcı gösterilmiştir. Yakıt aşağıya doğru hareket ederken kurutma, ısıl bozunma ve gazlaştırma aşamalarından geçer. Sabit yakıtlı gazlaştırıcılar kurutma ve buharsızlaştırma alanı, redüksiyon alanı, yanma alanı ve kül alanı olarak kısımlara ayrılmıştır. Yanma alanında bir miktar kömür yakılarak gazlaştırıcı için gerekli olan ısı miktarı sağlanmaktadır. Sabit yataklı gazlaştırıcı reaktörlerinden elde edilen sentez gazı, hidrokarbon, su ve tar içerir. Kömür ve kömür içeriğindeki katı tanecikler gazlaştırıcı reaktörü içerisinde birkaç saat kalırken, gazlaştırma neticesinde üretilen sentez gazı birkaç dakikada sistemden ayrılır. Burada tanecik boyutunun 6-50 mm civarında olması tercih edilmektedir. Ayrıca sentez gazının çıkış sıcaklığı yaklaşık olarak 425°C ile 650°C arasında değişmektedir (Higman and Burgt, 2008). Sabit yataklı

gazlaştırıcılar hava akış yönüne göre aşağı, yukarı ve karşıt akışlı olmak üzere sınıflara ayrılabilirler.



Şekil 3.2. Sabit yataklı gazlaştırıcı

Aşağı akışlı gazlaştırıcılarda hava, yakıt ile aynı yönde gönderilir. Bu tip gazlaştırıcılar da üretilen sentez gazı gazlaştırıcının alt kısmından dışarıya çıkartılır. Yüksek nem oranına sahip yakıtların aşağı akışlı gazlaştırıcılarda kullanılması uygun değildir. Bu gazlaştırıcı için nem oranının en fazla %20 civarında olması istenilir. Ayrıca bu tip gazlaştırıcı için yakıtın kül oranının en fazla % 5 olması gerekmektedir.

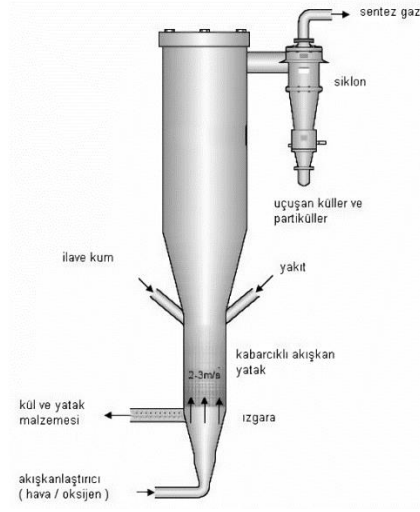
Yukarı akışlı gazlaştırıcılarda hava, yakıtı ters yönde gönderilir. Bu tip gazlaştırıcılar da üretilen sentez gazı gazlaştırıcının üst kısmından alınmaktadır. Yukarı akışlı gazlaştırıcı, aşağı akışlı gazlaştırıcıya göre daha yüksek verime sahiptirler. Sistem kurulumunun basit olması, gaz çıkış sıcaklığının düşük olmasından dolayı internal ısı değişimi ve yüksek gazlaştırma verimi bu sistemin avantajlarını oluşturmaktadır. İnternal ısı değişimi olmasından dolayı gazlaştırıcının üst kısmında yakıt kurumaktadır. Bu yüzden bu tip gazlaştırıcılarda yüksek nem miktarına sahip yakıtlarda kullanılabilir. Yüksek orandaki katran miktarı yukarı akışlı sabit yataklı

gazlaştırma sistemlerinin en büyük dezavantajıdır. Yüksek katran miktarı istenmeyen bir durum olup katran temizliği yapmak gereklidir.

Karşıt akışlı sabit yataklı gazlaştırma sistemleri fazla tercih edilmeyen sistemler olup genel olarak odun kömürü kullanımı amaçlı tasarlanan sistemlerdir. Bu tip gazlaştırıcılar da yakıt aşağı doğru inerken hava reaktöre yan taraftan beslenir. Reaktörde meydana gelen sentez gazı hava besleme girişinin aynı seviyedeki karşı noktasından çıkartılır. Karşıt akışlı sabit yataklı gazlaştırıcılar düşük katran bulunduran yakıtlar için uygundur. Bu tip sistemlerde küçük ölçekli üretim yapılabilmektedir (YEGM, 2018).

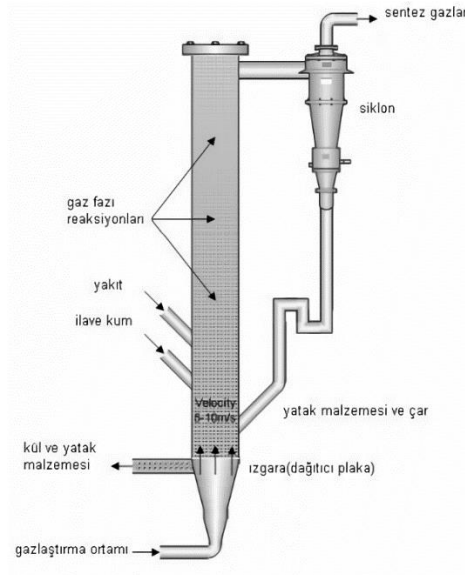
3.1.2 Akışkan yataklı gazlaştırıcılar

Kömürlerin bazı özelliklerine göre gazlaştırma esnasında hareket ettirilmeleri gerekebilir. Akışkan yataklı gazlaştırıcılarda kömür, gaz ve buhar ile tamamen karıştırılır. Gazlaştırma reaktöründe ortalama sıcaklık 1000°C'dir. Akışkan yataklı gazlaştırıcılarda yakıt partikülleri hareket halindedir. Bundan dolayı katı ve gaz daha iyi karışmaktadır. Akışkan yataklı gazlaştırıcılarda yakıt gazlaştırıcının üst yan tarafından verilmektedir. Akışkan yataklı gazlaştırıcıdan üretilen sentez gazı ise yatağın üst bölgesinden alınmaktadır. Bu gazlaştırıcı türünde katı parçacıklar otuz dakika kadar, gazlar ise bir dakika kadar kalırlar. Bütün kömür türleri bu gazlaştırıcı ile kullanılabilir. Endüstriyel olarak ilk uygulama 1926 yılında kurulan Winkler akışkan yataklı gazlaştırıcılardır. (Bell ve ark., 2011). Akışkan yataklı gazlaştırıcılar kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırıcılar ve dolaşimli akışkan yataklı gazlaştırıcılar olarak ikiye ayrılırlar. Şekil 3.3'de kabarcıklı akışkan yatak gazlaştırıcı gösterilmektedir. Kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırıcılarda gazın hızının yeterince yüksek olmalıdır. Kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırıcıların en önemli özelliği yatak içerisinde dolaşımı sağlamasıdır. Ayrıca, sıcaklık kontrolü, yüksek dönüşüm oranı, katalitik işlemlerin mümkün olması, hammadde miktarı ve nem içeriğine karşı tolerans gösteren tipte gazlaştırıcıdır.



Şekil 3.3. Kabarcıklı akışkan yatak gazlaştırıcı (Kayahan ve ark., 2009)

Şekil 3.4’de dolaşım akışkan yatak gazlaştırıcı gösterilmiştir. Dolaşım akışkan yatak gazlaştırıcı düşük hızlı akışkan yatak sistemlerine alternatif olarak geliştirilmiştir. En önemli avantajı farklı bileşim ve nem içerikli yakıtları işleme kapasitesidir. Bu tip reaktörler ısıl gücü 10 MW’dan yüksek yakıt üretimi için daha uygundur. Bu sistemlerde kapasitenin üst limiti yoktur. Kapasite tamamen ihtiyaç duyulan enerjiye göre tespit edilebilir (YEGM, 2018).

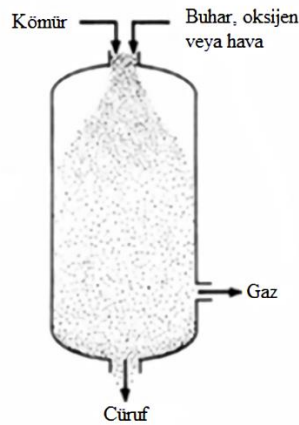


Şekil 3.4. Dolaşım akışkan yatak gazlaştırıcı (Kayahan ve ark., 2009)

Gazlaştırıcı olarak genellikle atmosferik basınçlı hava kullanılır. Sistem 850°C civarında çalıştığı için tam yanma meydana gelmez ve az miktarda kül içermesi reaktörün dezavantajıdır.

3.1.3 Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcılar

Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcılarda yakıtın özelliğine bakılmaksızın her cins kömür ve kok gazlaştırılabilir. Bu tip gazlaştırıcılarda yakıt mikron boyutlarına kadar indirilmiş halde reaktöre gönderilir. Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcılarda yakıt ve ürünler aynı hızda akmaktadır. Gazlaştırıcı reaktörünün üst kısmından verilen yakıt hızlı bir şekilde ısınır ve gazlaştırma ajanı ile reaksiyona girer. Reaktöre besleme birkaç saniyededir. Yakıtın gaza dönüşüm hızı çok fazladır. Gazlaştırıcının cinsine bağlı olarak farklı oksidant kullanılabilir. Ama genellikle hareketli akışlı gazlaştırıcılarda yüksek saflıkta yaklaşık olarak %95-%99 oranında oksijen beslemesi yapılmalıdır. Ayrıca gazlaştırıcının cinsine bağlı olarak kömür sisteme su ile karıştırılıp çamur halinde de verilebilir (Higman and Burgt, 2008). Şekil 3.5'te sürüklemeli akışlı gazlaştırıcı gösterilmiştir.



Şekil 3.5. Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcı

Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcılarda çalışma sıcaklığı 1250°C ile 1600°C arasında değişirken çalışma basıncı 20-70 bar arasında değişmektedir. Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcılar yüksek karbon dönüşüm oranına da sahiptirler. Ayrıca bu tip gazlaştırıcılar yüksek sıcaklıkta çalıştıkları için gazlaştırıcıdan çıkan sentez gazının

içerisindeki metan içeriği çok düşüktür. Gazlaştırma sonucunda temiz ve katransız bir gaz üretilmesi bu gazlaştırıcı türünün önemli avantajlarından. Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcılar genel olarak ticari ölçekli IGCC uygulamalarında tercih edilmektedir (Higman and Burgt, 2008). Çizelge 3.1’de bazı sürüklemeli akışlı gazlaştırıcıların prosesleri ve özellikleri verilmiştir.

Çizelge 3.1. Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcı prosesleri ve özellikleri (Higman and Burgt, 2008)

Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcı prosesleri ve özellikleri				
Proses	Kademe	Yükleme	Akış	Oksidant
Koppers- Totzek	1	Kuru	Yukarı	Oksijen
Shell SCGP	1	Kuru	Yukarı	Oksijen
Prenflo	1	Kuru	Yukarı	Oksijen
Siemens	1	Kuru	Aşağı	Oksijen
GE Energy	1	Bulamaç	Aşağı	Oksijen
E-Gas	2	Bulamaç	Yukarı	Oksijen
MHI	2	Kuru	Yukarı	Hava
Eagle	2	Kuru	Yukarı	Oksijen

Sürüklemeli akışlı gazlaştırma türlerinden birisi olan GE Gazlaştırıcı IGCC uygulamalarında yaygın olarak kullanılan gazlaştırıcı tipidir. Sisteme yüklenecek kömür su ile karıştırılarak bulamaç halinde reaktöre üst kısımdan oksidant ile verilmektedir. Gazlaştırıcıda sentez gazı reaktörün alt kısmından ayrılmaktadır. Gazlaştırma işlemi yakıtın kalitesine bağlı olarak yaklaşık 1425°C sıcaklıkta gerçekleşmektedir. Çizelge 3.2’de gazlaştırıcı türlerinin ticari uygulamaları gösterilmiştir (Wang and Stiegel, 2017).

Çizelge 3.2. Gazlaştırıcı türlerinin ticari uygulamaları

Sabit yataklı gazlaştırıcı	Akışkan yataklı gazlaştırıcı	Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcı
Lurgi BGL SEDIN	Winkler, U-Gas, GreatPoint Energy's Bluegas catalytic	Siemens, Shell, E-gas GE Energy, EAGLE Prenflo, Tsinghua, MHI, ECUST, TPRI HCERI, MCSG, OSEF

Ticari gazlaştırma tesisleri tipik olarak belirli bir kömürün gazlaştırma performansını arttırmak için optimize edilir. Bununla birlikte, çoğu ticari gazlaştırıcının farklı kömür

türlerine karşı önemli ölçüde esnekliğinin olduğu daha önceden de vurgulanmıştı. Amerikan Ulusal Enerji Teknolojisi Laboratuvarı (NETL)'na göre 2016 yılının başlangıcı referans alındığında dünya çapında 578 gazlaştırma projesi bulunmaktadır. Bu projelerden 340'ı işletme halinde, 106'sı inşaat halinde ve 132'side planlama aşamasındadır (Wang and Stiegel, 2017). Gazlaştırma üzerine planlanan projelerin çoğu özellikle Çin ve Hindistan'da sentetik doğalgaz, olefinler ve sentetik sıvı yakıtlar üretmeyi amaçlamaktadırlar. Çizelge 3.3'de dünya çapında 2015 Aralık ayı itibariyle aktif olarak çalışan 850 MW güçten daha yüksek kapasitedeki projeler gösterilmiştir.

Çizelge 3.3. 850 MW üzeri aktif çalışan kömür gazlaştırma projeleri

Ülke	Proje İsmi	Yakıt	Üretilen Ürün	Gazlaştırıcı Türü	Başlama Yılı
ABD	Great Plains Synfuels Plant	Kömür	SNG	Lurgi	1984
ABD	Edwardsport IGCC	Kömür	Elektrik	GE Energy	2012
Çin	Yulin Methanol Plant	Kömür	Metan	GE Energy	2015
Çin	Shenhua Ningxia Coal to Polypropylene II	Kömür	Metan	SEDIN	2014
Çin	Shenhua Ningxia Coal to Polypropylene I	Kömür	Metan	Siemens	2011
Çin	Weihe Pucheng Methanol Plant	Kömür	Metan	GE Energy	2014
Çin	Sanwei Neimenggu Methanol Plant	Kömür	Metan	GE Energy	2011
Çin	Tianjin Chemical Plant	Kömür	Olefin	Shell	2010
Çin	Shenhua Erdos DCL Hydrogen Plant	Kömür	Hidrojen	Shell	2008
Çin	Datang Duolun MTP Plant	Kömür	Metan	Shell	2011
G.Afrika	Sasol II (Batı)	Kömür	F-T	Lurgi	1977
G.Afrika	Sasol III (Doğu)	Kömür	F-T	Lurgi	1982

3.2 Fischer-Tropsch Sentezi

Hidrojen ve karbonmonoksit gazları içeren sentez gazlarından gaz ve sıvı hidrokarbon karışımlarının elde edilmesi prosesidir. Bu teknolojinin en önemli avantajı çok geniş bir ürün potansiyelinin olmasıdır. Akaryakıttan diğer değerli kimyasallara kadar ürün üretmenin mümkün olduğu bu sentez, sülfür, azot ya da ağır metal kirleticileri barındırmaz ve düşük miktarda aromatik hidrokarbon içerir. Günümüzde temiz taşıma

yakıtları ve kimyasalların üretimi için çok fazla ilgi gören F-T sentezinin geçmişi yaklaşık yetmiş yıl önceye dayanmaktadır. 1926 yılında Almanya'da görevli Franz Fischer ve Hans Tropsch isimli bilim adamları tarafından sentez gazından katalitik olarak petrol türevi sıvı hidrokarbon üretimi adında ilk defa patentleştirilmiştir. Almanya'nın II. Dünya savaşı sırasında petrol ihtiyacını karşılaması için kömürden sentetik sıvı yakıt elde etmek amacıyla F-T prosesi kullanılmıştır. Daha sonra Güney Afrika'da ekonomik ambargo döneminde Sasol isimli şirket doğalgazdan ve kömürden elde ettikleri sentez gazlarına F-T prosesi uygulamışlardır.

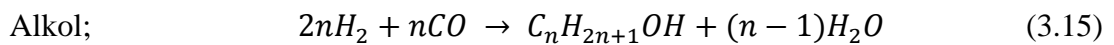
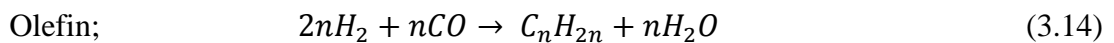
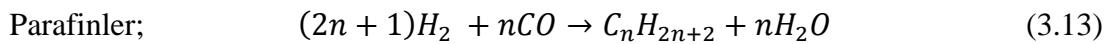
F-T prosesinde parafinler, olefinler ve oksijenlenmiş hidrokarbonlar üretilebilir. Bu reaksiyonda 1 mol CO, 2 mol H₂ ile reaksiyona girerek bir hidrokarbon zinciri başlatır. Burada karbonmonoksitte bulunan oksijen su oluşturarak ayrılır.



Bu yüzden reaktöre beslenecek sentez gazdan hidrokarbon elde edilebilmesi için sentez gazının H₂/CO oranının en az 2 olması gereklidir. Bu oran daha düşük olduğunda reaktörlerde katalitik su-gaz değişim reaksiyonu ile oran ayarlanır.



Su-gaz değişimi reaksiyonu ile katalizör kullanıldığında reaksiyonda açığa çıkan su karbonmonoksit ile reaksiyona girerek ilave H₂ meydana getirir. Bu durumda en düşük H₂/CO oranının 0,7 olması gereklidir. Üretilen ürünler sıcaklık, sentez gazının içeriği, basınç ve katalizör gibi birçok parametreye bağlıdır. Bu sentez reaksiyonları önemli ölçüde ekzotermiktir. F-T sentezinde temel olarak başlıca,



reaksiyonları gerçekleşmektedir (Perry ve ark., 1997). F-T reaksiyonlarında kullanılan prosese bağlı olarak 200°C ile 350°C arasında sıcaklıkları, 15 ila 40 bar arasında da basınçları değişebilir. Ardı ardına devam eden F-T reaksiyonlarında karbon bileşikli uzun zincirler oluşur. Genelde F-T sentezi sonucunda elde edilebilecek ürünler metandan (CH₄) başlayarak etan (C₂), LPG (C₃-C₄), benzin (C₅-C₁₂), nafta (C₈-C₁₂), kerosen (C₁₁-C₁₃), dizel (C₁₃-C₁₇), hafif gaz yağı (C₁₀-C₂₀), yumuşak vaks (C₁₉-C₂₃), orta sertlikte vaks (C₂₄-C₃₅) ve sert vakslara (>C₃₅) olarak söylenebilir. Ürünlerin zincir uzunluğu dağılımı Anderson-Scholz-Flory (ASF) eşitliği ile tanımlanabilir (Perry ve ark., 1997);

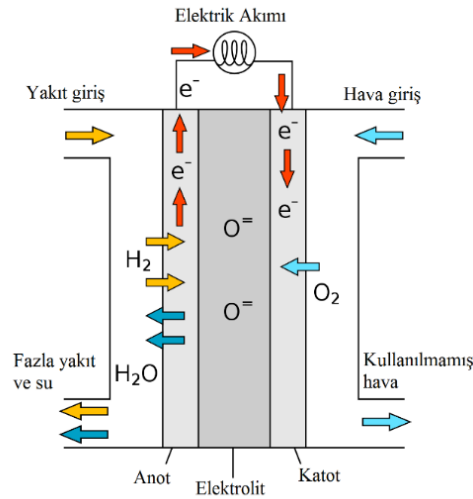
$$\log \frac{W_n}{n} = n \log \alpha + \log \left[\frac{(1-\alpha)^2}{\alpha} \right] \quad (3.16)$$

Burada yer alan W_n , n karbon atomlu bileşiklerin kütle kesrini gösterirken α ise zincir büyüme olasılığını göstermektedir. Genel olarak α sıcaklığa, basınca ve katalizör bileşimine bağlıdır ancak zincir uzunluğundan bağımsızdır. Yüksek α değeri yüksek molekül ağırlıklı ürünlerin oluşmasını sağlar. α arttıkça ürünün ortalama karbon sayısı da artar. α sıfıra eşit olduğunda sadece metan oluşur. α bire yaklaştıkça, ürün ağırlıklı olarak balmumu haline gelir (Perry ve ark., 1997).

F-T sentezinde genellikle iki proses uygulanabilir. Bunlar yüksek sıcaklık prosesi ve düşük sıcaklık prosesleridir. Yüksek sıcaklık prosesi 300°C ile 330°C arasında gerçekleştirilir. Akışkan yatak ve demir bazlı katalizör sayesinde yüksek sıcaklık prosesi meydana gelir. Benzin ve daha hafiflerle, alkoller ve ketonlar gibi bazı kimyasal bileşikler elde edilir. Üretilen etilen, propilen, penten-1 ve heksen-1 oldukça saf bir halde üretilir ve genellikle polimer endüstrisinde kullanılırlar. Düşük sıcaklık prosesi 200°C ile 230°C arasında sıcaklıklarda gerçekleştirilir. Yüksek sıcaklık proseslerine göre daha fazla parafinik ve mumsu maddeler oluşur. Örneğin sentetik dizel üretiminde proses koşulları dizel yakıtın bileşimindeki hidrokarbonlar üretilecek şekilde seçilebileceği gibi, yüksek verim elde edilmek istendiğinde, sentez parametreleri vakslara göre optimize edilir ve üretilen vakslar seçici parçalama (kreaking) yöntemiyle dizel bileşimlerine dönüştürülür.

3.3 Katı Oksit Yakıt Pili (KOYP)

Katı oksit yakıt pilleri (KOYP), bir yakıtı doğrudan okside ederek elektrik üreten bir elektrokimyasal enerji dönüştürme cihazlarıdır (Chen ve ark., 2015). KOYP sistemleri diğer yakıt pilleri arasında en fazla ilgi gören yakıt pilidir. Bu piller, pil ömrünün uzun olması, endüstriyel uygulamalarda çok daha fazla tercih edilmesi, pahalı katalizörlere ihtiyaç duymaması, katı elektrolit kullanması sebebiyle beslenen yakıtın nemlendirmeye ihtiyaç duyulmaması, çevresel duyarlılığının yüksek olması ve pil elektrolitinin mekanik dayanımının yüksek olmasından dolayı diğer yakıt pillerine karşı avantajlı durumdadır. Katı oksit yakıt pili hidrojen bakımından zengin olan yakıt ile oksijenin birleşerek elektrik akımı elde etmesi prensibine göre çalışmaktadır. Burada hidrojen zengin yakıt olarak dizel, doğalgaz ya da alkol kullanılabilir (VESTEL, 2018). KOYP sistemleri 800°C ile 900°C arasında ki yüksek sıcaklıklarda çalışmaktadırlar. Tipik bir katı oksit yakıt pilinin elektrik verimliliği %40-%60 arasındadır (Stambouli and Traversa, 2002). Katı oksit yakıt pilinin çalışma şeması Şekil 3.6'da gösterilmiştir.



Şekil 3.6. Katı Oksit Yakıt Pili çalışma şeması

Şekil 3.6'da görüldüğü gibi yakıt piline sağlanan yakıt anot kısmından, hava ise yakıt pilinin katot kısmına verilmektedir. Bu tip pillerde üç temel parça bulunmaktadır. Bunlar anot, katot ve bunların arasında bulunan elektrolittir. Anot kısmından beslenen

yakıt kullanılan katalizör sayesinde katot kısmında proton ve elektrona ayrıştırılmaktadır. Protonlar anottan katoda elektrolitten geçtikten sonra oksijenle birleşip suyu oluşturmaktadır. Elektronlar ise anottan katoda geçerek elektrik üretmektedirler. Anotta ve katotta meydana gelen elektrokimyasal reaksiyonlar şunlardır;

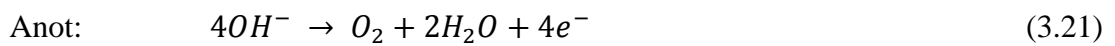


Üretilen elektriksel akım reaksiyon alanı ile doğru orantılıdır. Yakıt pilinin reaksiyon alanı iki katına çıkartıldığında üretilen akım alanı da iki kat artacaktır. Bu pillerde kullanılan katı elektrolit, düşük sıcaklıkta yüksek iletkenlik özelliği gösteren malzemeden seçimi, anot ve katot elektrotlarının performansı artırıcı yönde etki yapan malzemelerden seçilmesi önemlidir. Ayrıca, elektrolit ve elektrotların kalınlıkları, anot ve katotların aktif yüzey alanları ve tabaka boyutları performansa doğrudan etki eden faktörlerdir (Fergus, 2006).

3.4 Yüksek Sıcaklık Elektrolizörü

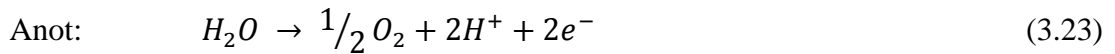
Hidrojen bir proton ve bir elektrona sahip doğadaki en basit elementtir. Doğada en bol bulunan element olmasına rağmen hiç tek başına bulunmaz. Saf halde olması şartıyla oda sıcaklığında iki atomlu gaz olan hidrojen, havanın yoğunluğunun 1/14 katı yoğunluğuna sahiptir. Hidrojen renksiz, kokusuz ve zehirsizdir. Hidrojen yanma sonucunda neredeyse hiç zararlı emisyon çıkartmaz bu yüzden temiz bir enerji taşıyıcısıdır. Hidrojenin yakın gelecekte en cazip enerji taşıyıcılarından birisi haline gelmesi beklenmektedir (Midilli ve ark., 2005). Hidrojen ile ilgili çalışmaların ilk olarak 1766 yılında başladığı bilinmektedir. 1839 yılında ise William Robert Grove tarafından elektrik üreten ilk yakıt pili geliştirilmiştir (Penner, 2006). Hidrojen üretim teknikleri arasında doğalgazın buhar reformasyonu, kömür gazlaştırma, elektroliz, termokimyasal süreçler ve radyoliz gibi birçok yöntem vardır (Veziroğlu, 2001; Dinçer, 2002). Hidrojen üretiminin %96 gibi büyük bir kısmı fosil yakıtlardan elde

edilirken %4'lük kısmı ise elektrolizden elde edilmektedir. Gelişmiş bir hidrojen üretim teknolojisi olan elektroliz yöntemi yüksek saflıkta hidrojen üretebilmek için suyu kullanmaktadır. Hidrojen üretiminin bilinen en basit yöntemi olan elektroliz, doğru akım sayesinde suyun hidrojen ve oksijene ayrılması yöntemidir. Elektroliz ünitesi karbon plakalar, iki elektrot ve elektrolitten oluşmaktadır. Doğru akım elektrotta verildiğinde akım, pozitif elektrottan negatif elektrotta doğru gider. Bunun neticesinde elektrolit içerisinde bulunan su, hidrojen ve oksijene ayrıştırılır. Ayrışma sonucunda katot tarafından hidrojen anot tarafından da oksijen sistemden ayrılır. Elektroliz yöntemi çok büyük tesislerden evlere kadar elektrik bulunan her yerde hidrojen üretmek için kullanılabilir. Elektroliz ünitesinde yüksek elektrik enerjisi kullanımı sebebiyle elektrolizden hidrojen üretimi oldukça pahalı bir yöntem olmaktadır. Elektroliz ile hidrojen üretim yöntemi sırasında oluşan aşırı gerilimler sistemlerin maliyetlerini yükseltmektedir. Elektroliz ile hidrojen yönteminin ekonomik olarak uygunluğunu sağlamak için düşük gerilimli yüksek katalitik etkinliği olan ucuz elektrot malzemelerinin üretimi sağlanmalıdır. Elektroliz yöntemi ile hidrojen üretiminde ticari olarak en fazla tercih edilen türler alkali elektroliz ve proton değişim membranlı elektrolizlerdir. Alkali elektroliz ünitesinde sulu sodyum hidroksit ya da potasyum hidroksit çözeltisi elektrolit olarak kullanılmaktadır. Sulu sodyum hidroksit veya potasyum hidroksit kullanılmasının nedeni korozyon direnci ve yüksek iletkenliktir. Alkali elektroliz ünitelerinin çalışma sıcaklıkları 70°C ile 100°C arasında değişirken çalışma basınçları ise 1 ila 30 bar arasında değişmektedir. Alkali elektroliz ünitelerinde meydana gelen reaksiyonlar;



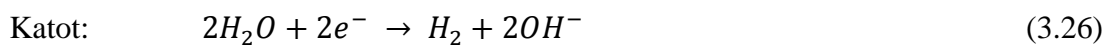
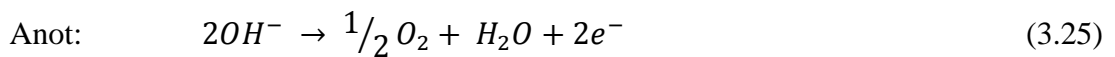
şeklinde yazılabilir.

Proton membranlı (PEM) elektroliz ünitesinde iki temel bileşen vardır. Bunlar anot ve katot elektrotlarıdır. Bu iki elektrotun çevresinde ince platin içeren katalizör vardır. Bu elektrotlar birbirinden polimer membran elektrolit ile ayrılırlar. PEM ünitesinde proton geçirebilen ince yapılı membranlar elektrolit olarak kullanılır. Burada en çok kullanılan membran poli asit ve nafyondur. Bu elektrolitlerden protonlar diğer tarafa geçebilirken elektronların geçişi olmamaktadır. PEM ünitesinde meydana gelen reaksiyonlar;

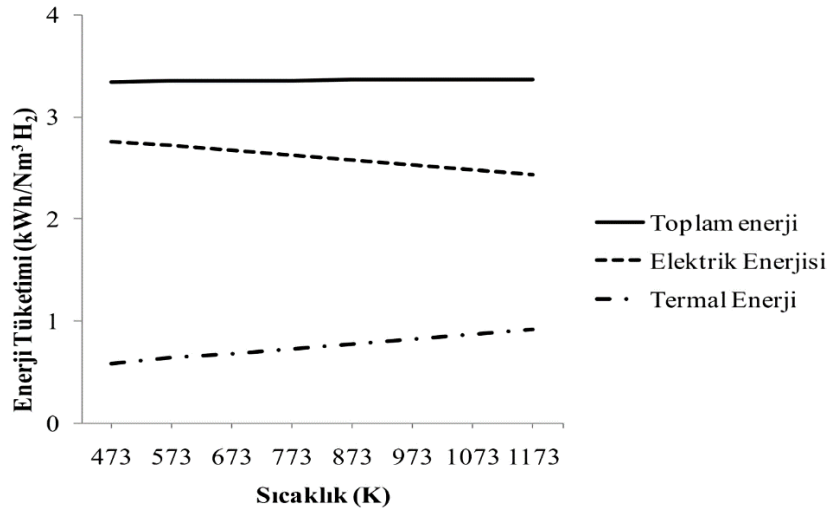


şeklinde meydana gelir. PEM ünitesinde elektrolit anot ile katot arasında bir katman oluşturarak anottan katoda hidrojen iyonlarının geçmesini sağlar ve burada yer alan membran oksijen ve hidrojen gazlarının karışmasını engeller. PEM ünitelerinin çalışma sıcaklıkları 80°C ile 90°C arasında değişirken çalışma basınçları 1 ila 8 bar basınç arasında değişmektedir.

Yüksek sıcaklık elektroliz üniteleri hala geliştirme aşamasında olup hidrojen üretimi için umut vadeden bir sistemdir. Su ayrıştırılmasının 700 ila 1000°C arası gibi yüksek sıcaklıklarda olması termodinamik bakış açısıyla incelendiğinde daha avantajlı görünmektedir (Dincer and Acar, 2015). Bu sistemde elektrolizin yüksek sıcaklıklarda gerçekleşmesi elektrik ihtiyacını azaltırken sistemin genel verimini arttırdığı görülmektedir. Yüksek sıcaklık elektroliz ünitesinde meydana gelen reaksiyonlar;



şeklinde meydana gelir. Yüksek sıcaklık elektroliz için enerji-sıcaklık grafiği Şekil 3.7'de gösterilmiştir (Balta ve ark., 2009).

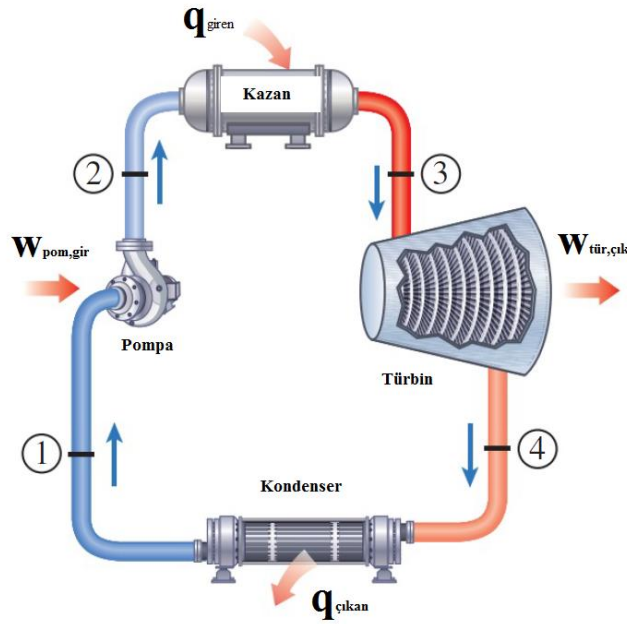


Şekil 3.7. Yüksek sıcaklık elektroliz ünitesinin enerji tüketiminin sıcaklıkla değişimi (Balta ve ark., 2009)

Şekil 3.7’de görüldüğü gibi elektroliz sıcaklığı arttığında sistemin ihtiyaç duyduğu elektrik enerjisi azalmaktadır. Sistem için gerekli olan enerji miktarı ise büyük bir oranda sabittir. Hidrojen üretmenin en basit yolu olan elektroliz yönteminde giren enerji maliyetlerinin düşürülmesi ve sistemlerde bulunan malzemelerin iyileştirilmesi sonucunda hidrojen üretmenin ekonomik bir yol olabileceği düşünülmektedir.

3.5 Rankine Çevrimi

İdeal Rankine çevrimi elektrik üretiminde kullanılan güç çevrimidir. Rankine çevrimi, Carnot çevriminin modifiye edilmiş hali olarak görülebilir (Klein and Nellis, 2011). Bu sistem kapalı bir sistem olup dıştan ısıtmalı ve sabit bir akışlı bir sistemdir. Dış ısının kaynağı dünya üzerinde bulunan fosil kaynaklardan ve yenilenebilir enerji kaynaklarından sağlanabilir. Ayrıca bu sistemler yüksek sıcaklıklı atık ısıların değerlendirilmesinde de kullanılmaktadır. İdeal Rankine çevrimi Şekil 3.8’de gösterilmiştir (Çengel and Boles, 2015).

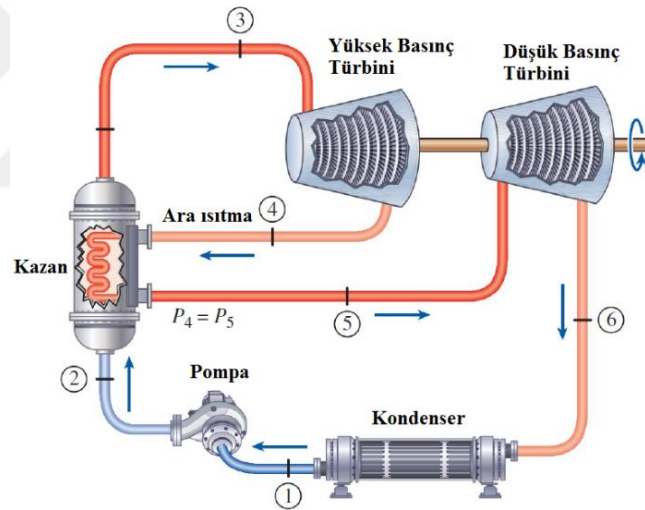


Şekil 3.8. İdeal Rankine Çevrimi (Çengel ve Boles, 2015)

Şekil 3.8’de görüldüğü gibi çevrim içerisinde bulunan su pompaya bir noktasında doymuş sıvı olarak girer ve kazanın çalışma basıncına sıkıştırılır. Suyun sıcaklığı bu izentropik sıkıştırma esnasında bir miktar artar. Su kazana iki noktasında sıkıştırılmış sıvı olarak girer ve üç numaralı durumda kızgın bir buhar olarak çıkar. Burada kazan esasen yanma gazlarından, nükleer reaktörlerden veya diğer kaynaklardan sağlanan ısının sabit basınçta suya aktarıldığı büyük bir ısı değiştiricisidir. Kazandan çıkan yüksek sıcaklığa sahip yüksek basınçlı buhar üç noktadan türbine girer ve burada jeneratöre bağlı shaftı döndürerek elektrik üretiminin gerçekleşmesini sağlar. Türbinden çıkan buharın basıncı ve sıcaklığı düşer. Dört noktada akışkan genel olarak yüksek kuruluk derecesine sahip doymuş sıvı buhar karışımıdır. Bu noktada akışkan kondensere girer ve burada sabit basınçta yoğunlaşır. Akışkan kondenseri doymuş sıvı olarak terk ederek çevrimi tamamlar (Çengel and Boles, 2015).

Rankine çevrimleri sürekli olarak mevcut olan enerji talebine karşı elektrik üretmek için yardımcı elemanlar olarak kullanılmışlardır. Sistem verimliliğinde küçük bir gelişme bile üretim ya da yakıt maliyetlerine etki edecektir. Bu yüzden Rankine çevrimlerinin verimini arttırmak için bazı çevrim modifikasyonları yapılmaktadır. Bunlardan birisi de ideal ara ısıtmalı Rankine çevrimidir. Şekil 3.9’de ara ısıtmalı

Rankine çevrimi gösterilmiştir (Çengel and Boles, 2015). Bu çevrimde yüksek basınç türbini ve alçak basınç türbini kullanılarak ideal Rankine çevrimi iyileştirilmiştir. İdeal ara ısıtmalı Rankine çevriminde kazandan çıkan yüksek basınca ve yüksek sıcaklığa sahip kızgın buhar yüksek basınç türbinine gönderilerek izentropik olarak bir ara basınca kadar genişletilir ve tekrardan kazana gönderilir. Kazana gelen buhar tekrardan sabit basınçta ısıtılır. Isıtılan buhar alçak basınç türbinine gönderilir ve güç üretilir. Türbinden çıkan akışkan kondensere gönderilir ve burada sabit basınçta yoğunlaşır. Kondenserden çıkan akışkan tekrardan pompaya gönderilerek çevrim tamamlanmış olur (Çengel and Boles, 2015). Ara ısıtmalı ideal Rankine çevrimlerinde ara ısıtmanın tek amacı türbin çıkışındaki kuruluk derecesini yüksek tutmaktır. Diğer bir modifikasyona uğramış Rankine çevrimi ise ideal ara buhar almalı Rankine çevrimidir.



Şekil 3.9. İdeal ara ısıtmalı Rankine çevrimi (Çengel ve Boles, 2015)

Bu çevrimde türbinden çıkan buharın bir bölümünün dışarıya alınması ve bunu kazanı besleyen suyu ısıtmada kullanılması sağlanmaktadır. Bu işleme ara buhar alma denilmektedir. Kazan besleme suyunu ısıtmak için iki yol vardır. Bunlardan birincisi olan açık besleme suyu ısıtıcısı iki akışkanın karıştırılması esasına göre çalışırken ikincisi olan kapalı besleme suyu ısıtıcısı akışkanları birbirine karışmadan ısı transferi yaptıkları bir ısı değiştiricisidir (Çengel and Boles, 2015). Açık besleme suyu ısıtıcıları, kapalı besleme suyu ısıtıcılarına göre daha basit ve ucuzdur. Bunlar ayrıca

iyi ısı transferi özelliğine sahiptir. Kapalı besleme suyu ısıtıcıları ise kapalı bir ısı değiştiricisi olması sebebiyle daha karmaşıklardır. Akışkanlar birbirleri ile temas etmedikleri için ısı transferi özellikleri diğerine göre daha kötüdür. Açık ve kapalı besleme suyu ısıtıcıları sistemlerde çoğunlukla birlikte kullanılmaktadırlar (Çengel and Boles, 2015).

Organik Rankine çevrimi (ORC), ideal Rankine çevriminin organik akışkan kullanılmış halidir. Organik akışkanların kaynama noktalarının suya göre düşük olması sebebiyle ideal Rankine çevrimine göre daha kullanışlıdır. Düşük sıcaklıklardaki atık ısılardan bile elektrik üretme potansiyelinin olması bu sistemleri üstün kılmaktadır. Organik Rankine çevrimleri de basit ORC, ekonomizerli ORC, açık besleme suyu ısıtmalı ORC, açık besleme suyu ısıtmalı ve ekonomizerli ORC olmak üzere farklı türlere sahiptir. Basit ORC de kondenser, kazan, türbin ve pompa bulunmaktadır. İdeal Rankine çevriminde olduğu gibi burada da kondenserden çıkan akışkan bir pompa yardımıyla kazana gönderilir. Burada akışkan özelliğine bağlı olarak düşük sıcaklıklarda buharlaşma gerçekteşir ve bu akışkan türbine gönderilerek elektrik üretilir. Ekonomizerli ORC'da ise türbin çıkışında akışkan kondenserden çıkan akışkanı ısıtır. Bu sayede kazanda kullanılması gereken enerji azalmış olur. Açık besleme suyu ısıtmalı ORC de türbin çıkışındaki akışkan ikiye ayrılır birisi direk olarak kondensere giderken diğeri kondenserden çıkan akışkan ile karıştırılarak tekrardan kazana gönderilir. Bu sayede kazanın yükü azaltılmış olur. Açık besleme suyu ısıtmalı ve ekonomizerli ORC da ise kazana gönderilen akışkanı daha fazla ısıtmak için iki sistemde kullanılır ve verim arttırılmaya çalışılır.

4. TERMODİNAMİK ANALİZ

Enerji, doğa ve toplum arasında etkileşimin temel unsurudur. Enerjinin sürdürülebilir gelişme ve çevresel etkileri kapsayan disiplinler arası bir yapısı vardır. Bu yüzden tüm enerji politikaları küresel anlamda sağlam ve mantıklı olmalıdır (Dincer, 2002b). Enerji bilimi olarak tanımlanabilen termodinamik latince “therme” ve “dynamis” kelimelerinden türemiştir (Çengel and Boles, 2015). Termodinamiğin birinci kanunu enerjinin korunumunu ifade eden fiziksel yasadır. Yani evrende bulunan enerji yoktan var edilemez, var olan enerjide yok edilemez sadece şekil değiştirir. Potansiyel enerji, kinetik enerji, nükleer enerji, kimyasal enerji, ısı enerjisi, elektrik enerjisi ve ses enerjisi enerjinin çeşitleridir. Termodinamiğin birinci yasası enerjinin niceliğini kapsar. Nicelik termodinamik olarak incelenen sistemlerin verimliliklerini gerçek sistem verimliliklerine ulaştıramaz. Sistemlerin değerlendirilmesi için gerekli olan enerji kullanılabilir enerjidir. Kullanılabilir enerji yani ekserji tanımı burada çok önemlidir. Literatürde ekserji farklı tanımlamalara sahiptir. Bunlardan bazıları;

- Farklı şekillerdeki enerji türlerinin kalitesinin ölçütüne ekserji adı verilir. Bazı maddeler tersinir bir işlem ile çevredeki maddeler ile termodinamik olarak dengeye geldiğinde ortaya çıkan iş yapabilme ölçütüdür (Szargut, 1980; Szargut ve ark., 1988).
- Enerji formuna eş değer olan iş, o enerjinin ekserji ölçütüdür. Referans şartlarda çevre parametrelerini kullanan enerji formundan elde edilebilen maksimum iş ekserji olarak adlandırılır (Kotas, 1985).
- Enerji ve maddenin dağılım potansiyelinin ölçütüne ekserji adı verilir (Shukuya, 1994).
- Maddenin başka bir forma dönüşmesi için gerekli olan minimum yararlı iş ekserji denir (Bejan, 1997).
- Tersinir bir işlem süresince bir kaynağın çevresi ile dengeye gelmesiyle elde edilebilen maksimum iş ekserji denir (Connelly and Koshland, 2001).
- Referans çevre şartlarında sistemden elde edilebilecek maksimum iş ekserji denir (Dincer and Rosen, 2005).

- Sistem ile çevre etkileşim halindeyken termodinamik dengeye gelmesi sırasında elde edilen teorik maksimum yararlı iş ekserji denir (Tsatsaronis, 2007).
- Belirli bir haldeki sistemin yararlı iş potansiyeline ekserji denir (Çengel and Boles, 2015).

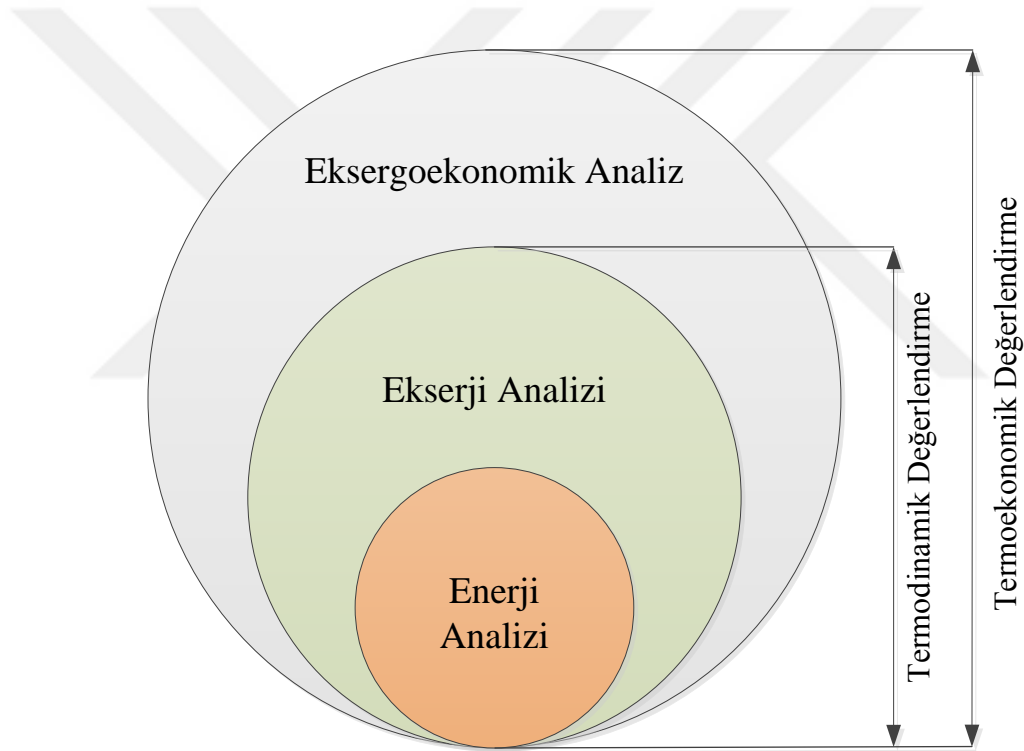
Sistemin çevresiyle termodinamik olarak dengede olması sistemin ölü halde olduğunu gösterir. Bir sistem ölü halde ise sistemin sıcaklığı ve basıncı çevresiyle aynıdır. Ayrıca çevresine göre kinetik ve potansiyel enerjisi yoktur ve çevresiyle kimyasal olarak tepkimeye girmez. Genellikle, sistemin ölü haldeki sıcaklığı 25°C ve basıncı 101,325 kPa olarak kabul edilir (Çengel and Boles, 2015). Ekserji, sistem ve çevrenin halleriyle ilişkili bir özelliktir. Ölü halde olan bir sistemin ekserjisi sıfırdır. Enerji sistemin niceliğini incelerken ekserji sistemin niteliğini inceler ve genel sistem konusunda fikirler verebilir. Dinçer (2002b) yaptığı çalışmada enerji ve ekserji kavramlarını karşılaştırmıştır. Çizelge 4.1’de bu kavramların karşılaştırılması gösterilmiştir.

Çizelge 4.1. Enerji ve ekserji kavramlarının karşılaştırılması (Dincer, 2002b)

Enerji	Ekserji
Madde ya da enerji akış parametrelerine bağlıdır. Çevresel parametrelere bağlı değildir.	Madde ya da enerji akışı ve çevresel parametrelerin her ikisine de bağlıdır.
Sıfırdan farklı değerleri vardır (Einstein’ın denkleminde göre, mC^2 ’ye eşittir.)	Sıfıra eşittir(çevreyle dengede olarak ölü durumda)
Tüm prosesler için termodinamiğin birinci yasasıyla gösterilir.	Sadece tersinir prosesler için termodinamiğin birinci yasasıyla gösterilir (Tersinmez proseslerde, kısmen ya da tamamen yok olur).
Tüm prosesler için termodinamiğin ikinci yasasıyla sınırlıdır (Tersinir olanlarda dahil). Hareket ya da hareketi üretebilme kabiliyetidir.	Termodinamiğin ikinci yasası nedeniyle tersinir prosesler için sınırlı değildir. İş ya da iş üretebilme kabiliyetidir.
Bir proste her zaman korunur. Yoktan var edilmez var olan yok edilmez. Niceliğin ölçüsüdür.	Tersinir proseslerde her zaman korunur. Tersinmez proseslerde her zaman tüketilir. Niceliğin ve niteliğin bir ölçüsüdür.

Enerji kaynak kullanımının çevre üzerinde etkisi ve artan kaynak kullanım verimliliğinin elde edilmesi, ekserji göz önünde bulundurularak en iyi şekilde ele alınmalıdır. Ekserji önceden belirlenmiş bir çevreye ilişkin olarak, iş potansiyeliyle ve

enerjinin kalitesindeki değişiklikler ile ilgilidir (Hepbaşı, 2012). Enerji kaynağının ya da akışın kalitesini ekserji belirler. Ekserji analizinin yapılmasının sebebi termodinamiğin I. kanunun yeterli olmadığı durumlarda termal sistemlerde eksiklikleri nicel olarak tahmin etmek ve nedenlerini araştırmaktır. Ekserji analizi, kayıpların yerini miktarını doğru şekilde tespit edebildiği için sistemlerin tasarlanmasında ve geliştirilmesi hususunda oldukça önemlidir. Ekserji verimi ifadesi ele alınan termal sistemin ideal şartlara ne kadar yaklaştığının bir göstergesidir. Şekil 4.1’de termodinamik değerlendirmelerin birbirleri arasındaki ilişkisi gösterilmiştir (Ballı, 2008).



Şekil 4.1. Termodinamik ve termoeekonomik değerlendirme ilişkisi

Ekserjinin ekonomi ile birlikte kullanıldığı analizlerin amacı sistemleri optimize ederek ekonomik kaynakların uygun bir şekilde kullanılmasını ve üretilen ürünlerin gerçek maliyet fiyatlarının belirlenerek satış fiyatlarının tespit edilmesine yardımcı olmaktadır (Rosen ve Dincer, 2003a).

4.1. Enerji Analizi

Enerji ısı, mekanik, potansiyel, kinetik, manyetik, kimyasal ve nükleer gibi farklı biçimlerde bulunabilir. Bir sistemde bunların tümünün toplamı sistemin toplam enerjisini oluşturur. Sistemin bir referans noktasına göre hareketinden kaynaklı olarak bulundurduğu enerjiye kinetik enerji (KE) denir. Kinetik enerji,

$$KE = m \frac{v^2}{2} \quad (4.1)$$

ifadesiyle gösterilir. v burada sistemin sabit referans noktasına göre hızını göstermektedir. Sistemin yüksekliğine bağlı olarak sahip olduğu enerjiye potansiyel enerji (PE) denir. Potansiyel enerji,

$$PE = mgz \quad (4.2)$$

olarak gösterilir. Burada yer alan g yerçekimi ivmesini, z ise referans düzlemine göre sistemin yüksekliğini göstermektedir. Sistemin manyetik, elektrik ve yüzey gerilimleri ile ilgili enerjileri yok sayıldığında sistemin toplam enerjisi, kinetik enerji (KE), potansiyel enerji (PE) ve iç enerji (U) toplamından oluşur ve eşitlik (4.3)'te gösterildiği gibi olur (Çengel and Boles, 2015).

$$E = U + m \frac{v^2}{2} + mgz \quad (4.3)$$

Termodinamiğin I. yasası olan enerjinin korunumu yasası, enerjinin yoktan var olmayacağını var olan enerjinin de yok olamayacağını belirten bir ifadedir. Enerji sadece kendi içerisinde şekil değiştirebilir. Yani sisteme giren ve çıkan enerjiler birbirine eşittir.

$$E_g - E_ç = \Delta E_{sistem} \quad (4.4)$$

Eşitlik (4.4)'te gösterilen ifade enerjinin korunumu kanununun bir ifadesidir. Burada E_g sisteme giren toplam enerjiyi, E_c sistemden çıkan toplam enerjiyi ve ΔE_{sistem} ise sistemin toplam enerjisindeki değişimi göstermektedir. Hal değişimi boyunca sistemin durumunda değişme olmuyorsa sistemin enerji değişimi sıfıra eşit olacaktır. O halde eşitlik (4.4) aşağıdaki gibi düzenlenebilir.

$$E_g = E_c \quad (4.5)$$

Termodinamiğin birinci yasasına göre enerji dengeleri;

$$\text{Kapalı sistemler için :} \quad \Delta Q - \Delta W = \Delta U \quad (4.6)$$

$$\text{Açık sistemler için:} \quad \Delta \dot{Q} - \Delta \dot{W} = \dot{m} \Delta h \quad (4.7)$$

olarak ifade edilebilir. Burada yer alan ΔQ birim zamanda ısı enerji değişimini, ΔW iş değişimini, ΔU ifadesi iç enerjiyi ve Δh ise özgül entalpi değişimini göstermektedir. Termodinamikte en fazla kullanılan ifadelerden birisi olan verim, enerji dönüşümünün ne derece iyi olduğunu gösteren bir ifadedir. Genellikle verim ifadesi elde edilmek istenen değer ve harcanması gereken değer birbirine bölünmesi ile elde edilen değerdir. Eşitlik (4.8)'de verim ifadesi gösterilmiştir.

$$\eta = \frac{\dot{W}}{\dot{E}} \quad (4.8)$$

burada \dot{W} , net gücü gösterirken \dot{E} harcanması gereken enerji akımı ve η enerji verimini göstermektedir.

4.2. Ekserji Analizi

Kullanılabilir enerji veya ekserji, bir sistemin referans çevreyle dengeye gelinceye kadar yapabileceği maksimum iştir. Manyetik alan, elektrik, yüzey gerilimi ve nükleer reaksiyonun bulunmadığı termal sistemlerde toplam ekserji miktarı kinetik,

potansiyel, fiziksel ve kimyasal ekserjilerinin toplamı ile bulunur. Sistemin toplam ekserji miktarı eşitlik (4.9)'te verilmiştir (Bejan ve ark., 1996).

$$\dot{E}x = \dot{E}x_{ke} + \dot{E}x_{pe} + \dot{E}x_{fz} + \dot{E}x_{km} \quad (4.9)$$

Burada $\dot{E}x_{ke}$ kinetik ekserjiyi, $\dot{E}x_{pe}$ potansiyel ekserjiyi, $\dot{E}x_{fz}$ fiziksel ekserjiyi ve $\dot{E}x_{km}$ kimyasal ekserjiyi göstermektedir. Özgül ekserji formunda ise toplam ekserji miktarı eşitlik (4.10)'da verilmiştir.

$$ex = ex_{ke} + ex_{pe} + ex_{fz} + ex_{km} \quad (4.10)$$

Burada kinetik ekserji,

$$\dot{E}x_{ke} = \dot{m} \frac{V^2}{2} \quad (4.11)$$

şeklinde gösterilir. Burada yer alan \dot{m} akışkanın kütle debisini belirtirken V akışkanın kütle hızını belirtmektedir. Potansiyel ekserji,

$$\dot{E}x_{pe} = \dot{m}gz_0 \quad (4.12)$$

şeklinde gösterilir. Burada g yer çekimi ivmesini ve z_0 ise referans seviyesinden olan yüksekliği göstermektedir. Fiziksel ekserji bir sistemin belli bir sıcaklık ve basınç konumundan çevresiyle olan farklılığının ölçüsü olarak adlandırılabilir. Özgül ekserji formunda fiziksel ekserji,

$$ex_{fz} = [(h - h_0) - T_0(s - s_0)] + \frac{V^2}{2} + gz_0 \quad (4.13)$$

olarak gösterilebilir. Eşitlik (4.13)'te yer alan h ve s terimleri sırasıyla entalpi ve entropi değerleridir. h_0 ve s_0 değerleri ise sırasıyla referans noktanın entalpi ve entropi değerleridir. $(h - h_0)$ ifadesi ideal gaz kabulüne göre

Değişken özgül ısılar ile;

$$h_{(T_2)} - h_{(T_1)} = \int_{T_1}^{T_2} C_p(T) dT \quad (4.14)$$

Sabit özgül ısılar ile;

$$h_{(T_2)} - h_{(T_1)} = C_p(T_2 - T_1) \quad (4.15)$$

denklemlerinden hesaplanabilir. $(s - s_0)$ ifadesi ise değişken özgül ısılar yardımıyla;

$$s_{(T,P)} - s_{(T_0-P_0)} = \int_{T_0}^T \frac{C_p(T)}{T} dT - R \ln \frac{P}{P_0} \quad (4.16)$$

$$s_{(T,P)} - s_{(T_0-P_0)} = \int_{T_0}^T \frac{C_v(T)}{T} dT - R \ln \frac{v}{v_0} \quad (4.17)$$

Sabit özgül ısılar yardımıyla;

$$s - s_0 = C_p \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{P}{P_0} \quad (4.18)$$

$$s - s_0 = C_v \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{v}{v_0} \quad (4.19)$$

hesaplanabilir. Denklemlerde yer alan C_p sabit basınçta özgül ısıyı, C_v sabit hacimde özgül ısıyı, R evrensel gaz sabitini, T sıcaklığı ve P basıncı göstermektedir. Reaksiyon sonucu oluşan kimyasal değişiklikten kaynaklanan ekserjiye kimyasal ekserji denilmektedir ve eşitlik (4.20)'de gösterilmiştir (Yong ve ark., 2002).

$$ex_{km} = -R T_0 \sum \frac{P_{og}}{P_0} \quad (4.20)$$

Burada P_{og} gazın kısmi basıncını, P_0 referans çevre basıncını göstermektedir. İdeal gaz karışımları için birim mol de kimyasal ekserji ifadesi,

$$ex_{km} = -R T_0 \sum x_k \ln \frac{x_{o,k}}{x_k} \quad (4.21)$$

veya;

$$ex_{km} = \sum x_k ex_{km,k} + R T_0 \sum x_k \ln x_k \quad (4.22)$$

denklemlerinden hesaplanabilir (Bejan ve ark., 1996). Denklemlerde yer alan x_k gaz içerisindeki k'nıncı gazın mol oranını, $ex_{km,k}$ ifadesi k'nıncı gazın standart kimyasal ekserjisini göstermektedir. Bazı maddelerin standart kimyasal ekserji değerleri Çizelge 4.2'de gösterilmiştir.

Çizelge 4.2. Bazı maddelerin standart kimyasal ekserji değerleri (Kotas, 1985)

Madde	Kimyasal ekserjisi (kJ/kmol)
CO	275 430
CO ₂	20 140
H ₂	238 490
H ₂ O (Sıvı)	3 120
H ₂ O (Gaz)	11 710
N ₂	720
H ₂ S	804 770
HCL	85 950
O ₂	3 970

Belirli bir haldeki toplam özgül ekserji ifadesi kinetik ve potansiyel ekserjiler ihmal edildiğinde eşitlik (4.10) tekrar düzenlenirse

$$ex = ex_{fz} + ex_{km} \quad (4.23)$$

ifadesi elde edilir. Yakıtların kimyasal ekserjileri, yakıtın içerisinde bulunan bileşenlerden hesaplanabilmektedir. Katı yakıtlar için;

$$ex_{km} = [CCV^0 + w h_{fg}] * \beta + 9417s \quad (4.24)$$

denklemden hesaplanabilir (Kotas, 1985; El-Emam ve ark., 2012). Denklemden yer alan CCV^0 yakıtın kalorifik değerini, w yakıtın içerisindeki su miktarını, h_{fg} suyun gizli ısısını, s yakıtın içerisindeki kükürtün oranını göstermektedir. β ise katı yakıtlar için ayrıca hesaplanmaktadır. Eşitlik (4.25)'te β değerinin hesaplanması gösterilmiştir.

$$\beta = 0,1882 \frac{h}{c} + 0,061 \frac{o}{c} + 0,0404 \frac{n}{c} + 1,0437 \quad (4.25)$$

denklemden yer alan h, c, o, n değerleri sırasıyla yakıtın içerisindeki kütleli olarak yer alan hidrojeni, karbonu, oksijeni ve azotu göstermektedir. Sistemlerin ekserji verimliliği hesaplanırken enerji verimliliğini gösteren eşitlik (4.8) ekserjiye göre düzenlenmelidir.

$$\psi = \frac{\dot{E}x_{çıkan}}{\dot{E}x_{giren}} \quad (4.26)$$

Burada $\dot{E}x_{giren}$ sisteme giren yakıtın ekserji akımını gösterirken $\dot{E}x_{çıkan}$ ise sistemde oluşan ürünlerin ekserji akımlarını göstermektedir.

4.3. Eksergoekonomik Analiz

Termal bir sistemin ürün oluşum prosesini ve oluşan ürünlerin hacmini, maliyet etkin üretim yapılmasını, çıkan ürünlerin satış fiyatlarının belirlenmesi ve kar oranlarının tespitinin yapılmasında, sistemin kurulumundan bakım onarım işlemlerine sistemin her türlü girdisini ve çıktısını belirleyen faktör maliyettir. Termal bir sistem çok yüksek verimlilikte çalışıyor olsa bile ilk yatırım maliyeti, bakım-onarım-işletme maliyetleri çok fazla ise verimlilik avantajı yeterli olmayabilir. Bu sebepten dolayı analizi yapılacak olan sisteme ilk önce enerji ve ekserji analizleri yapılmalı sonrasında da ekonomik analiz yapılarak sistemden üretilen ürünlerin etkin bir şekilde olup olmadığı tespit edilmelidir. Ekserji ve ekonomi kelimelerinin birleşimi olan eksergoekonomi, sistem performansını güvenilir bir şekilde analiz yapmaya yardımcı

olur (Mahmoudi and Khani, 2016). Ekserji ve ekonominin birlikte kullanılarak analizlerin yapılmasının amacı tasarlanan sistemin çalışmasını optimize ederek maliyetleri uygun bir şekilde tutmak ve sistem ürünlerinin ilk çıkış fiyatlarını tespit etmek, elde edilecek kar oranını belirlemektir (Rosen ve Dincer, 2003). Eksergoekonomik analizin yapılması için literatürde birçok yöntem bulunmaktadır. Bunlar;

- ❖ Ekserji Ekonomik Yaklaşım
- ❖ Termoekonomik Fonksiyonel Analizi
- ❖ İlk Eksergoekonomik Yaklaşım
- ❖ Ekserjetik Maliyet Teorisi
- ❖ Mühendislik Fonksiyonel Analizi
- ❖ Son Giren İlk Çıkar Yaklaşımı
- ❖ Yapısal Analiz Yaklaşımı
- ❖ Özgül Ekserji Maliyeti Metodu (SPECO)
- ❖ Ekserji, Maliyet, Enerji ve Kütle Analizi
- ❖ Modifiye Edilmiş Ürün Yapısı Analizi

yöntemleridir. Maliyet analizi birçok araştırmacının ilgisini çekmiş ve çok eskilerden beri konu üzerinde çalışmalar yapmışlardır (Can ve ark., 2002; Chen, 2001; Dentice D'Accadia ve ark., 2002; Kotas, 1985; Kwak ve ark., 2003, 2004; Kwon ve ark., 2001; Rosen ve Dincer, 2003b, 2003a; Sciubba, 2001; Tsatsaronis ve Park, 2002; Tsatsaronis ve Winhold, 1985b, 1985a; Wu ve Nikulshin, 2000). Bu kapsamda yapılan bu tezde de eksergoekonomik analiz yöntemlerinden SPECO yöntemi tercih edilmiş ve bu yönteme göre hesaplamalar yapılmıştır. SPECO yönteminde öncelikle sistem elemanlarında meydana gelen enerjetik ve ekserjetik akışlar hesaplanır. Daha sonra sistemde yer alan bütün alt bileşenler yakıt ve ürün yaklaşımına göre kategorize edilir. Bir alt bileşene giren ve çıkan tüm ekserjiler sırasıyla yakıt (F) ve ürün (P) olarak kabul edilir. Bunlara bağlı olarak her bir bileşenin içinde olduğu genel maliyet dengesi eşitlik (4.27)'de gösterilmiştir (Abusoglu and Kanoglu, 2009).

$$\sum_{\zeta} \dot{C}_{\zeta,k} + \dot{C}_{i,k} = \dot{C}_{l,k} + \sum_g \dot{C}_{g,k} + \dot{Z}_k \quad (4.27)$$

Burada yer alan \dot{C} ekserji maliyet oranını, alt indis olarak verilen \check{c} ve g sırasıyla sistemde bulunan k 'nıncı bileşkenin çıkış ve giriş akışlarını göstermektedir. \dot{Z} ise sermaye maliyet akışını ifade etmektedir. Ekserji maliyet oranı olan \dot{C} eksergoekonomik analiz için ana değişken olup eşitlik (4.28)'de gösterilmiştir.

$$\dot{C}_k = c_k \dot{E}x_k \quad (4.28)$$

Eşitlik (4.28)'de gösterilen c_k birim başına k 'nıncı elemanın ekserji maliyetidir. Sermaye maliyet akışını gösteren \dot{Z} ise k 'nıncı sistem elemanının yatırım, işletme, bakım maliyetlerinin toplamını ifade eder. Bileşenlerin sermaye maliyet akışı eşitlik (4.29)'da gösterilmiştir.

$$\dot{Z} = \frac{(PEC \times CRF \times \varphi)}{(3600 \times N)} \quad (4.29)$$

Eşitlik (4.29)'da bulunan PEC ifadesi satın alınan ekipman maliyetini, CRF sermaye geri kazanım faktörünü, φ ifadesi bakım-onarım faktörünü, N ise yıllık çalışma saatini göstermektedir. Bu çalışmada bakım-onarım faktörü ayrıca hesaplanmamış olup 1,06 olarak kabul edilmiştir (Shokati ve ark., 2014; Cavalcanti ve Motta, 2015; Ozcan ve Dincer, 2017). Eşitlik (4.29)'da yer alan PEC değeri çeşitli korelasyonlar veya gerçek ekonomik veriler kullanılarak hesaplanabilir. PEC korelasyonlarında genellikle dikkate alınması gereken parametre kimya mühendisliği tesis maliyet indeksi ($CEPCI$) olarak söylenebilir. $CEPCI$ bir tesisin toplam sermaye maliyetini dikkate alarak, referans yıl ve orijinal yıl maliyet indeksi arasındaki oranı kullanarak hesaplanan bir parametredir (Ozcan and Dincer, 2017). $CEPCI$ parametresinin hesaplanması eşitlik (4.30)'da gösterilmiştir.

$$\dot{C}_1 = \dot{C}_2 \frac{(CEPCI_1)}{(CEPCI_2)} \quad (4.30)$$

Burada tesis maliyet indeksi 2001 ile 2016 yılları arasında seçilmiştir. 2001 yılında bu indeks 394 olarak belirlenmiş ve 2016 yılında da bu indeks 540,9 olarak belirtilmiştir.

Yani burada *CEPCI* değeri 0,728 olarak belirlenmiş ve bileşenler bu değere göre güncellenmiştir (Anonim, 2017). Eşitlik (4.29)'da bulunan sermaye geri kazanım faktörü (*CRF*) eşitlik (4.31) ile hesaplanabilir.

$$CRF = \frac{i(1+i)^2}{(1+i)^n - 1} \quad (4.31)$$

Burada yer alan *i* yıllık faiz oranını gösterirken *n* ise tesisin toplam yaşam ömrünü göstermektedir. Bu tanımlamalara göre genel maliyet dengesi

$$\dot{C}_p = \dot{C}_f + \dot{Z} \quad (4.32)$$

şeklinde gösterilir. Eşitlik (4.32)'de yer alan *p* ve *f* indisleri sırasıyla ürün ve yakıtı göstermektedir. Herhangi bir sürekli akışlı termal sistemin maliyeti için genel eşitlik,

$$\sum_{\zeta} (c_{\zeta} \dot{E}x_{\zeta})_k + c_{w,k} \dot{E}x_{w,k} = c_{q,k} \dot{E}x_{q,k} + \sum_g (c_g \dot{E}x_g)_k + \dot{Z}_k \quad (4.33)$$

şeklinde hesaplanabilir. Burada alt indis olarak yer alan *w*, *q*, *ç* ve *g* ifadeleri sırasıyla iş, ısı, çıkış ve girişi göstermektedir. Bir bileşen için bir maliyet dengesinin bilinmeyenlerini hesaplamak için yardımcı denklemlerin türetilmesi gerekir. Yeterli sayıda yardımcı denklem oluşturulabilmesi için literatürde f-p kuralı olarak bilinen yöntemler kullanılır. f kuralı, bir sistem elemanının giriş ve çıkışındaki ekserji farkı yakıt olarak düşünüldüğünde, herhangi bir amaçla kullanılmak üzere alınan bu ekserji maliyetinin (*c_f*), bu fark ekserjinin alındığı sistem elemanının girişindeki ekserji değeri ile aynı olduğunu gösterir. Bu kurala bağlı olarak çıkış ekserji akımının her biri için ek yardımcı denklem yazılabilir (Ballı, 2008; Lazzaretto and Tsatsaronis, 2006). P kuralı, sistem elemanının içerisindeki bir ekserji akımına ayrıca ekserji eklenmesi durumuyla ilgilidir. Sistem elemanı içinde ürün olarak tanımlanan akımlara eklenecek her bir ekserji akımının aynı maliyette (*c_p*) olduğunu kabul eder. Bu kural, ürün akım sayısının bir eksiği kadar ek yardımcı denklem türetmeyi sağlar. Bu uygulanacak iki kural sayesinde sistemden çıkanların toplam ekserji akımı sayısı f-p kuralına ait çıkan

ekserji akımlarının toplamına eşit olur. Bu iki kural sayesinde N_{ζ} adet toplam çıkan ekserji akımı sayısı için ihtiyaç duyulan $N_{\zeta-1}$ adet denklemin ortaya çıkarılması sağlanmış olur (Lazzaretto and Tsatsaronis, 2006). Ana denklemlerin oluşturulmasından ve yardımcı denklemlerin türetilmesinden sonra özgül ekserji maliyeti metodu (SPECO) yöntemi için gerekli adımlar tamamlanmış olur. Sistemde yer alan elemanların bireysel performanslarını belirlemek için eksergoekonomik faktör (f) olarak tanımlanan bir parametre kullanılmaktadır. Eksergoekonomik faktör maliyetlerin izafi büyüklükleri ile ilgilidir ve eşitlik (4.34)'te gösterildiği gibi hesaplanabilir.

$$f = \frac{\dot{Z}}{\dot{Z} + c_f \dot{E}x_{yık}} \quad (4.34)$$

eşitlikten de görüldüğü gibi ekserjiden bağımsız maliyetlerin toplam maliyet artışındaki katkısının bir oranı olarak izah edilebilir.

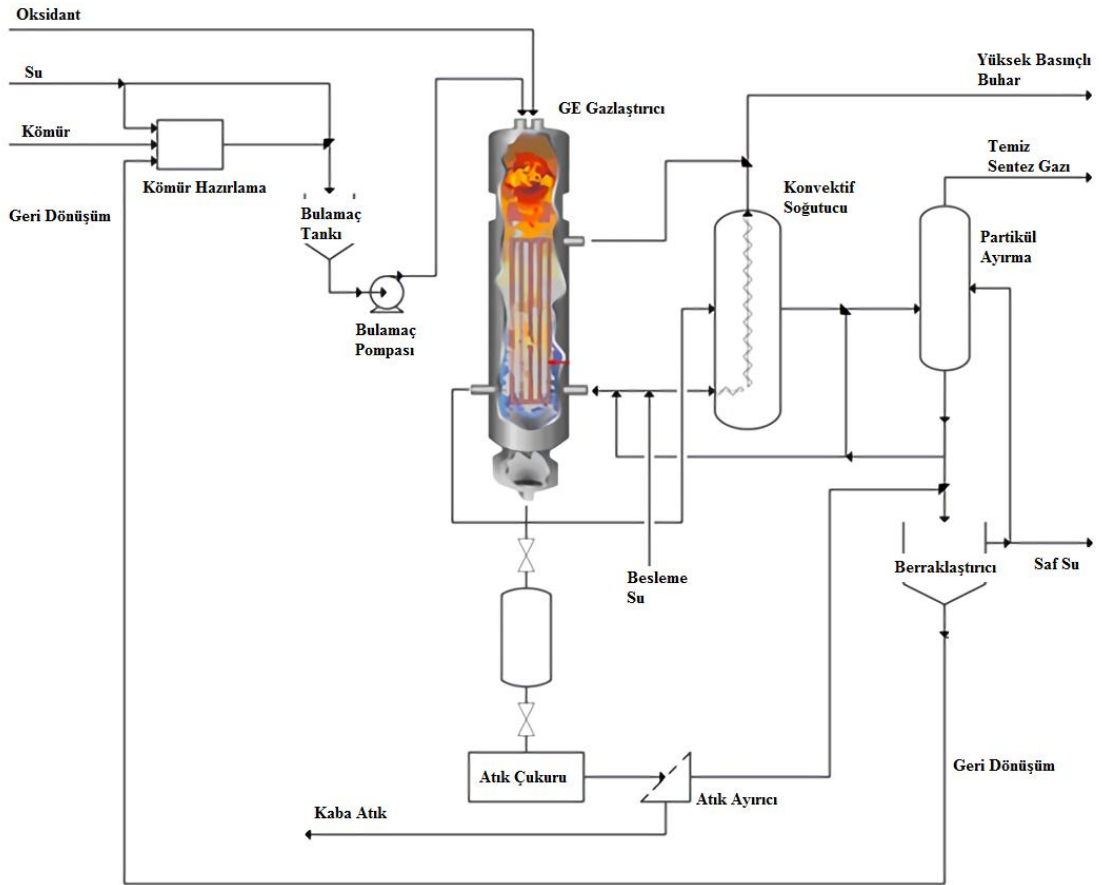
5. ÇALIŞILAN SİSTEMLER

Enerji dünyada kullanılan birçok uygulama için vazgeçilmez bir unsurdur. Yaşam standartlarının yükselmesi ve artan dünya nüfusuna bağlı olarak insanoğlunun enerjiye olan talebi de artmaktadır. Fosil yakıtların belirli bir ömürleri vardır. Azalan fosil yakıtların daha verimli kullanılması gerekmektedir. Bu tez kapsamında ülkemizde oldukça fazla rezervlere sahip fosil kaynaklarından birisi olan kömürün, yakılarak kullanılmasından ziyade gazlaştırılarak kullanılması hususunda değerlendirilmelerde bulunulmuştur. Bu konu da kömür gazlaştırma tabanlı olarak üç adet sistem tasarlanmış ve bu sistemlerin performansları incelenmiştir.

5.1. Sistem 1

Kömür gazlaştırma tabanlı sistemlerin en önemli bileşeni kömürün gaz haline getirileceği reaktördür. Kömürün yanması ile gazlaştırılması arasındaki fark, gazlaştırıcının oksijen olmayan ortamda gerçekleşmesidir. Bu durumda gazlaştırıcı reaktöründen CO, H₂, H₂O, CO₂, NH₃ ve H₂S gibi gazlar elde edilir. Gazlaştırma için kullanılan reaktör tipleri bölüm üçte detaylı olarak anlatılmıştı. Burada anlatılanlardan yola çıkarak ticari olarak en fazla tercih edilen gazlaştırıcı türü olan sürüklemeli akışlı gazlaştırıcı tercih edilmiştir. Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcı türünde Shell ve GEE gazlaştırıcılar en fazla bilinen teknolojilerdir. Bu çalışmada GE Energy tipi sürüklemeli akışlı gazlaştırıcı radiant ve konvektif soğutma sistemiyle birlikte tercih edilmiştir. Şekil 5.1’de tercih edilen gazlaştırıcı ve radiant soğutma prosesinin genel durumu gösterilmiştir. Tercih edilen gazlaştırıcı tipine beslenecek olan kömür, ilk önce kömür hazırlama ünitesinde çok küçük parçalara ayrılır ve burada neredeyse toz haline getirilir. Daha sonra bu kömür, su ile karıştırılarak bulamaç (slurry) halinde gazlaştırıcı reaktörüne gönderilmektedir. Gazlaştırıcı reaktörüne beslenen yakıtın yanında oksidant olarak en az %95 saflık oranında oksijen gönderilmesi gerekmektedir (U.S. Department of Energy, 2018a). GEE gazlaştırıcılar yüksek basınçlarda ve 1230°C ve 1595°C sıcaklık aralığında çalışmaktadır (Rubin ve ark., 2007). Tercih edilen gazlaştırıcı türünün yüksek sıcaklıkta çalışması kimyasal ürünlerin üretimi açısından oldukça önemlidir. Amonyak ve metan gibi kimyasalların üretimi için gerekli olan

yüksek basınç bu gazlaştırıcı türü ile sağlanabilmektedir. Ayrıca buna ilaveten bu gazlaştırıcı türünün kuru besleme gerektiren gazlaştırıcı sistemlerine göre maliyetleri düşük olduğu için sürüklemeli akışlı gazlaştırıcı türlerinin diğerlerine göre avantajlıdır (Botero ve ark., 2012).

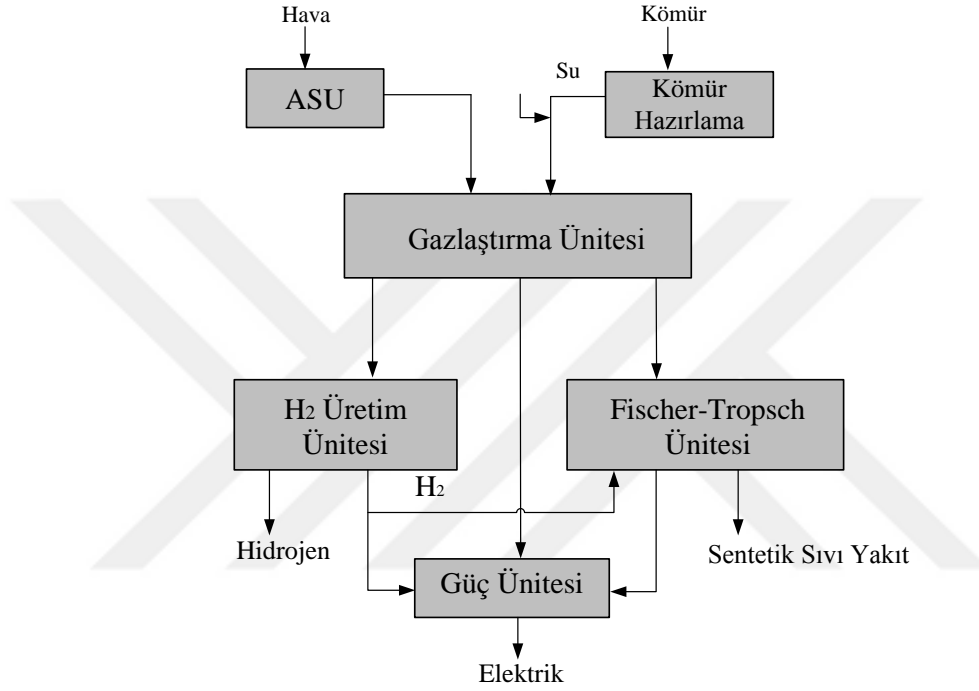


Şekil 5.1. GE kömür gazlaştırma ve soğutma sistemi (U.S. DOE, 2018a)

Gazlaştırıcı reaktörüne gönderilecek olan yüksek saflıktaki oksijen hava ayırma ünitesinden sağlanmaktadır. Havanın yerine yüksek saflıkta oksijen kullanılması sentez gazının yüksek ısı değerlere sahip olmasını sağlamaktadır. Hava ayırma ünitesi (ASU) belli bir basınç ve sıcaklıkta çalışan kendisine yüklenen havayı, oksijen ve azota ayıran bir araçtır. Burada ayrılması istenilen miktarda hava kompresörler yardımıyla hava ayırma ünitesine gönderilir. Basınçlı havanın soğutma işleminden sonra azot ve oksijen düşük basınç ve yüksek basınç kolonları sayesinde ayrılır. Hava ayırma ünitesinin çalışmasının altında yatan temel prensip, azotun buhar basıncının

her zaman oksijenden daha yüksek olması ve bundan dolayı oksijenin azottan daha az uçuculuğunun olmasıdır (Kerry, 2007).

Tasarlanan birinci sistemde elektrik üretimi, hidrojen üretimi ve sentetik yakıt üretimi yapılmıştır. Şekil 5.2’de tasarlanan sistemin ana şeması verilmiştir.



Şekil 5.2. Tasarlanan birinci sistemin ana gösterimi

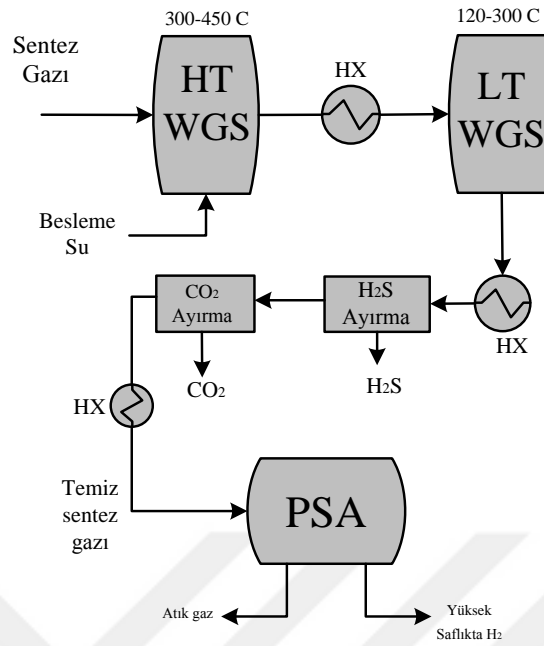
Gazlaştırıcı ünitesinden çıkan sentez gazı sistemde tercih edilen sentez gazı soğutucularından geçtikten sonra sistemde hidrojenin üretiminin olması için sentez gazının bir kısmı hidrojen bakımından zenginleştirme amaçlı yüksek sıcaklıklı ve düşük sıcaklıklı su gazı değişim (WGS) reaktörlerine gönderilmiştir. Yüksek sıcaklıklı WGS reaktörünün çalışma sıcaklığı 350°C ila 600°C arasında değişirken düşük sıcaklıklı WGS reaktörünün sıcaklığı ise 150°C ile 300°C arasında değişmektedir (Callaghan, 2006). Ayrıca WGS reaktörleri genel olarak ortalama 20 bar civarında basınç ile çalışmaktadır. WGS reaktörlerinde gerçekleşen reaksiyonlar eşitlik (5.1) ve (5.2)’de gösterilmiştir.





Eşitlik (5.1)' de sentez gazının içerisinde bulunan hidrojenin zenginleştirilmesi yapılırken eşitlik (5.2)'de ise H_2S dönüşümü yapılmaktadır. WGS reaktörlerinin amacı sadece sentez gazının hidrojen yüzdesini yükseltmek değildir. Aynı zamanda çevre üzerinde minimum etki ile hidrojen üretimini sağlamaktır. Eşitlikte (5.2)'de bulunan COS bileşiğinin sistemden ayrılması H_2S bileşiğine göre çok daha zordur (Grol, 2009). CO_2 ve H_2S bileşikleri Selexol çözücüsünde kolayca çıkartılabilir. Bu yüzden genel sistemde zararlı emisyonlar azalmış olur. WGS reaktörlerinin eşitlik (5.1) ve (5.2)'de gösterilen reaksiyonları gerçekleştirmek için gerekli olan H_2O/CO oranının iki olması gerekmektedir. Tasarlanan sistemde bu oranı yakalayabilmek için WGS reaktörleri su ile beslenmelidir.

Zararlı gazları ayırma ünitesi sentez gazı içerisinde bulunan CO_2 ve H_2S gazlarının sentez gazı içerisinden uzaklaştırıldığı yerdir. Sentez gazından asitli zararlı gazları ayırmak için üç farklı yöntem vardır. Bunlar kimyasal emilim, fiziksel emilim ve hem fiziksel hem kimyasal emilim yöntemleridir. Bu kimyasal reaksiyonlar asit gaz bileşenleri ve solvent molekülleri arasında meydana gelir ve kimyasal emilim sürecinde solvante çözülürken, bileşenler fiziksel emilim sürecinde solvent molekülüne fiziksel olarak emilir (Mondal ve ark., 2011). Bu çalışma da ilk önce sistemden H_2S daha sonra ise CO_2 gazları fiziksel emilime göre Selexol kullanılarak sistemden ayrılmıştır. Asitli gazların sistemden ayrılmasından sonra temiz sentez gazı PSA ünitesine gönderilerek hidrojen üretimi yapılmıştır. Hidrojen üretim ünitesi ve asitli gazlardan ayırma ünitesi Şekil 5.3'te gösterilmiştir.



Şekil 5.3. Hidrojen üretim ünitesi

Sistemde yer alan PSA ünitesi temiz sentez gazından hidrojen üretmek için kullanılır. PSA ünitesinin çalışma basıncı 15 bar ile 30 bar arasındadır. PSA ünitesinde yüksek saflıkta hidrojen üretimi gerçekleştirilmektedir (Higman and Burgt, 2008). PSA ünitesinin çalışma prensibi ise hidrojen emilimi yapılmazken diğer gazların emiliminin yapılmasıdır. PSA ünitesinden ayrılan hidrojenen arta kalan temiz gaz yanma odasına gönderilmiş ve orada yakılarak güç üretim birimine gönderilmiştir. PSA’da üretilen hidrojen gazının bir kısmı Fischer-Tropsch reaktörüne gönderilmiş ve sentetik yakıt üretiminde kullanılmıştır. Bu ünitenin amacı gaz yakıtları kullanılabilir sıvı yakıtlara dönüştürmektir. Bu çalışmada F-T reaktörünün 240°C sıcaklıkta ve 34 bar basınçta çalıştığı öngörülmüştür. F-T reaktörüne gönderilen yakıtın bileşiğinin H_2/CO oranının 2 olmasına dikkat edilmiş ve bu konuda dengenin sağlanabilmesi için PSA ünitesinden üretilen hidrojenin bir kısmı bu reaktöre gönderilmiştir. Reaktörden çıkan ürünlerin sentez gazından ayrılması yapıldıktan sonra arta kalan sentez gazı yanma odasına gönderilmiş ve güç üretiminde kullanılmıştır. Gazlaştırıcıdan çıkan sentez gazının belli bir kısmı direk olarak yanma odasına gönderilmiş ve orada yakılarak güç ünitesine gönderilmiştir. Güç ünitesi içerisinde bulunan Brayton çevrimi sayesinde burada elektrik elde edilmiş ve buradan çıkan yüksek sıcaklıktaki atık gazlardan faydalanabilmek için sırasıyla buharlı Rankine çevrimine ve daha sonrada organik

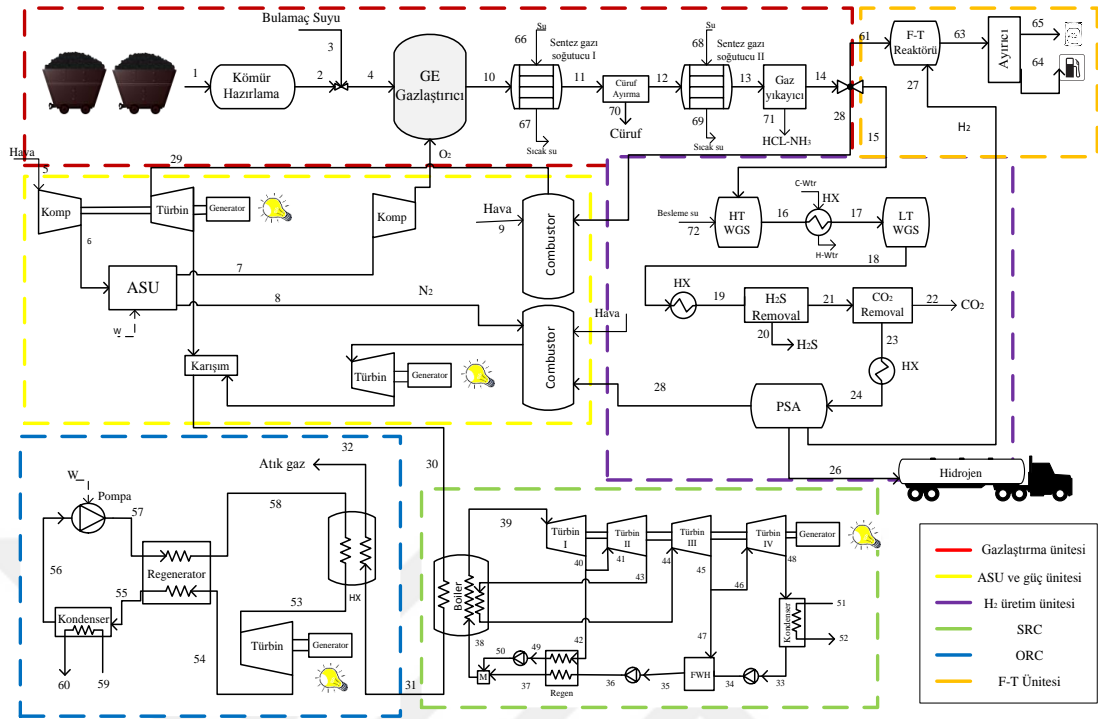
Rankine çevrimine gönderilerek daha fazla güç elde edilmeye çalışılmıştır. Buharı Rankine çevriminde verimi daha da iyileştirmek amacıyla ara ısıtım, açık ve kapalı besleme suyu ısıtıcı sistem kullanılmıştır. Organik Rankine çevriminde ise regeneratorlü çevrim tercih edilmiştir. Ayrıca ORC sisteminde R245fa soğutucu gazı tercih edilmiştir (Aphornratana ve Sriveerakul, 2010; Eveloy ve ark., 2016).

Tasarlanan kömür tabanlı çoklu sistemin analizlerinde kullanılmak üzere yerli ve milli kömür kaynaklarımız tercih edilmiş ve performansları incelenmiştir. Kullanılan kömürlere ait veriler Çizelge 5.1’de verilmiştir.

Çizelge 5.1. Kömürlerin yaklaşık ve element analizi

Kömür	Yaklaşık Analizi					Element Analizi					
	Ham		Kuru			Kuru					
	Nem	Kül	SK	UM	Kül	C (%)	H (%)	N (%)	S (%)	O (%)	Kül
Beypazarı	16.4	28.8	30.6	34.92	34.5	44.93	3.275	1.048	3.21	13.03	34.5
Tunçbilek	14.06	16.1	47.1	34.18	18.71	62.24	4.423	2.244	0.435	10.87	18.7
Çan	11.6	15.8	41.7	40.4	17.87	54.78	4.189	1.396	5.09	16.67	17.9
Yatağan	12.6	13.6	44.1	42.34	13.6	56.42	4.406	1.296	4.752	19.53	13.6
Elbistan	12.6	15.4	42.7	41.85	15.45	58.25	3.889	1.522	4.397	16.49	15.5
Soma	15.1	13.7	45.3	41.01	13.66	61.82	4.49	1.554	3.195	15.28	13.7

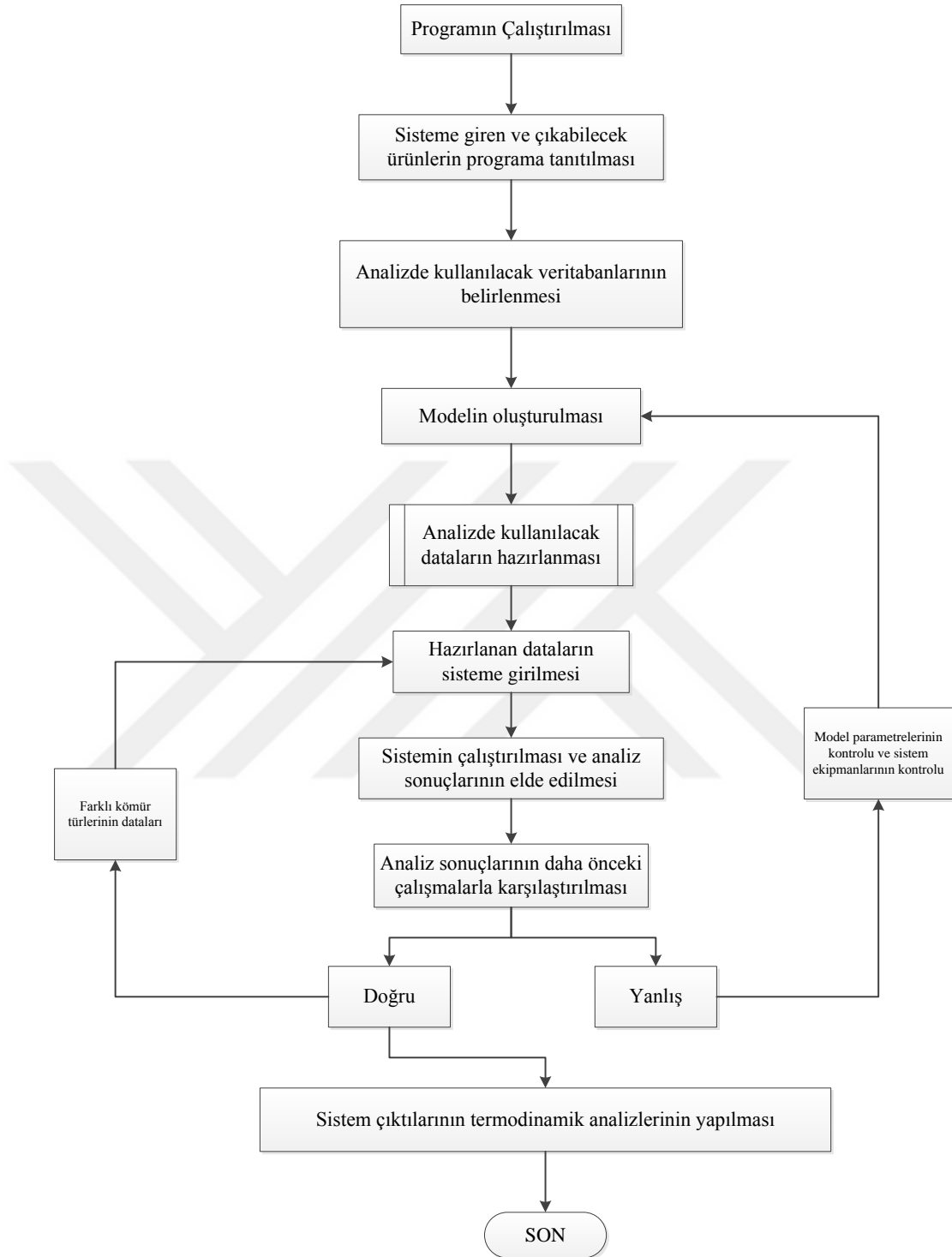
Bu çalışma kapsamında Beypazarı, Tunçbilek, Çan, Yatağan, Elbistan ve Soma kömürleri kullanılmıştır. Çizelgede gösterilen SK ve UM sırasıyla sabit karbon ve uçucu maddeyi göstermektedir. Tasarlanan kömür tabanlı çoklu sistemin detaylı gösterimi Şekil 5.4’te gösterilmiştir.



Şekil 5.4. Kömür tabanlı ilk çoklu sistemin genel görünümü

Tasarlanan kömür tabanlı çoklu sistem Aspen Plus programının ve Engineering Equation Solver (EES) programının yardımıyla modellenmiştir. Sistemlerin tasarlanması ve analiz edilmesinde Şekil 5.5'de görülen iş akış diyagramı çerçevesinde hareket edilmiştir.

Aspen Plus programı kimyasal proseslerin analizde kullanılan bir simülasyon programıdır. Bir simülasyon programında doğru fiziksel özellik yöntemlerini seçmek sonuçların doğruluğunu yaklaştırmak için oldukça önemlidir. Bu çalışma kapsamında Aspen Plus programında kömürün ve külün entalpisini ve yoğunluğunu hesaplamak için HCOALGEN ve DCOALIGT modelleri kullanılmıştır (Kulkarni and Ganguli, 2012; Preciado ve ark., 2012). Ayrıca bu sistemde buhar çevrimleri için STEAMNBS fiziksel yöntemi kullanılmıştır (Adams ve Barton, 2010). Gazlaştırma ve alt sistemlerin analizlerinde fiziksel özelliklerini belirlemek için Peng Robinson ile Boston Mathias alfa fonksiyonu (PR-BM) tercih edilmiştir (Botros ve Brisson, 2013; Chen ve ark., 2015; Emun ve ark., 2010b).



Şekil 5.5. Sistem modellemesinin iş akış diyagramı

Aspen Plus programında çalışılacak modeller belirlenerek ve programa tanıtıldıktan sonra sistem elemanlarının her birinin programa tanıtılması gerekmektedir. Simülasyonda gazlaştırıcı ünitesinde RGibbs, RYield, Coolers ve Seperator blokları

kullanılarak tanımlanmıştır. Kömür simülasyonda katı olarak modellenmiştir ve birkaç bileşenden oluşmaktadır. Kömür ilk olarak sisteme yüklenir ve içeriğindeki bileşenlerin ayrıştırılarak hazırlanması için kömür hazırlama bölümü kullanılır. Sistemde yer alan kömür hazırlama bölümü RYield reaktör tipi kullanılarak yapılmıştır. Bu reaktör kömürün gazlaştırılması için ön şarttır. Ryield reaktöründen hazırlanmış olarak çıkan kömür gazlaştırıcı reaktörüne gelmektedir. Kömür gazlaştırma için sistemde RGibbs reaktörü kullanılmıştır. RGibbs reaktörü bir denge reaktörüdür. Kimyasal reaksiyonlar bu reaktör kullanılarak üç farklı yolla tepkimeye sokulabilir. Bunlar sadece fiziksel denge yöntemi, fiziksel ve kimyasal denge yöntemi ve sınırlı kimyasal denge yöntemidir. Bunlar arasında en fazla kullanılan yöntemler fiziksel ve kimyasal denge yöntemi ve sınırlı kimyasal denge yöntemidir. Fiziksel ve kimyasal denge yönteminde muhtemel ürünlerin tanıtılmasından sonra ürünleri elde etmek için Gibbs serbest enerji minimizasyon yöntemi kullanılır. Diğer çok kullanılan yöntemde ise reaktörde bağımsız birçok kimyasal reaksiyonun kullanılabilmesidir. Bu yöntemde bir veya daha fazla kimyasal reaksiyon yaklaşık sıcaklık ile belirlenebilir. Yaklaşık sıcaklık, reaktör sıcaklığı ile denge sıcaklığı arasındaki farkı gösterir. Bu çalışmada fiziksel ve kimyasal denge yöntemi tercih edilmiştir. Gazlaştırıcı reaktöründen çıkan sentez gazı soğutulmak için soğutma ünitesine gönderilir. Radiant ve konvektif soğutucu olarak MHeatX bileşeni simülasyonda kullanılmıştır. Radiant soğutucudan sonra kullanılan cüruf ayırıcı ise simülasyonda seperator yardımıyla gerçekleştirilmiştir. Soğutuculardan sonra sentez gazından HCl ve NH_3 bileşikleri seperator yardımıyla ayrılarak simüle edilmiştir. Sentez gazının içerisindeki zararlı gazların kolayca ayrılması için hazırlanan ve aynı zamanda gaz içerisindeki hidrojen miktarını arttırmaya yarayan yüksek sıcaklık ve düşük sıcaklık WGS reaktörleri programda bulunan REQUIL reaktörü ile modellenmiştir. REQUIL reaktörleri burada adyobatik reaktörler olarak kabul edilir. Hidrojen üretim bölgesi olan PSA reaktörü ise programda seperator olarak modellenmiştir ve kazanım verimliği %85 olarak belirlenmiştir. Asitli gazlar ayırma ünitesi bu çalışma kapsamında ayrıca modellenmemiştir. H_2S sistemden ayrılmasında seperator kullanılmıştır. CO_2 'in sentez gazından uzaklaştırılması için sistemde seperator kullanılmıştır ve Herdem ve ark., (2014)'nın yaptıkları çalışmada kullandıkları güç tüketim verilerine bağlı olarak simüle etmişlerdir. Fischer-Tropsch ünitesi modellenirken RStoic reaktörü

kullanılmıştır (Er-Rbib ve ark., 2012). Sistemde bulunan atık gazların yanması ve güç üretim ünitesinin beslenmesi için gerekli olan yanma olası RGibbs reaktörü ile modellenmiştir. RGibbs serbest enerji minimizasyonu kullanarak çalışan bu reaktörde fiziksel ve kimyasal denge modeli tercih edilmiştir. Sistem modellemesinde kullanılan bazı sabitler ve parametreler Çizelge 5.2’de verilmiştir.

Çizelge 5.2. Sistem modellemesinde kullanılan bazı parametreler

Sisteme giriş parametreleri	Değer	Ref.
Su-Bulamaç (%)	60	(Ratafia-Brown ve ark., 2002)
Sisteme yüklenen kömür (kg/s)	30	(Seyitoglu ve ark., 2016)
Gazlaştırıcı reaktör sıcaklığı (°C)	1370	(Salkuyeh ve Adams, 2013)
Gazlaştırıcı reaktör basıncı (bar)	42,4	(Rubin ve ark., 2007)
Radiant Soğutucu Sıcaklığı (°C)	815	(Rubin ve ark., 2007)
Konvektif Soğutucu Sıcaklığı (°C)	260	(Seyitoglu ve ark., 2017)
O ₂ saflığı (% hacim)	99	(Ratafia-Brown ve ark., 2002)
ASU çalışma basıncı (bar)	14	(Jones ve ark., 2011)
O ₂ 'nin giriş basıncının gazlaştırıcı basıncına oranı	1,2	(Adams ve Barton, 2010)
NH ₃ ve HCl gazlarının sistemden ayrılma oranı	100	
NH ₃ ve HCl ayırma sisteminin sıcaklığı (°C)	220	
H ₂ S gazının sistemden ayrılma oranı (%)	100	
CO ₂ son basıncı (bar)	153	(Herdem ve ark., 2014)
CO ₂ kompresörünün izentropik verimliliği (%)	85	
Sistem türbinlerinin izentropik verimliliği (%)	90	

Sisteme girilen veriler ışığında sistemin termodinamik analizi yapılırken bazı kabullerde bulunulmuştur.

- Sistem bileşenleri sabit ve homojen bir rejimde olduğu kabul edilmiştir.
- Borularda basınç kayıpları ihmal edilmiştir.
- Tüm sistem bileşenlerinin adyabatik olduğu kabul edilmiştir.
- Sistem boyunca kinetik ve potansiyel enerji değişimlerinin etkileri ihmal edilmiştir.
- Sistemin çalışma şartlarında referans sıcaklık 25°C ve referans basınçta 1 bar olarak kabul edilmiştir.

Genel enerji ve ekserji verimliliklerinin hesaplanması için verilen eşitlik (4.8) ve (4.26) tasarlanan sisteme göre uyarlandığında eşitlik (5.3) ve (5.4) elde edilir.

$$\eta = \frac{\dot{m}_{H_2} \times AID_{H_2} + \dot{m}_{F-T, \text{ürünler}} \times AID_{F-T, \text{ürünler}} + \dot{W}_{elek}}{\dot{m}_{\text{kömür}} \times AID_{\text{kömür}}} \quad (5.3)$$

$$\psi = \frac{\dot{m}_{H_2} \times ex_{H_2} + \dot{m}_{F-T, \text{ürün}} \times ex_{F-T, \text{ürün}} + \dot{W}_{elek}}{\dot{m}_{\text{kömür}} \times ex_{\text{kömür}}} \quad (5.4)$$

Denklemlerde bulunan \dot{m}_{H_2} , $\dot{m}_{F-T, \text{ürün}}$ ve $\dot{m}_{\text{kömür}}$ sırasıyla sistemde üretilen hidrojenin kütleli miktarını, F-T ürünlerinin kütleli miktarını ve sisteme yüklenen kömürün kütleli miktarını göstermektedir.

Bu çalışma kapsamında gazlaştırıcı reaktörüne yakıtın haricinde gönderilen oksidant iki farklı duruma göre gönderilmiş ve sonuçlar karşılaştırılmıştır. Bu iki durumdan birincisi oksidant olarak gönderilen oksijenin sisteme yüklenen kömür miktarına göre gönderilmesidir. Diğer durum ise gazlaştırıcıya yüklenen kömürün içerisinde bulunan ana yanıcı madde karbon miktarına göre oksijen gönderilmesidir. Ayrıca tasarlanan sistemde sentez gazından HCl ve NH_3 bileşiklerinin ayrılmasından sonra üretilmek istenen ürüne bağlı olarak sentez gazının ayrılması sağlanmıştır. Burada yapılan modellemede sentez gazının %50'sinin direkt olarak güç üretim ünitesine, %40'ı hidrojen üretim ünitesine, %10'luk kısmı da sentetik sıvı yakıt üretme ünitesine gönderilmiş ve sonuçlar bu duruma göre verilmiştir. Yapılan sistem analizleri bu durumlar için ayrı ayrı her bir kömür türü için tekrarlanmış ve sonuçlar karşılaştırılmıştır. Karbon/oksijen oranına göre Tunçbilek, Beypazarı, Çan, Elbistan, Soma ve Yatağan kömürlerinin Aspen Plus programı analiz sonuçları sırasıyla Şekil 5.3, 5.5, 5.7, 5.9, 5.11 ve 5.13'te verilmiştir. Aynı kömürlerin kömür oksijen oranına göre analiz sonuçları sırasıyla Şekil 5.4, 5.6, 5.8, 5.10, 5.12 ve 5.14'te verilmiştir.

Çizelge 5.3. Tunçbilek kömürü karbon/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	Kömür	Su	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Mol Oranı												
H ₂ O			0.273	0.273	0.273	0.273	0.273	0.273	0.471	0.471	0.453	0.453
N ₂			0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.004	0.004	0.004	0.004
O ₂			trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace
S			10 PPB	10 PPB	10 PPB	10 PPB	10 PPB	10 PPB	5 PPB	5 PPB	5 PPB	5 PPB
H ₂			0.247	0.247	0.247	0.247	0.247	0.247	0.284	0.284	0.302	0.302
CO			0.349	0.349	0.349	0.349	0.349	0.349	0.021	0.021	0.002	0.002
CO ₂			0.122	0.122	0.122	0.122	0.122	0.122	0.22	0.22	0.238	0.238
NH ₃			20 PPM	20 PPM	20 PPM	20 PPM						
COS			70 PPM	70 PPM	70 PPM	70 PPM	70 PPM	70 PPM	3 PPM	3 PPM	458 PPB	458 PPB
H ₂ S			0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	604 PPM	604 PPM	607 PPM	607 PPM
CH ₄			31 PPM	31 PPM	31 PPM	31 PPM	31 PPM	31 PPM	16 PPM	16 PPM	16 PPM	16 PPM
NO			1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	trace	trace	trace	trace
AR			399 PPM	399 PPM	399 PPM	399 PPM	399 PPM	399 PPM	204 PPM	204 PPM	204 PPM	204 PPM
C _n H _{2n+2}												
Toplam mol (kmol/s)	30 kg/s	0.684	2.86742	2.86742	2.86742	2.86742	2.86736	1.14694	2.24694	2.24694	2.24694	2.246944
Sıcaklık (°C)	25	25	1371	815.1	815.1	260	220	220	441.1	210	250	40
Basınç (bar)	1	1	42.4	42.4	42.4	42.4	41.15	41.15	40	39	39	38.6

Çizelge 5.3. (Devam) Tunçbilek kömürü karbon/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	21	22	23	24	26	27	28	29	61	63	64
Mol Oranı											
H ₂ O							0.273		0.273	0.182	0.347
N ₂	0.008		0.012	0.012			0.008	0.055	0.008	0.005	0.008
O ₂	trace		trace	trace			trace	trace	trace	trace	0.212
S	9 PPB		16 PPB	16 PPB			10 PPB	68 PPB	10 PPB	7 PPB	10 PPB
H ₂	0.552		0.908	0.908	1	1	0.247	0.598	0.247	0.499	0.299
CO	0.004		0.007	0.007			0.349	0.03	0.349	0.232	0.109
CO ₂	0.436	1	0.072	0.072			0.122	0.314	0.122	0.081	
NH ₃											
COS	837 PPB		1 PPM	1 PPM			70 PPM	6 PPM	70 PPM	47 PPM	71 PPM
H ₂ S							0.001		0.001	745 PPM	0.001
CH ₄	29 PPM		48 PPM	48 PPM			31 PPM	209 PPM	31 PPM	21 PPM	32 PPM
NO	trace		2 PPB	2 PPB			1 PPB	7 PPB	1 PPB	trace	1 PPB
AR	373 PPM		613 PPM	613 PPM			399 PPM	0.003	399 PPM	266 PPM	406 PPM
C _n H _{2n+2}											0.023
Toplam mol (kmol/s)	1.2283	0.481	0.74667	0.74678	0.43243	0.14414	1.43368	0.17022	0.28674	0.43088	0.28201
Sıcaklık (°C)	40	40	40	90	53.7	53.7	220	53.7	220	250	250
Basınç (bar)	38.6	38.6	38.6	38	25	25	41.15	25	41.15	34	34

Çizelge 5.4. Tunçbilek kömürü kömür/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	Kömür	Su	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Mol Oran												
H ₂ O			0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.495	0.495	0.479	0.479
N ₂			0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.004	0.004	0.004	0.004
O ₂			trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace
S			12 PPB	12 PPB	12 PPB	12 PPB	12 PPB	12 PPB	6 PPB	6 PPB	6 PPB	6 PPB
H ₂			0.216	0.216	0.216	0.216	0.216	0.216	0.259	0.259	0.275	0.275
CO			0.327	0.327	0.327	0.327	0.327	0.327	0.018	0.018	0.002	0.002
CO ₂			0.144	0.144	0.144	0.144	0.144	0.144	0.222	0.222	0.238	0.238
NH ₃			16 PPM	16 PPM	16 PPM	16 PPM						
COS			75 PPM	75 PPM	75 PPM	75 PPM	75 PPM	75 PPM	3 PPM	3 PPM	435 PPB	435 PPB
H ₂ S			0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	604 PPM	604 PPM	607 PPM	607 PPM
CH ₄			18 PPM	18 PPM	18 PPM	18 PPM	18 PPM	18 PPM	9 PPM	9 PPM	9 PPM	9 PPM
NO			1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	trace	trace	trace	trace
AR			443 PPM	443 PPM	443 PPM	443 PPM	443 PPM	443 PPM	226 PPM	226 PPM	226 PPM	226 PPM
C _n H _{2n+2}												
Toplam mol (kmol/s)	30 kg/s	0.684	2.86792	2.86792	2.86792	2.86792	2.86792	1.14715	2.24715	2.24715	2.24715	2.24715
Sıcaklık (°C)	25	25	1371	815.1	815.1	260	220	220	441.1	210	250	40
Basınç (bar)	1	1	42.4	42.4	42.4	42.4	41.15	41.15	40	39	39	38.6

Çizelge 5.4. (Devam) Tunçbilek kömürü kömür/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	21	22	23	24	26	27	28	29	61	63	64
Mol Oran											
H ₂ O							0.303		0.303	0.208	0.456
N ₂	0.008		0.014	0.014			0.008	0.059	0.008	0.006	0.01
O ₂	trace		trace	trace			trace	trace	trace	trace	0.295
S	11 PPB		19 PPB	19 PPB			12 PPB	82 PPB	12 PPB	8 PPB	14 PPB
H ₂	0.529		0.901	0.901	1	1	0.216	0.577	0.216	0.463	0.159
CO	0.004		0.007	0.007			0.327	0.028	0.327	0.224	0.045
CO ₂	0.458	1	0.078	0.078			0.144	0.333	0.144	0.099	
NH ₃											
COS	837 PPB		1 PPM	1 PPM			75 PPM	6 PPM	75 PPM	51 PPM	89 PPM
H ₂ S							0.001		0.001	764 PPM	0.001
CH ₄	17 PPM		29 PPM	29 PPM			18 PPM	126 PPM	18 PPM	12 PPM	21 PPM
NO	1 PPB		2 PPB	2 PPB			1 PPB	9 PPB	1 PPB	trace	2 PPB
AR	435 PPM		740 PPM	740 PPM			443 PPM	0.003	443 PPM	304 PPM	527 PPM
C _n H _{2n+2}											0.032
Toplam mol (kmol/s)	1.16858	0.482	0.68659	0.68644	0.39425	0.13142	1.43394	0.16077	0.28679	0.41821	0.24121
Sıcaklık (°C)	40	40	40	90	53.8	53.8	220	53.8	220	250	250
Basınç (bar)	38.6	38.6	38.6	38	25	25	41.15	25	41.15	34	34

Çizelge 5.5. Beypazarı kömürü karbon/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	Kömür	Su	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Mol Oranı												
H ₂ O			0.378	0.378	0.378	0.378	0.378	0.378	0.608	0.608	0.6	0.6
N ₂			0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.002	0.002	0.002	0.002
O ₂			trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace
S			114 PPB	114 PPB	114 PPB	114 PPB	114 PPB	114 PPB	52 PPB	52 PPB	52 PPB	52 PPB
H ₂			0.201	0.201	0.201	0.201	0.201	0.201	0.199	0.199	0.207	0.207
CO			0.255	0.255	0.255	0.255	0.255	0.255	0.009	0.009	943 PPM	943 PPM
CO ₂			0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.176	0.176	0.184	0.184
NH ₃			11 PPM	11 PPM	11 PPM	11 PPM						
COS			576 PPM	576 PPM	576 PPM	576 PPM	576 PPM	576 PPM	14 PPM	14 PPM	2 PPM	2 PPM
H ₂ S			0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.005	0.005	0.005	0.005
CH ₄			9 PPM	9 PPM	9 PPM	9 PPM	9 PPM	9 PPM	4 PPM	4 PPM	4 PPM	4 PPM
NO			1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	trace	trace	trace	trace
AR												
C _n H _{2n+2}												
Toplam mol (kmol/s)	30 kg/s	0.684	2.31385	2.31385	2.31385	2.31385	2.31383	0.92553	2.02553	2.02553	2.02553	2.02553
Sıcaklık (°C)	25	25	1371	815.1	815.1	260	220	220	441.1	210	250	40
Basınç (bar)	1	1	42.4	42.4	42.4	42.4	41.15	41.15	40	39	39	38.6

Çizelge 5.5. (Devam) Beypazarı kömürü karbon/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	21	22	23	24	26	27	28	29	61	63	64
Mol Oranı											
H ₂ O							0.378		0.378	0.273	0.421
N ₂	0.006		0.01	0.01			0.005	0.043	0.005	0.004	0.005
O ₂	trace		trace	trace			trace	trace	trace	trace	0.272
S	132 PPB		228 PPB	228 PPB			114 PPB	990 PPB	114 PPB	82 PPB	124 PPB
H ₂	0.525		0.905	0.905	1	1	0.201	0.59	0.201	0.423	0.215
CO	0.002		0.004	0.004			0.255	0.018	0.255	0.184	0.051
CO ₂	0.467	1	0.081	0.081			0.151	0.35	0.151	0.109	
NH ₃											
COS	6 PPM		10 PPM	10 PPM			576 PPM	43 PPM	576 PPM		627 PPM
H ₂ S							0.01		0.01		0.011
CH ₄	10 PPM		18 PPM	18 PPM			9 PPM	77 PPM	9 PPM		10 PPM
NO	2 PPB		3 PPB	3 PPB			1 PPB	12 PPB	1 PPB		1 PPB
AR											
C _n H _{2n+2}											0.025
Toplam mol (kmol/s)	0.7998	0.33622	0.46359	0.46359	0.2676	0.0892	1.15691	0.10679	0.23138	0.32058	0.21274
Sıcaklık (°C)	40	40	40	90	53.8	53.8	220	53.8	220	250	250
Basınç (bar)	38.6	38.6	38.6	38	25	25	41.15	25	41.15	34	34

Çizelge 5.6. Beypazarı kömürü kömür/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	Kömür	Su	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Mol Oranı												
H ₂ O			0.496	0.496	0.496	0.496	0.496	0.496	0.709	0.709	0.705	0.705
N ₂			0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.002	0.002	0.002	0.002
O ₂			trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace
S			272 PPB	272 PPB	272 PPB	272 PPB	272 PPB	272 PPB	124 PPB	124 PPB	124 PPB	124 PPB
H ₂			0.083	0.083	0.083	0.083	0.083	0.083	0.098	0.098	0.102	0.102
CO			0.141	0.141	0.141	0.141	0.141	0.141	0.004	0.004	403 PPM	403 PPM
CO ₂			0.264	0.264	0.264	0.264	0.264	0.264	0.181	0.181	0.185	0.185
NH ₃			3 PPM	3 PPM	3 PPM	3 PPM						
COS			756 PPM	756 PPM	756 PPM	756 PPM	756 PPM	756 PPM	12 PPM	12 PPM	2 PPM	2 PPM
H ₂ S			0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.005	0.005	0.005	0.005
CH ₄			264 PPB	264 PPB	264 PPB	264 PPB	264 PPB	264 PPB	121 PPB	121 PPB	121 PPB	121 PPB
NO			4 PPB	4 PPB	4 PPB	4 PPB	4 PPB	4 PPB	2 PPB	2 PPB	2 PPB	2 PPB
AR			549 PPM	549 PPM	549 PPM	549 PPM	549 PPM	549 PPM	251 PPM	251 PPM	251 PPM	251 PPM
C _n H _{2n+2}												
Toplam mol (kmol/s)	30 kg/s	0.684	2.31621	2.31621	2.31509	2.31509	2.31621	0.92648	2.02648	2.02648	2.02648	2.02648
Sıcaklık (°C)	25	25	1371	815.1	815.1	260	220	220	441.1	210	250	40
Basınç (bar)	1	1	42.4	42.4	42.4	42.4	41.15	41.15	40	39	39	38.6

Çizelge 5.6. (Devam) Beypazarı kömürü kömür/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	21	22	23	24	26	27	28	29	61	63	64
Mol Oranı											
H ₂ O							0.496		0.496	0.417	0.345
N ₂	0.008		0.02	0.02			0.005	0.066	0.005	0.004	0.006
O ₂	trace		trace	trace			trace	1 PPB	trace	trace	0.49
S	428 PPB		1 PPM	1 PPM			272 PPB	3 PPM	272 PPB	228 PPB	317 PPB
H ₂	0.352		0.825	0.825	1	1	0.083	0.415	0.083	0.229	0.085
CO	0.001		0.003	0.003			0.141	0.011	0.141	0.118	0.033
CO ₂	0.638	1	0.15	0.15			0.264	0.501	0.264	0.222	
NH ₃											
COS	7 PPM		16 PPM	16 PPM			756 PPM	53 PPM	756 PPM	636 PPM	882 PPM
H ₂ S							0.01		0.01	0.008	0.012
CH ₄	416 PPB		977 PPB	977 PPB			264 PPB	3 PPM	264 PPB	222 PPB	308 PPB
NO	7 PPB		17 PPB	17 PPB			4 PPB	56 PPB	4 PPB	4 PPB	5 PPB
AR	865 PPM		0.002	0.002			549 PPM	0.007	549 PPM	461 PPM	640 PPM
C _n H _{2n+2}											0.027
Toplam mol (kmol/s)	0.58752	0.33721	0.25031	0.25031	0.13168	0.04389	1.1581	0.07474	0.23162	0.27551	0.1985
Sıcaklık (°C)	40	40	40	90	54.4	54.4	220	54.4	220	250	250
Basınç (bar)	38.6	38.6	38.6	38	25	25	41.15	25	41.15	34	34

Çizelge 5.7. Çan kömürü karbon/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	Kömür	Su	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Mol Oranı												
H ₂ O			0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.514	0.514	0.5	0.5
N ₂			0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.003	0.003	0.003	0.003
O ₂			trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace
S			146 PPB	146 PPB	146 PPB	146 PPB	146 PPB	146 PPB	72 PPB	72 PPB	72 PPB	72 PPB
H ₂			0.223	0.223	0.223	0.223	0.223	0.223	0.251	0.251	0.265	0.265
CO			0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.016	0.016	0.002	0.002
CO ₂			0.135	0.135	0.135	0.135	0.135	0.135	0.208	0.208	0.222	0.222
NH ₃			14 PPM	14 PPM	14 PPM	14 PPM						
COS			928 PPM	928 PPM	928 PPM	928 PPM	928 PPM	928 PPM	29 PPM	29 PPM	5 PPM	5 PPM
H ₂ S			0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.008	0.008	0.008	0.008
CH ₄			19 PPM	19 PPM	19 PPM	19 PPM	19 PPM	19 PPM	9 PPM	9 PPM	9 PPM	9 PPM
NO			1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	trace	trace	trace	trace
AR			379 PPM	379 PPM	379 PPM	379 PPM	379 PPM	379 PPM	186 PPM	186 PPM	186 PPM	186 PPM
C _n H _{2n+2}												
Toplam mol (kmol/s)	30 kg/s	0.684	2.6587	2.6587	2.6587	2.6587	2.65866	1.06346	2.16346	2.16346	2.16346	2.16346
Sıcaklık (°C)	25	25	1371	815.1	815.1	260	220	220	441.1	210	250	40
Basınç (bar)	1	1	42.4	42.4	42.4	42.4	41.15	41.15	40	39	39	38.6

Çizelge 5.7. (Devam) Çan kömürü karbon/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	21	22	23	24	26	27	28	29	61	63	64
Mol Oranı											
H ₂ O							0.3		0.3	0.206	0.4
N ₂	0.006		0.01	0.01			0.006	0.042	0.006	0.004	0.006
O ₂	trace		trace	trace			trace	trace	trace	trace	0.255
S	146 PPB		246 PPB	246 PPB			146 PPB	1 PPM	146 PPB	100 PPB	161 PPB
H ₂	0.538		0.908	0.908	1	1	0.223	0.596	0.223	0.467	0.223
CO	0.003		0.006	0.006			0.32	0.026	0.32	0.219	0.071
CO ₂	0.452	1	0.076	0.076			0.135	0.333	0.135	0.093	
NH ₃											
COS	10 PPM		17 PPM	17 PPM			928 PPM	74 PPM	928 PPM	636 PPM	0.001
H ₂ S							0.015		0.015	0.01	0.016
CH ₄	19 PPM		32 PPM	32 PPM			19 PPM	140 PPM	19 PPM	13 PPM	21 PPM
NO	1 PPB		2 PPB	2 PPB			1 PPB	8 PPB	1 PPB	trace	1 PPB
AR	378 PPM		637 PPM	637 PPM			379 PPM	0.003	379 PPM	260 PPM	417 PPM
C _n H _{2n+2}											0.027
Toplam mol (kmol/s)	1.06475	0.43314	0.63161	0.63161	0.36544	0.11903	1.32933	0.14436	0.26587	0.38768	0.24158
Sıcaklık (°C)	40	40	40	90	53.7	53.7	220	53.7	220	250	250
Basınç (bar)	38.6	38.6	38.6	38	25	25	41.15	25	41.15	34	34

Çizelge 5.8. Çan kömürü kömür/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	Kömür	Su	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Mol Oranı												
H ₂ O			0.365	0.365	0.365	0.365	0.365	0.365	0.569	0.569	0.559	0.559
N ₂			0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.003	0.003	0.003	0.003
O ₂			trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace
S			204 PPB	204 PPB	204 PPB	204 PPB	204 PPB	204 PPB	100 PPB	100 PPB	100 PPB	100 PPB
H ₂			0.159	0.159	0.159	0.159	0.159	0.159	0.196	0.196	0.206	0.206
CO			0.264	0.264	0.264	0.264	0.264	0.264	0.011	0.011	0.001	0.001
CO ₂			0.191	0.191	0.191	0.191	0.191	0.191	0.213	0.213	0.223	0.223
NH ₃			9 PPM	9 PPM	9 PPM	9 PPM						
COS			0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	27 PPM	27 PPM	4 PPM	4 PPM
H ₂ S			0.014	0.014	0.014	0.014	0.014	0.014	0.008	0.008	0.008	0.008
CH ₄			5 PPM	5 PPM	5 PPM	5 PPM	5 PPM	5 PPM	2 PPM	2 PPM	2 PPM	2 PPM
NO			2 PPB	2 PPB	2 PPB	2 PPB	2 PPB	2 PPB	trace	trace	trace	trace
AR			478 PPM	478 PPM	478 PPM	478 PPM	478 PPM	478 PPM	235 PPM	235 PPM	235 PPM	235 PPM
C _n H _{2n+2}												
Toplam mol (kmol/s)	30 kg/s	0.684	2.65968	2.65968	2.65968	2.65968	2.65966	1.06386	2.16386	2.16386	2.16386	2.16386
Sıcaklık (°C)	25	25	1371	815.1	815.1	260	220	220	441.1	210	250	40
Basınç (bar)	1	1	42.4	42.4	42.4	42.4	41.15	41.15	40	39	39	38.6

Çizelge 5.8. (Devam) Çan kömürü kömür/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	21	22	23	24	26	27	28	29	61	63	64
Mol Oranı											
H ₂ O							0.365		0.365	0.269	0.289
N ₂	0.007		0.013	0.013			0.006	0.051	0.006	0.004	0.006
O ₂	trace		trace	trace			trace	trace	trace	trace	0.322
S	231 PPB		430 PPB	430 PPB			204 PPB	2 PPM	204 PPB	150 PPB	210 PPB
H ₂	0.476		0.886	0.886	1	1	0.159	0.537	0.159	0.38	0.235
CO	0.003		0.005	0.005			0.264	0.021	0.264	0.194	0.108
CO ₂	0.514	1	0.096	0.096			0.191	0.387	0.191	0.141	
NH ₃											
COS	10 PPM		19 PPM	19 PPM			0.001	77 PPM	0.001	786 PPM	0.001
H ₂ S							0.014		0.014	0.011	0.015
CH ₄	5 PPM		10 PPM	10 PPM			5 PPM	40 PPM	5 PPM	3 PPM	5 PPM
NO	2 PPB		4 PPB	4 PPB			2 PPB	16 PPB	2 PPB	1 PPB	2 PPB
AR	541 PPM		0.001	0.001			478 PPM	0.004	478 PPM	352 PPM	493 PPM
C _n H _{2n+2}											0.023
Toplam mol (kmol/s)	0.93859	0.43413	0.50446	0.50446	0.28478	0.09493	1.32983	0.12475	0.26597	0.36089	0.25792
Sıcaklık (°C)	40	40	40	90	53.9	53.9	220	53.9	220	250	250
Basınç (bar)	38.6	38.6	38.6	38	25	25	41.15	25	41.15	34	34

Çizelge 5.9. Elbistan kömürü karbon/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	Kömür	Su	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Mol Oranı												
H ₂ O			0.382	0.382	0.382	0.382	0.382	0.382	0.595	0.595	0.586	0.586
N ₂			0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.003	0.003	0.003	0.003
O ₂			trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace
S			62 PPB	62 PPB	62 PPB	62 PPB	62 PPB	62 PPB	29 PPB	29 PPB	29 PPB	29 PPB
H ₂			0.166	0.166	0.166	0.166	0.166	0.166	0.19	0.19	0.199	0.199
CO			0.256	0.256	0.256	0.256	0.256	0.256	0.01	0.01	0.001	0.001
CO ₂			0.185	0.185	0.185	0.185	0.185	0.185	0.2	0.2	0.209	0.209
NH ₃			9 PPM	9 PPM	9 PPM	9 PPM						
COS			314 PPM	314 PPM	314 PPM	314 PPM	314 PPM	314 PPM	7 PPM	7 PPM	1 PPM	1 PPM
H ₂ S			0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.002	0.002	0.002	0.002
CH ₄			5 PPM	5 PPM	5 PPM	5 PPM	5 PPM	5 PPM	2 PPM	2 PPM	2 PPM	2 PPM
NO			2 PPB	2 PPB	2 PPB	2 PPB	2 PPB	2 PPB	trace	trace	trace	trace
AR			431 PPM	431 PPM	431 PPM	431 PPM	431 PPM	431 PPM	205 PPM	205 PPM	205 PPM	205 PPM
C _n H _{2n+2}												
Toplam mol (kmol/s)	30 kg/s	0.684	2.48884	2.48884	2.48884	2.48884	2.48882	0.99553	2.09553	2.09553	2.09553	2.09553
Sıcaklık (°C)	25	25	1371	815.1	815.1	260	220	220	441.1	210	250	40
Basınç (bar)	1	1	42.4	42.4	42.4	42.4	41.15	41.15	40	39	39	38.6

Çizelge 5.9. (Devam) Elbistan kömürü karbon/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	21	22	23	24	26	27	28	29	61	63	64
Mol Oranı											
H ₂ O							0.382		0.382	0.282	0.34
N ₂	0.006		0.011	0.011			0.005	0.046	0.005	0.004	0.006
O ₂	trace		trace	trace			trace	trace	trace	trace	0.324
S	71 PPB		131 PPB	131 PPB			62 PPB	539 PPB	62 PPB	46 PPB	66 PPB
H ₂	0.484		0.89	0.89	1	1	0.166	0.548	0.166	0.385	0.215
CO	0.003		0.005	0.005			0.256	0.019	0.256	0.189	0.086
CO ₂	0.507	1	0.093	0.093			0.185	0.382	0.185	0.137	
NH ₃											
COS	3 PPM		5 PPM	5 PPM			314 PPM	22 PPM	314 PPM	231 PPM	334 PPM
H ₂ S							0.005		0.005	0.003	0.005
CH ₄	6 PPM		10 PPM	10 PPM			5 PPM	43 PPM	5 PPM	4 PPM	5 PPM
NO	2 PPB		4 PPB	4 PPB			2 PPB	15 PPB	2 PPB	1 PPB	2 PPB
AR	497 PPM		914 PPM	914 PPM			431 PPM	0.004	431 PPM	318 PPM	459 PPM
C _n H _{2n+2}											0.024
Toplam mol (kmol/s)	0.86274	0.39344	0.4693	0.4693	0.26625	0.08875	1.24441	0.11431	0.24888	0.33763	0.23382
Sıcaklık (°C)	40	40	40	90	53.9	53.9	220	53.9	220	250	250
Basınç (bar)	38.6	38.6	38.6	38	25	25	41.15	25	41.15	34	34

Çizelge 5.10. Elbistan kömürü kömür/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	Kömür	Su	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Mol Oranı												
H ₂ O			0.429	0.429	0.429	0.429	0.429	0.429	0.638	0.638	0.631	0.631
N ₂			0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.003	0.003	0.003	0.003
O ₂			trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace
S			86 PPB	86 PPB	86 PPB	86 PPB	86 PPB	86 PPB	41 PPB	41 PPB	41 PPB	41 PPB
H ₂			0.119	0.119	0.119	0.119	0.119	0.119	0.147	0.147	0.154	0.154
CO			0.206	0.206	0.206	0.206	0.207	0.207	0.007	0.007	759 PPM	759 PPM
CO ₂			0.234	0.234	0.234	0.234	0.234	0.234	0.202	0.202	0.209	0.209
NH ₃			6 PPM	6 PPM	6 PPM	6 PPM						
COS			350 PPM	350 PPM	350 PPM	350 PPM	350 PPM	350 PPM	7 PPM	7 PPM	1 PPM	1 PPM
H ₂ S			0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.002	0.002	0.002	0.002
CH ₄			1 PPM	1 PPM	1 PPM	1 PPM	1 PPM	1 PPM	623 PPB	623 PPB	623 PPB	623 PPB
NO			3 PPB	3 PPB	3 PPB	3 PPB	3 PPB	3 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB
AR			510 PPM	510 PPM	510 PPM	510 PPM	510 PPM	510 PPM	242 PPM	242 PPM	242 PPM	242 PPM
C _n H _{2n+2}												
Toplam mol (kmol/s)	30 kg/s	0.684	2.48954	2.48954	2.48954	2.48954	2.48952	0.99581	2.09581	2.09581	2.09581	2.09581
Sıcaklık (°C)	25	25	1371	815.1	815.1	260	220	220	441.1	210	250	40
Basıncı (bar)	1	1	42.4	42.4	42.4	42.4	41.15	41.15	40	39	39	38.6

Çizelge 5.10. (Devam) Elbistan kömürü kömür/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	21	22	23	24	26	27	28	29	61	63	64
Mol Oranı											
H ₂ O							0.429		0.429	0.337	0.263
N ₂	0.007		0.015	0.015			0.006	0.055	0.006	0.004	0.006
O ₂	trace		trace	trace			trace	trace	trace	trace	0.385
S	111 PPB		228 PPB	228 PPB			86 PPB	855 PPB	86 PPB	67 PPB	88 PPB
H ₂	0.42		0.863	0.863	1	1	0.119	0.485	0.119	0.309	0.214
CO	0.002		0.004	0.004			0.207	0.016	0.207	0.162	0.104
CO ₂	0.57	1	0.117	0.117			0.234	0.439	0.234	0.184	
NH ₃											
COS	3 PPM		6 PPM	6 PPM			350 PPM	24 PPM	350 PPM	275 PPM	361 PPM
H ₂ S							0.005		0.005	0.004	0.005
CH ₄	2 PPM		3 PPM	3 PPM			1 PPM	13 PPM	1 PPM	1 PPM	1 PPM
NO	4 PPB		7 PPB	7 PPB			3 PPB	28 PPB	3 PPB	2 PPB	3 PPB
AR	662 PPM		0.001	0.001			510 PPM	0.005	510 PPM	400 PPM	526 PPM
C _n H _{2n+2}											0.022
Toplam mol (kmol/s)	0.76787	0.39399	0.37388	0.37388	0.2056	0.06853	1.24476	0.09975	0.24895	0.31749	0.24149
Sıcaklık (°C)	40	40	40	90	54.1	54.1	220	54.1	220	250	250
Basıncı (bar)	38.6	38.6	38.6	38	25	25	41.15	25	41.15	34	34

Çizelge 5.11. Soma kömürü karbon/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	Kömür	Su	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Mol Oranı												
H ₂ O			0.299	0.299	0.299	0.299	0.299	0.299	0.496	0.496	0.48	0.48
N ₂			0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.003	0.003	0.003	0.003
O ₂			trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace
S			84 PPB	84 PPB	84 PPB	84 PPB	84 PPB	84 PPB	43 PPB	43 PPB	43 PPB	43 PPB
H ₂			0.222	0.222	0.222	0.222	0.222	0.222	0.261	0.261	0.276	0.276
CO			0.326	0.326	0.326	0.326	0.326	0.326	0.018	0.018	0.002	0.002
CO ₂			0.138	0.138	0.138	0.138	0.138	0.138	0.218	0.218	0.234	0.234
NH ₃			14 PPM	14 PPM	14 PPM	14 PPM						
COS			544 PPM	544 PPM	544 PPM	544 PPM	544 PPM	544 PPM	19 PPM	19 PPM	3 PPM	3 PPM
H ₂ S			0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.005	0.005	0.005	0.005
CH ₄			19 PPM	19 PPM	19 PPM	19 PPM	19 PPM	19 PPM	10 PPM	10 PPM	10 PPM	10 PPM
NO			1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	trace	trace	trace	trace
AR			402 PPM	402 PPM	402 PPM	402 PPM	402 PPM	402 PPM	204 PPM	204 PPM	204 PPM	204 PPM
C _n H _{2n+2}												
Toplam mol (kmol/s)	30 kg/s	0.684	2.83486	2.83486	2.83486	2.83486	2.83481	1.13393	2.23393	2.23393	2.23393	2.23393
Sıcaklık (°C)	25	25	1371	815.1	815.1	260	220	220	441.1	210	250	40
Basıncı (bar)	1	1	42.4	42.4	42.4	42.4	41.15	41.15	40	39	39	38.6

Çizelge 5.11. (Devam) Soma kömürü karbon/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	21	22	23	24	26	27	28	29	61	63	64
Mol Oranı											
H ₂ O							0.299		0.299	0.204	0.417
N ₂	0.006		0.01	0.01			0.006	0.042	0.006	0.004	0.007
O ₂	trace		trace	trace			trace	trace	trace	trace	0.267
S	83 PPB		140 PPB	140 PPB			84 PPB	610 PPB	84 PPB	57 PPB	95 PPB
H ₂	0.536		0.906	0.906	1	1	0.222	0.592	0.222	0.468	0.205
CO	0.004		0.006	0.006			0.326	0.028	0.326	0.223	0.065
CO ₂	0.454	1	0.077	0.077			0.138	0.334	0.138	0.094	
NH ₃											
COS	6 PPM		10 PPM	10 PPM			544 PPM	45 PPM	544 PPM	372 PPM	613 PPM
H ₂ S							0.008		0.008	0.006	0.009
CH ₄	19 PPM		32 PPM	32 PPM			19 PPM	141 PPM	19 PPM	13 PPM	22 PPM
NO	1 PPB		2 PPB	2 PPB			1 PPB	8 PPB	1 PPB	trace	1 PPB
AR	396 PPM		669 PPM	669 PPM			402 PPM	0.003	402 PPM	275 PPM	453 PPM
C _n H _{2n+2}											0.029
Toplam mol (kmol/s)	1.15089	0.46991	0.68098	0.68098	0.39352	0.13117	1.41741	0.15629	0.28348	0.41465	0.25134
Sıcaklık (°C)	40	40	40	90	53.7	53.7	220	53.7	220	250	260
Basıncı (bar)	38.6	38.6	38.6	38	25	25	41.15	25	41.15	34	34

Çizelge 5.12. Soma kömürü kömür/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	Kömür	Su	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Mol Oranı												
H ₂ O			0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.522	0.522	0.509	0.509
N ₂			0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.003	0.003	0.003	0.003
O ₂			trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace
S			97 PPB	97 PPB	97 PPB	97 PPB	97 PPB	97 PPB	49 PPB	49 PPB	49 PPB	49 PPB
H ₂			0.191	0.191	0.191	0.191	0.191	0.191	0.234	0.234	0.248	0.248
CO			0.301	0.301	0.301	0.301	0.301	0.301	0.015	0.015	0.002	0.002
CO ₂			0.163	0.163	0.163	0.163	0.163	0.163	0.22	0.22	0.234	0.234
NH ₃			12 PPM	12 PPM	12 PPM	12 PPM						
COS			580 PPM	580 PPM	580 PPM	580 PPM	580 PPM	580 PPM	18 PPM	18 PPM	3 PPM	3 PPM
H ₂ S			0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.005	0.005	0.005	0.005
CH ₄			10 PPM	10 PPM	10 PPM	10 PPM	10 PPM	10 PPM	5 PPM	5 PPM	5 PPM	5 PPM
NO			1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	trace	trace	trace	trace
AR			448 PPM	448 PPM	448 PPM	448 PPM	448 PPM	448 PPM	227 PPM	227 PPM	227 PPM	227 PPM
C _n H _{2n+2}												
Toplam mol (kmol/s)	30 kg/s	0.684	2.83536	2.83536	2.83536	2.83536	2.83533	1.13413	2.23413	2.23413	2.23413	2.23413
Sıcaklık (°C)	25	25	1371	815.1	815.1	260	220	220	441.1	210	250	40
Basınç (bar)	1	1	42.4	42.4	42.4	42.4	41.15	41.15	40	39	39	38.6

Çizelge 5.12. (Devam) Soma kömürü kömür/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	21	22	23	24	26	27	28	29	61	63	64
Mol Oranı											
H ₂ O							0.33		0.33	0.233	0.36
N ₂	0.006		0.011	0.011			0.006	0.046	0.006	0.004	0.006
O ₂	trace		trace	trace			trace	trace	trace	trace	0.298
S	101 PPB		179 PPB	179 PPB			97 PPB	754 PPB	97 PPB	69 PPB	106 PPB
H ₂	0.509		0.897	0.897	1	1	0.191	0.568	0.191	0.429	0.214
CO	0.003		0.006	0.006			0.301	0.025	0.301	0.212	0.085
CO ₂	0.481	1	0.085	0.085			0.163	0.357	0.163	0.115	
NH ₃											
COS	6 PPM		11 PPM	11 PPM			580 PPM	46 PPM	580 PPM	410 PPM	632 PPM
H ₂ S							0.008		0.008	0.006	0.009
CH ₄	11 PPM		19 PPM	19 PPM			10 PPM	80 PPM	10 PPM	7 PPM	11 PPM
NO	1 PPB		3 PPB	3 PPB			1 PPB	11 PPB	1 PPB	trace	1 PPB
AR	467 PPM		823 PPM	823 PPM			448 PPM	0.003	448 PPM	317 PPM	488 PPM
C _n H _{2n+2}											0.0027
Toplam mol (kmol/s)	1.08792	0.4705	0.61742	0.61742	0.35326	0.11775	1.41766	0.14641	0.28353	0.40129	0.26031
Sıcaklık (°C)	40	40	40	90	53.8	53.8	220	53.8	220	250	250
Basınç (bar)	38.6	38.6	38.6	38	25	25	41.15	25	41.15	34	34

Çizelge 5.13. Yatağan kömürü karbon/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	Kömür	Su	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Mol Oranı												
H ₂ O			0.319	0.319	0.319	0.319	0.319	0.319	0.527	0.527	0.514	0.514
N ₂			0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.003	0.003	0.003	0.003
O ₂			trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace
S			142 PPB	142 PPB	142 PPB	142 PPB	142 PPB	142 PPB	70 PPB	70 PPB	70 PPB	70 PPB
H ₂			0.209	0.209	0.209	0.209	0.209	0.209	0.239	0.239	0.252	0.252
CO			0.306	0.306	0.306	0.306	0.306	0.306	0.015	0.015	0.002	0.002
CO ₂			0.147	0.147	0.147	0.147	0.147	0.147	0.209	0.209	0.222	0.222
NH ₃			13 PPM	13 PPM	13 PPM	13 PPM						
COS			860 PPM	860 PPM	860 PPM	860 PPM	860 PPM	860 PPM	26 PPM	26 PPM	4 PPM	4 PPM
H ₂ S			0.013	0.013	0.013	0.013	0.013	0.013	0.007	0.007	0.007	0.007
CH ₄			14 PPM	14 PPM	14 PPM	14 PPM	14 PPM	14 PPM	7 PPM	7 PPM	7 PPM	7 PPM
NO			1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	1 PPB	trace	trace	trace	trace
AR			387 PPM	387 PPM	387 PPM	387 PPM	387 PPM	387 PPM	191 PPM	191 PPM	191 PPM	191 PPM
C _n H _{2n+2}												
Toplam mol (kmol/s)	30 kg/s	0.684	2.67603	2.67603	2.67603	2.67603	2.676	1.0704	2.1704	2.1704	2.1704	2.1704
Sıcaklık (°C)	25	25	1371	815.1	815.1	260	220	220	441.1	210	250	40
Basıncı (bar)	1	1	42.4	42.4	42.4	42.4	41.15	41.15	40	39	39	38.6

Çizelge 5.13. (Devam) Yatağan kömürü karbon/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	21	22	23	24	26	27	28	29	61	63	64
Mol Oranı											
H ₂ O							0.319		0.319	0.222	0.445
N ₂	0.005		0.009	0.009			0.005	0.04	0.005	0.004	0.006
O ₂	trace		trace	trace			trace	trace	trace	trace	0.293
S	146 PPB		250 PPB	250 PPB			142 PPB	1 PPM	142 PPB	99 PPB	166 PPB
H ₂	0.527		0.905	0.905	1	1	0.209	0.588	0.209	0.449	0.165
CO	0.003		0.006	0.006			0.306	0.025	0.306	0.213	0.043
CO ₂	0.464	1	0.08	0.08			0.147	0.344	0.147	0.102	
NH ₃											
COS	9 PPM		16 PPM	16 PPM			860 PPM	68 PPM	860 PPM	599 PPM	0.001
H ₂ S							0.013		0.013	0.009	0.016
CH ₄	15 PPM		25 PPM	25 PPM			14 PPM	109 PPM	14 PPM	10 PPM	17 PPM
NO	1 PPB		2 PPB	2 PPB			1 PPB	9 PPB	1 PPB	trace	1 PPB
AR	399 PPM		684 PPM	684 PPM			387 PPM	0.003	387 PPM	270 PPM	453 PPM
C _n H _{2n+2}											0.03
Toplam mol (kmol/s)	1.03928	0.41861	0.60567	0.60567	0.34934	0.11645	1.338	0.13989	0.2676	0.38404	0.22872
Sıcaklık (°C)	40	40	40	90	53.8	53.8	220	53.8	220	250	250
Basıncı (bar)	38.6	38.6	38.6	38	25	25	41.15	25	41.15	34	34

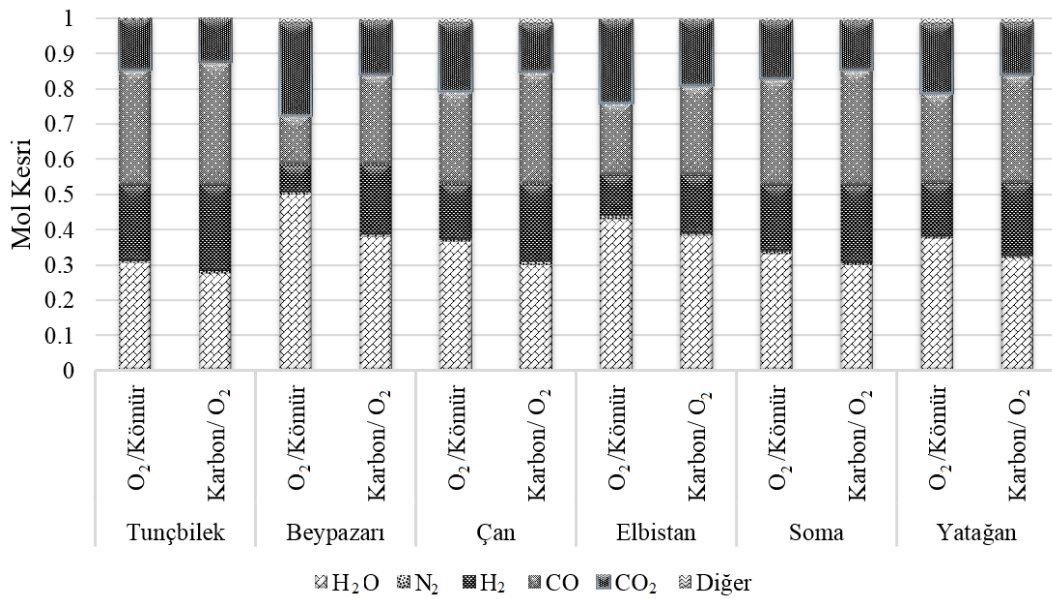
Çizelge 5.14. Yatağan kömürü kömür/oksijen oranına göre analiz sonuçları

Noktalar	Kömür	Su	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Mol Oran												
H ₂ O			0.374	0.374	0.374	0.374	0.374	0.374	0.576	0.576	0.566	0.566
N ₂			0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.003	0.003	0.003	0.003
O ₂			trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace	trace
S			192 PPB	192 PPB	192 PPB	192 PPB	192 PPB	192 PPB	95 PPB	95 PPB	95 PPB	95 PPB
H ₂			0.153	0.153	0.153	0.153	0.153	0.153	0.191	0.191	0.201	0.201
CO			0.256	0.256	0.256	0.256	0.256	0.256	0.011	0.011	0.001	0.001
CO ₂			0.196	0.196	0.196	0.196	0.196	0.196	0.213	0.213	0.222	0.222
NH ₃			8 PPM	8 PPM	8 PPM	8 PPM						
COS			972 PPM	972 PPM	972 PPM	972 PPM	972 PPM	972 PPM	25 PPM	25 PPM	4 PPM	4 PPM
H ₂ S			0.013	0.013	0.013	0.013	0.013	0.013	0.007	0.007	0.007	0.007
CH ₄			4 PPM	4 PPM	4 PPM	4 PPM	4 PPM	4 PPM	2 PPM	2 PPM	2 PPM	2 PPM
NO			2 PPB	2 PPB	2 PPB	2 PPB	2 PPB	2 PPB	trace	trace	trace	trace
AR			475 PPM	475 PPM	475 PPM	475 PPM	475 PPM	475 PPM	234 PPM	234 PPM	234 PPM	234 PPM
C _n H _{2n+2}												
Toplam mol (kmol/s)	30 kg/s	0.684	2.67688	2.67688	2.67688	2.67688	2.67686	1.07074	2.17074	2.17074	2.17074	2.17074
Sıcaklık (°C)	25	25	1371	815.1	815.1	260	220	220	441.1	210	250	40
Basınç (bar)	1	1	42.4	42.4	42.4	42.4	41.15	41.15	40	39	39	38.6

Çizelge 5.14. (Devam) Yatağan kömürü kömür/oksijen oranına göre analiz sonuçları

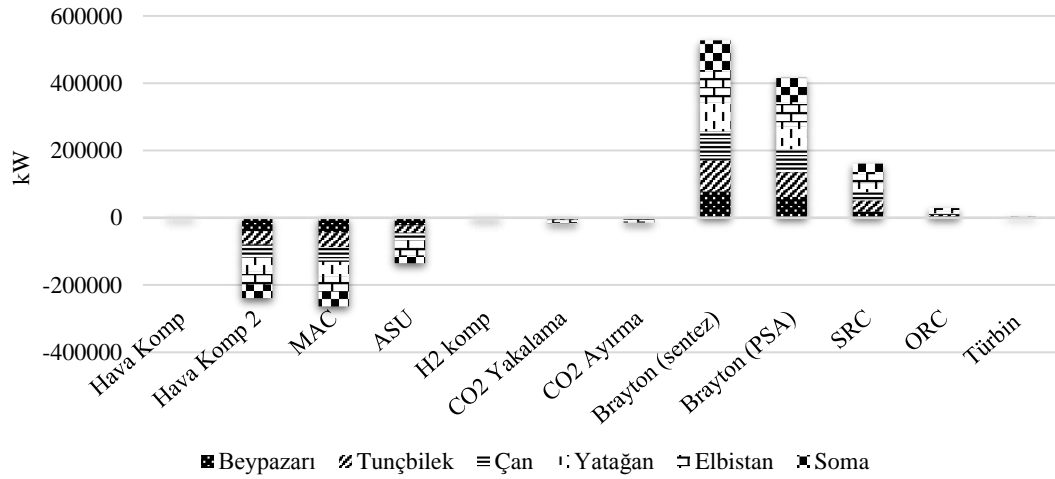
Noktalar	21	22	23	24	26	27	28	29	61	63	64
Mol Oran											
H ₂ O							0.374		0.374	0.278	0.286
N ₂	0.006		0.012	0.012			0.005	0.048	0.005	0.004	0.006
O ₂	trace		trace	trace			trace	trace	trace	trace	0.33
S	221 PPB		416 PPB	416 PPB			192 PPB	2 PPM	192 PPB	142 PPB	197 PPB
H ₂	0.47		0.884	0.884	1	1	0.153	0.533	0.153	0.371	0.233
CO	0.003		0.005	0.005			0.256	0.021	0.256	0.19	0.108
CO ₂	0.521	1	0.098	0.098			0.196	0.394	0.196	0.146	
NH ₃											
COS	9 PPM		18 PPM	18 PPM			972 PPM	71 PPM	972 PPM	722 PPM	0.001
H ₂ S							0.013		0.013	0.01	0.014
CH ₄	5 PPM		9 PPM	9 PPM			4 PPM	35 PPM	4 PPM	3 PPM	4 PPM
NO	2 PPB		4 PPB	4 PPB			2 PPB	16 PPB	2 PPB	1 PPB	2 PPB
AR	548 PPM		0.001	0.001			475 PPM	0.004	475 PPM	353 PPM	489 PPM
C _n H _{2n+2}											0.022
Toplam mol (kmol/s)	0.92727	0.43446	0.49281	0.49281	0.27773	0.09258	1.33843	0.12251	0.26769	0.36026	0.25998
Sıcaklık (°C)	40	40	40	90	53.9	53.9	220	53.9	220	250	250
Basınç (bar)	38.6	38.6	38.6	38	25	25	41.15	25	41.15	34	34

Kömür türlerine göre yapılan analizlerde kömürün tasarlanan birinci sisteme giriş miktarı bütün kömür türleri için 30 kg/s olarak belirlenmiştir. Kömürün hazırlanması aşamasında gazlaştırıcı reaktörüne girmeden önce kömürü bulamaç haline getirmek için eklenen su miktarı ise kömürün ağırlıkça %60'ı olacak şekilde belirlenmiştir. Giriş şartlarına göre tasarlanan sistemin sonuçları incelediğinde gazlaştırma işlemi sonrasında tüm kömür tipleri için karbon/oksijen olması durumuna ve kömür /oksijen olması durumuna göre farklılıklar göze çarpmaktadır. Her bir kömür türü için çizelgeler karşılaştırıldığında sentez gazı içerisinde bulunan maddelerin her iki durum için farklılıkları görülmektedir. Oksidant olarak gönderilen oksijenin miktarının kömüre bağlı olarak gönderilmesi durumunda yanıcı gazların miktarlarının diğerine göre daha az olduğu görülmüştür. Kömür içeriğine bağlı olarak her bir kömür türünden üretilebilecek sentez gaz miktarları da çizelgelerde görüldüğü üzere farklılık göstermektedir. Kömür içeriğindeki karbon miktarının yüksek olması gazlaştırma sonucunda üretilen gaz miktarının içeriğini doğrudan etkilemektedir. Ayrıca kömür içeriğindeki nem ve kül oranlarının fazla olması sentez gazının içeriğine doğrudan etkilediği gibi sentez gazının yanıcı özelliğini de büyük oranda azaltmıştır. Gazlaştırıcı reaktöründen çıkan sentez gazının kömür türlerine göre içeriğinin değişimi Şekil 5.6'te gösterilmiştir.



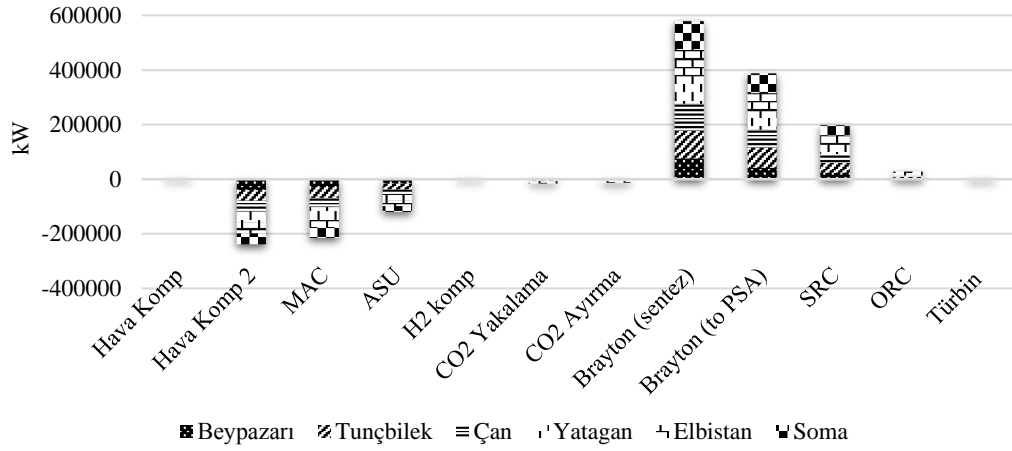
Şekil 5.6. Gazlaştırıcı reaktöründen çıkan sentez gazı bileşiminin değişimi

İlk olarak gazlaştırıcıya gönderilen oksijen miktarı kömür miktarına göre %80 oranında gönderilmiştir. Bu çalışma şartlarına göre yapılan analizde gazlaştırıcı sonrasında sentez gazının içeriğinde bulunan bileşiklerin mol oranları Şekil 5.6’te görülmektedir. Değişken kömür özellikleri olmasına rağmen, sisteme gönderilen aynı miktarda oksijen hava kompresörünün ve hava ayırma ünitesinin daha fazla çalışmasına ve bunun neticesinde daha fazla güç tüketmesine sebep olmaktadır. Bu sonuçlara dayanarak kömürün içerisinde ana yanıcı gaz olarak en fazla bulunan karbon bileşiğinin oranına göre gazlaştırıcıya oksijen yüklenmiştir. Şekil 5.7’de oksijenin kömür miktarı oranına göre sistemin tüm kömür türlerinde üretebileceği güç ve tüketebileceği güç miktarları gösterilmiştir.



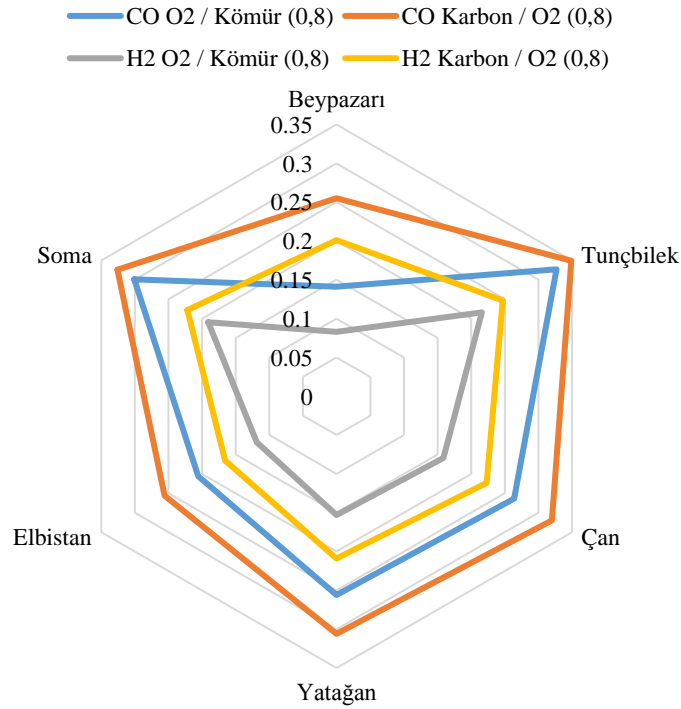
Şekil 5.7. Oksijen/kömür oranına göre sistemlerin performansları

İkinci durumda gönderilen oksijen miktarı karbon/oksijen oranı 0,8 olacak şekilde yapılmıştır. İkinci durumda gönderilen oksijen neticesinde çoklu hava kompresörü ve ASU daha az enerji kullanmıştır. Şekil 5.8’de kömür içeriğindeki karbon miktarına göre oksijen sisteme gönderilmiş ve tüm kömür türlerine göre sistemin performansı gösterilmiştir.



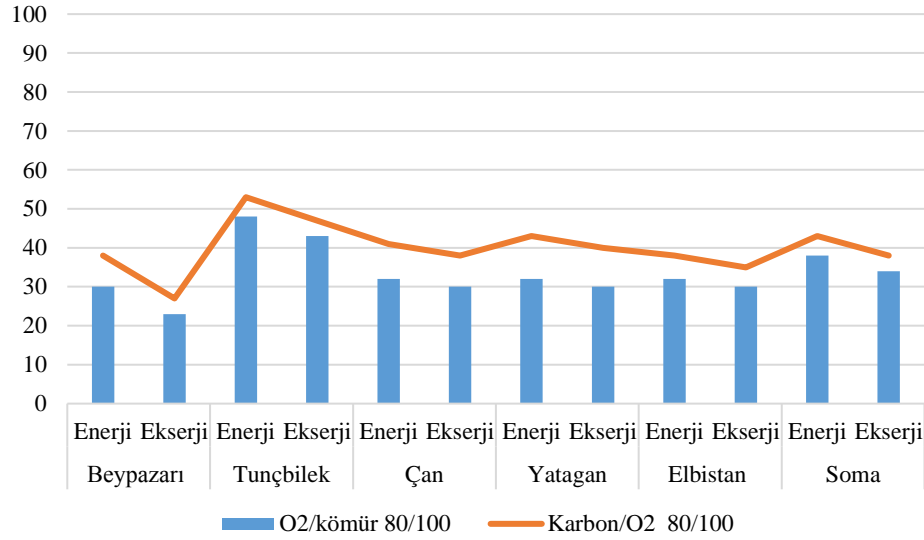
Şekil 5.8. Karbon/oksijen oranına göre sistemlerin performansları

ASU ve çoklu hava kompresörünün az enerji harcaması sistemin enerji ve ekserji verimliliklerini doğrudan etkilemiştir. Şekil 5.7 ve Şekil 5.8’de görüldüğü gibi sistemde bulunan ana güç üreticilerini yanında buharlı Rankine çevrimi ve organik Rankine çevriminin olması sistemin güç potansiyelini önemli derecede arttırmıştır. Sistemde kullanılan Rankine çevrimlerinin gazlaştırıcı ana güç üretim merkezlerinden çıkan atık gazları kullanarak çalışması güç üretimine ciddi derecede katkı yapmasının yanı sıra sistem verimliliklerine de ciddi oranda katkı sağlamıştır. Ayrıca kömür içeriğindeki karbon miktarına göre oksijen göndermenin diğer bir sonucu ise gazlaştırıcı reaktöründen çıkan sentez gazının bileşenlerinde önemli oranda değişiklik olmasıdır. Şekil 5.9’a göre gazlaştırıcı sonrasındaki sentez gazında en çok ihtiyaç duyulan hidrojen ve karbonmonoksit gazlarının oranlarının en fazla olduğu kömür tipi olarak Tunçbilek kömürü dikkat çekmektedir.



Şekil 5.9. Sentez gazı içerisindeki H₂ ve CO gazlarının kömür türüne göre değişimi

Şekil 5.9'da görüldüğü gibi oksijenin kömüre bağlı olarak gönderilmesi durumunda sentez gazı içerisindeki CO ve H₂ oranları, kömür içerisindeki karbon oranına göre oksijen gönderilmesi durumuna göre bütün kömür türlerinde oldukça düşüktür. Tunçbilek kömürü göz önüne alındığında kömür türüne göre oksijen gönderilmesi durumunda sentez gazının içerisindeki mol bazında hidrojen oranı yaklaşık olarak %21 iken kömür içerisindeki karbon oranına göre oksijen gönderilmesi durumunda ise sentez gazının içerisindeki hidrojen gazı oranı ise yaklaşık olarak %25 civarındadır. Diğer taraftan karbonmonoksit gazının sentez gazındaki mol bazında yüzdesi ilk durum için %32 civarında iken ikinci durumda yaklaşık olarak %35 civarlarındadır. Sonuç olarak sentez gazının içerisindeki bu oranların iyileştirilmesi sonuç olarak üretilecek ürünlerin kapasitelerini etkilediği gibi enerji ve ekserji verimliliklerinde de önemli oranda bir artış meydana getirmiştir. Şekil 5.10'da tüm kömür türlerinin enerji ve ekserji verimlilikleri her iki durum için verilmiştir. Şekilde gösterilen sütun tipi grafik sisteme kömür miktarına göre oksijen yüklenmesine bağlı olarak sistem verimliliklerini gösterirken çizgi tipi grafikse kömür içeriğindeki karbon miktarına göre oksijen yüklenmesine bağlı olarak sistem verimliliklerini göstermektedir.

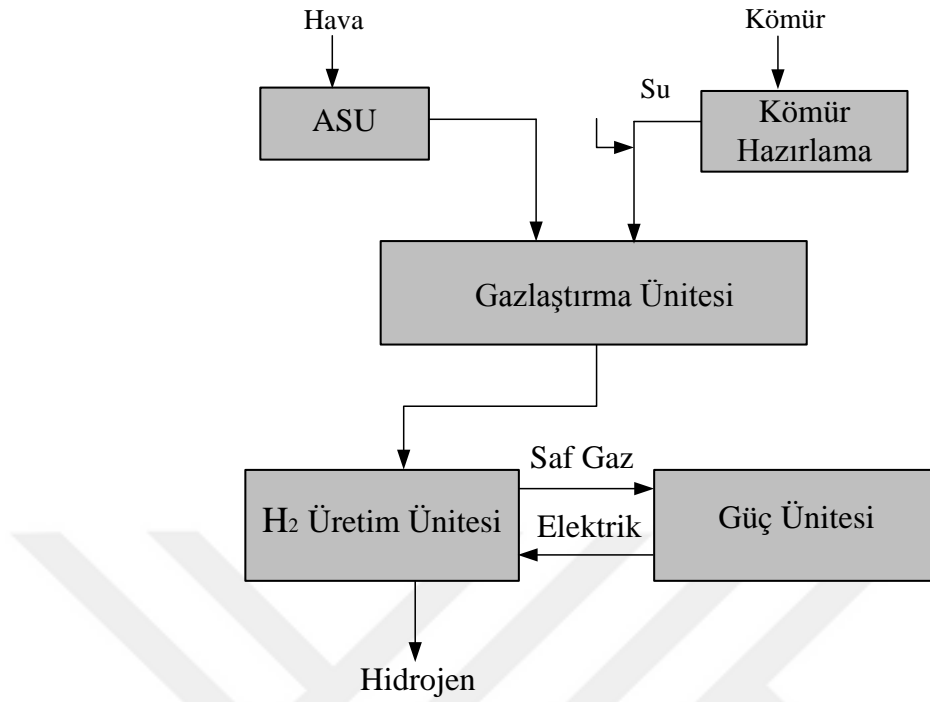


Şekil 5.10. Kömür türlerine göre enerji ve ekserji verimliliklerinin karşılaştırılması

Gazlaştırıcı reaktöre yüklenen oksijen miktarının sistemin genel enerji ve ekserji verimliliklerine doğrudan etkisi olduğu Şekil 5.10'da görülmektedir. Gazlaştırıcı reaktörüne kömür içeriğindeki karbon oranına göre yükleme yapıldığında tüm sistem verimliliklerinin %2 ila %8 oranında arttırdığı görülmüştür. Ayrıca aynı durum için sistemin ekserji verimlilikleri ise %3 ila %5 oranında artış göstermiştir. Şekil 5.10'da görüldüğü gibi kullanılan kömür verilerine bağlı olarak en fazla enerji ve ekserji verimliliğine sahip kömür türü Tunçbilek kömürü olmuştur. Bu kömür türünü takip eden ise Soma kömürleri olarak dikkat çekmektedir. Tunçbilek kömürünün enerji ve ekserji verimlilikleri sırasıyla %53 ve %47 olarak bulunmuştur. Verim ifadelerine göre Tunçbilek ve Soma kömürlerinin özellikleri incelendiğinde kömür bileşenlerinden en önemli eleman olan karbonun diğer kömür türlerine göre daha yüksek olması ve kuru halde en fazla sabit karbon oranına sahip oldukları dikkat çekmektedir. Tasarlanan kömür tabanlı çoklu sistemin verimlilik ifadeleri literatürdeki diğer benzer çalışmalar ile karşılaştırılmış ve benzerlikler görülmüştür. Öztürk ve Dincer, (2013) yaptıkları kömür gazlaştırma tabanlı sistemde %54 enerji verimi bulurken yaklaşık %57 civarında da ekserji verimliliği bulmuşlardır. Benzer şekilde Al-Zareer ve ark., (2018) yaptıkları çalışmada yaklaşık olarak enerji verimliliğini %51 civarında bulurken ekserji verimliliğini ise % 48 civarında bulmuşlardır.

5.2. Sistem 2

Kömür gazlaştırma tabanlı tasarlanan diğer bir sistemde ise hidrojen üretim miktarını arttırmak için ilk sistemde kullanılan PSA ünitesinin yanında yüksek sıcaklık buhar elektroliz ünitesi (HTE) kullanılmıştır. PSA ünitesinden ayrılan hidrojenden arta kalan sentez gazı güç üretim ünitesine gönderilmiş ve burada Brayton çevrimi sayesinde elektrik üretilmiştir. Türbinden çıkan sıcak atık gaz sırasıyla SRC ve ORC çevrimlerine gönderilerek daha fazla elektrik üretimi gerçekleştirilmiştir. Tasarlanan sistemde sistem elemanlarının tükettiği elektrik ilk olarak karşılandıktan sonra üretilen kalan elektrik gücü yüksek sıcaklıklı buhar elektrolize gönderilmiş ve maksimum hidrojen üretimi sağlanmaya çalışılmıştır. Sistem 1’de bulunan sentetik yakıt üretim ünitesi tasarlanan ikinci sistemde kullanılmamıştır. Tasarlanan ikinci sistemde birinci sistemde kullanılan kömür türleri kullanılmıştır. Birinci sistemde üretilen sentez gazı üç farklı sistem için parçalanmış ve analizler ona göre yapılmıştır. Tasarlanan ikinci sistemde ise üretilen sentez gazı hiçbir parçaya bölünmeden direkt olarak PSA reaktörüne gidecek şekilde tasarlanmıştır. Birinci sistemde kullanılan ASU, çok kademeli hava kompresörü, gazlaştırıcı reaktörü, sentez gazı soğutucuları HCl ve NH_3 bileşikleri ayırıcıları, yüksek sıcaklık WGS reaktörü, düşük sıcaklık reaktörü, asitli gaz ayırma ünitesi, PSA ünitesi, yanma odası ve güç türbini ikinci sistemde de kullanılmıştır. Bahsedilen bütün sistem elemanları birinci sistemde anlatıldığı gibi ikinci sistemde de aynı şekilde Aspen Plus programı yardımıyla modellenmiştir. Birinci sistemin güç ünitesinde bulunan SRC ve ORC çevrimleri tasarlanan ikinci sistemde de kullanılmıştır. Bunların haricinde hidrojen üretimini arttırmak için yüksek sıcaklık buhar elektrolizörü kullanılmıştır. Yüksek sıcaklık elektrolizörü yüksek sıcaklıklarda çalışan bir sistem olduğu için ve tasarlanan sistemlerinde yüksek sıcaklıklarda çalışmasından dolayı tercih edilmiştir. İkinci sistemin genel gösterimi Şekil 5.11’de gösterilmiştir.



Şekil 5.11. Tasarlanan ikinci sistemin ana gösterimi

Tasarlanan ikinci sistemde birinci sistemde kabul edilen parametrik sabitler kullanılmıştır. Bu parametrelere ek olarak yüksek sıcaklık buhar elektroliz ünitesinin çalışma sıcaklığı 900°C ve su dönüştürme verimliliği %80 olarak kabul edilmiştir (Mansilla ve ark., 2007). Verilen veriler ışığında sistemin termodinamik analizinde yapılan bazı kabuller aşağıda verilmiştir.

- Sistem bileşenleri sabit ve homojen bir rejimde olduğu kabul edilmiştir.
- Borularda basınç kayıpları ihmal edilmiştir.
- Tüm sistem bileşenlerinin adyabatik olduğu kabul edilmiştir.
- Sistem boyunca kinetik ve potansiyel enerji değişimlerinin etkileri ihmal edilmiştir.
- Sistemin çalışma şartlarında referans sıcaklık 25°C ve referans basınçta 1 bar olarak kabul edilmiştir.

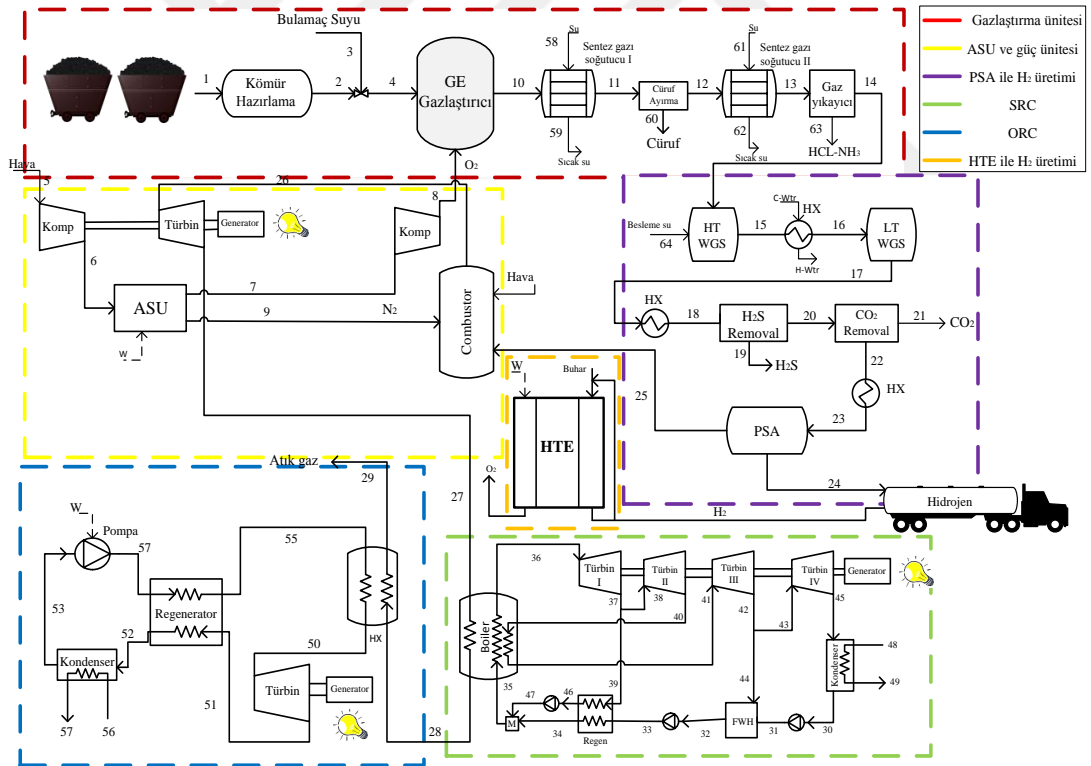
Tasarlanan sistemin genel enerji ve ekserji verimliliklerinin hesaplanması için daha önce verilen eşitlik (4.8) ve (4.26) sisteme göre düzenlendiğinde eşitlik (5.5) ve (5.6) elde edilir.

$$\eta = \frac{\dot{m}_{H_2} \times AID_{H_2}}{\dot{m}_{kömür} \times AID_{kömür}} \quad (5.5)$$

$$\psi = \frac{\dot{m}_{H_2} \times ex_{H_2}}{\dot{m}_{kömür} \times ex_{kömür}} \quad (5.6)$$

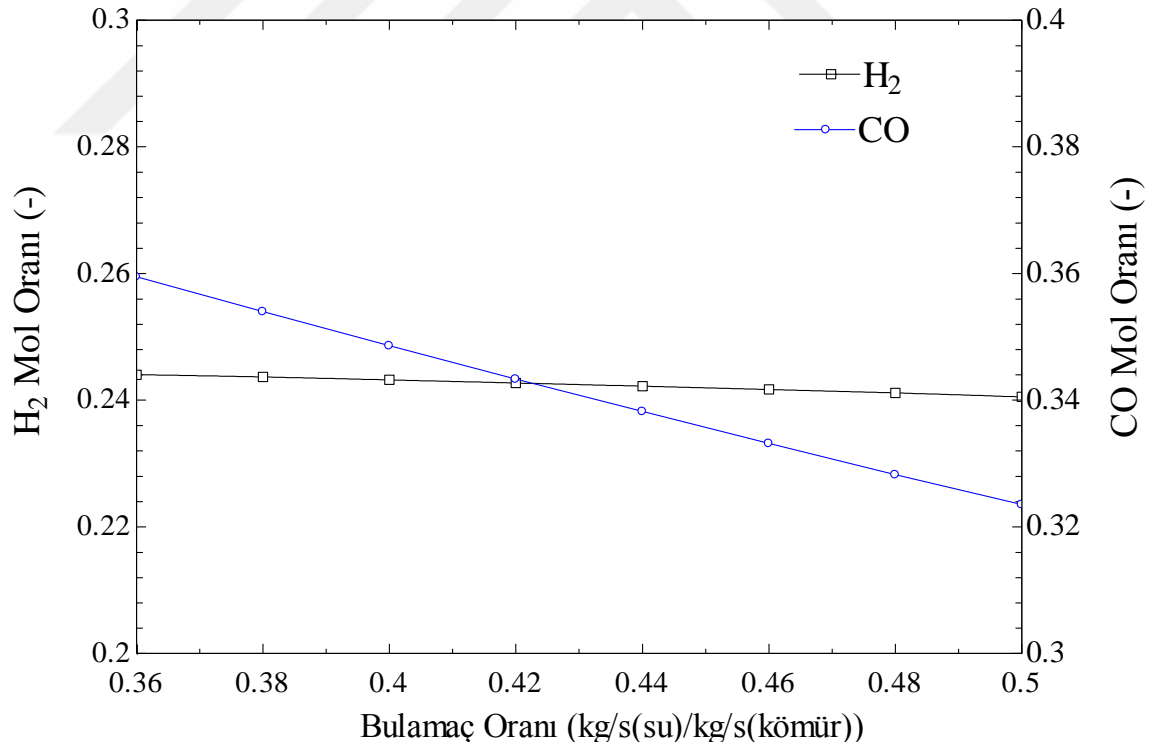
Denklemlerde bulunan \dot{m}_{H_2} ve $\dot{m}_{kömür}$ sırasıyla sistemde üretilen hidrojenin kütleli miktarını ve sisteme yüklenen kömürün kütleli miktarını göstermektedir.

Şekil 5.12'de tasarlanan ikinci sistemin detaylı hali bulunmaktadır. Tasarlanan sistemde gazlaştırıcı reaktörüne yakıt harici oksidant olarak yüklenen oksijen miktarı kömürün içeriğinde yer alan karbon oranına göre gönderilmiştir.



Şekil 5.12. Kömür tabanlı ikinci çoklu sistemin genel görünümü

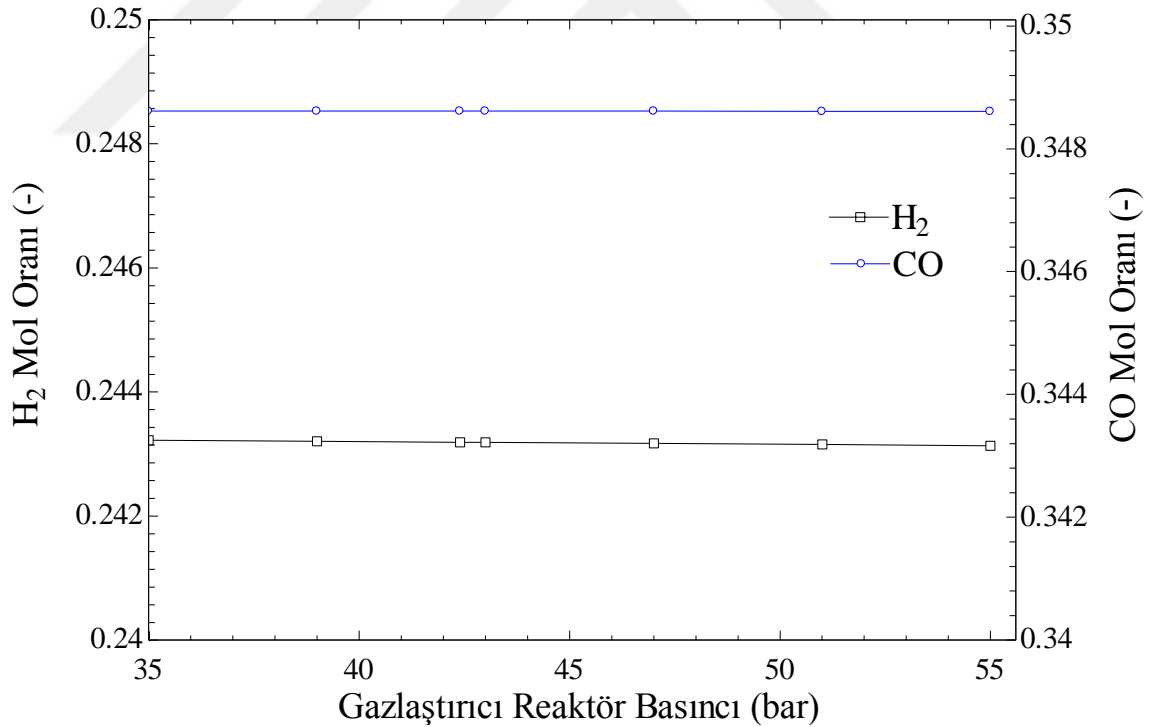
Birinci sistemde olduğu gibi ikinci sistemde de sistemde altı farklı kömür kullanılmış ve enerji ve ekserji verimlilikleri açısından karşılaştırılmıştır. Ayrıca sentez gazının içeriğinde bulunan H_2 ve CO gazlarının performansa etkisini görebilmek için gazlaştırıcı reaktörünün sıcaklığına göre, gazlaştırıcı reaktörünün basıncına göre kömürü bulamaç haline getiren bulamaç suyunun değişim oranına göre değişimleri incelenmiştir. Yapılan analizin sonuçlarına göre sistemde en fazla elektrik tüketimi, birinci sistemde olduğu gibi, ASU ve çok kademeli hava kompresöründe meydana gelmiştir. Ayrıca CO_2 yakalama ve ayırma birinci sistemde olduğu gibi modellenmemiş elektrik tüketimleri literatürden alınan verilere göre hesaplanmıştır. Şekil 5.13'te gazlaştırıcı reaktörüne yüklenen kömüre karıştırılan bulamaç suyunun değişim oranlarına göre sentez gazının içeriğindeki H_2 ve CO gazlarının değişimini göstermektedir. Burada analiz yapılan kömür olarak birinci sistemde enerji ve ekserji verimliliği diğer sistemlere göre daha yüksek olan Tunçbilek kömürü tercih edilmiştir.



Şekil 5.13. Kömür bulamaç oranının sentez gazı içeriğine etkisi

Yapılan analizde gazlaştırıcı reaktör sıcaklığı $1371^\circ C$ ve gazlaştırıcı reaktör basıncı ise 42,4 bar olarak kabul edilmiş analiz sonuçları bu değerlere göre alınmıştır.

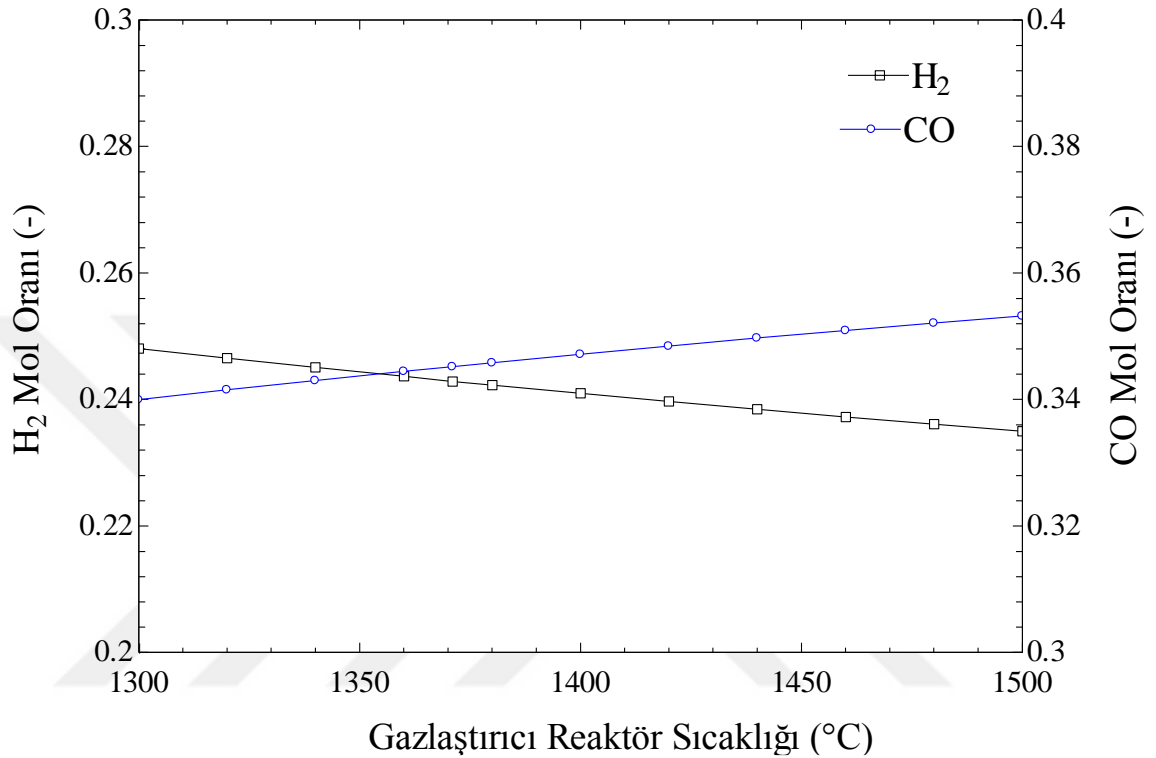
Gazlaştırıcı reaktöre yüklenen kömür bulamaç oranının %36 ile %50 arasında arttırılarak değiştirilmesi neticesinde sentez gaz içerisinde bulunan CO gazının oranının azaldığı görülürken sentez gazı içerisinde diğer bir önemli gaz olan H_2 gazının önemli oranda değişmediği görülmüştür. Sentez gazın içerisinde bulunan bu gazların değişimi üretilebilecek hidrojen oranlarını etkilediği gibi sistem verimliliklerini de doğrudan etkilemesi kaçınılmazdır. Şekil 5.14'te gazlaştırıcı reaktörü basıncının gazın içeriğindeki H_2 ve CO gazlarına etkisi gösterilmektedir. Kömür türü olarak Tunçbilek kömürü tercih edilmiştir. Yapılan analizde gazlaştırıcı reaktör sıcaklığı $1371^\circ C$ ve kömür bulamaç oranı %60 olarak kabul edilmiş analiz sonuçları bunlara göre değerlendirilmiştir. Şekil 5.14'te gösterildiği gibi gazlaştırma reaktörü basıncı 35 bar ile 50 bar arasında değiştirilmiştir. Gazlaştırıcı reaktörü basıncının artması ile sentez gazı içeriğindeki H_2 ve CO gazlarının oranlarının sabite yakın bir eğilim gösterdiği görülmüştür.



Şekil 5.14. Gazlaştırıcı reaktör basıncının sentez gazı içeriğine etkisi

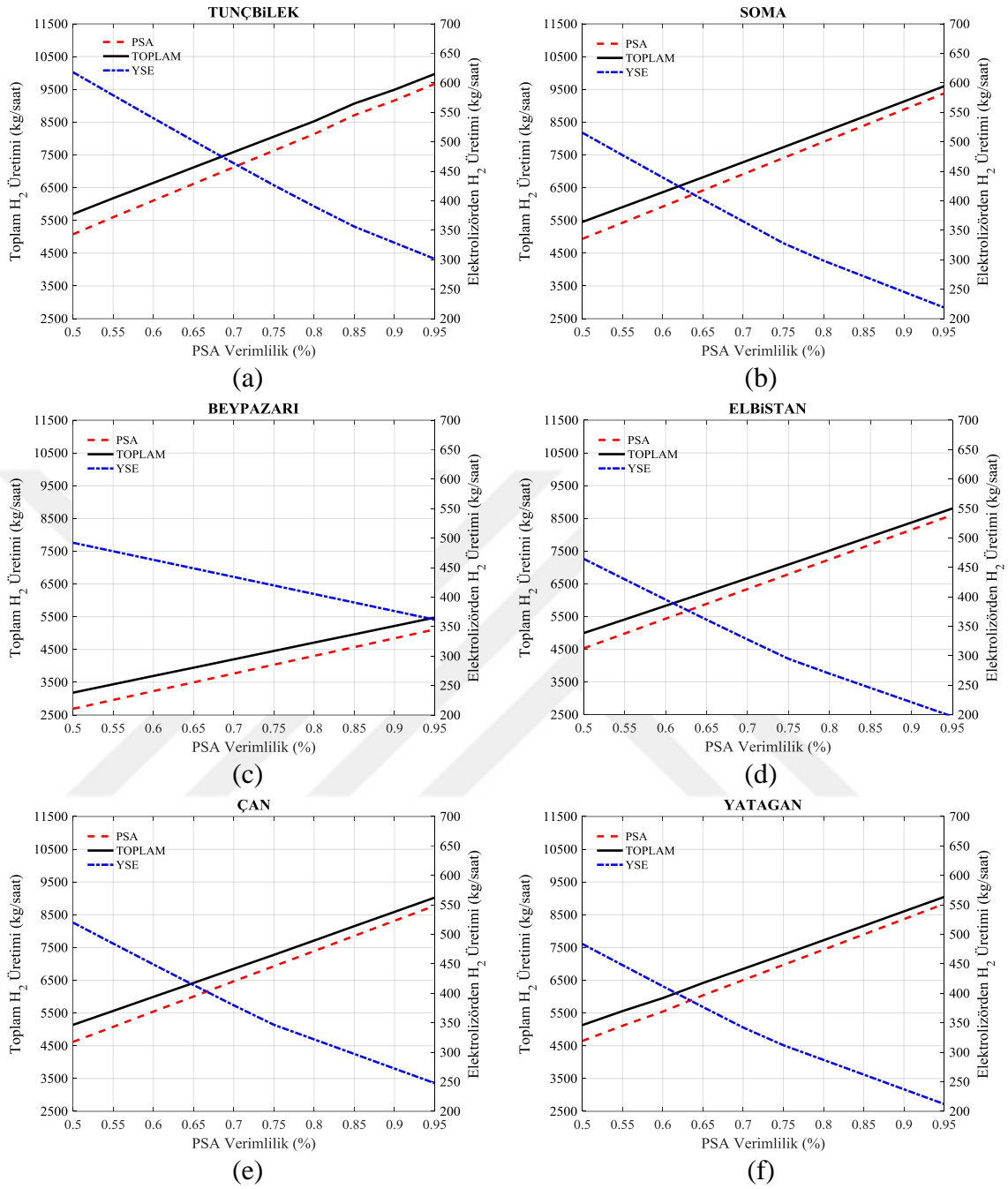
Şekil 5.15'te gazlaştırıcı reaktörü sıcaklığının gazın içeriğindeki H_2 ve CO gazlarına etkisi gösterilmektedir. Kömür türü olarak daha önceki şekillerde olduğu gibi Tunçbilek kömürü tercih edilmiştir. Yapılan analizde gazlaştırıcı reaktör basıncı 42,4

bar ve kömür bulamaç oranı %60 olarak kabul edilmiş analiz sonuçları bunlara göre değerlendirilmiştir. Şekil 5.15'te gösterildiği gibi gazlaştırma reaktörü sıcaklığı 1300°C ile 1500°C arasında değiştirilmiştir.



Şekil 5.15. Gazlaştırıcı reaktör sıcaklığının sentez gazı içeriğine etkisi

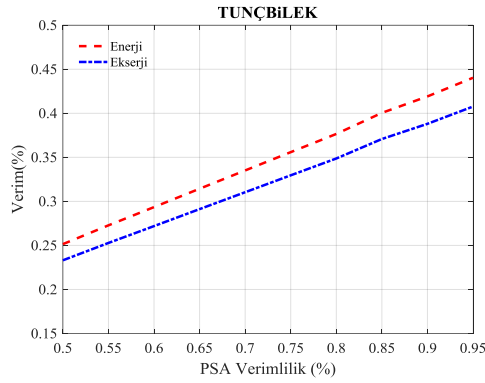
Gazlaştırıcı reaktör sıcaklığının artırılması ile sentez gazının içerisinde bulunan *CO* gazının mol oranı artarken *H₂* gazının oranı azalmıştır. Gazlaştırıcı reaktör sıcaklığı arttıkça sentez gazının içerisinde bulunan *H₂* gazının mol oranı yaklaşık olarak %5 oranında azalırken *CO* gazının mol oranı ise yaklaşık olarak %3 oranında artmıştır. Tasarlanan ikinci sistem hidrojen üretimi üzerine olduğu için üretilebilecek maksimum hidrojen miktarı önemlidir. Şekil 5.16'da hidrojen üretimi için sisteme yer alan PSA ünitesinin verimlilik değişimine göre PSA'dan ve yüksek sıcaklık elektrolizöründen üretilebilecek hidrojen miktarları gösterilmiştir.



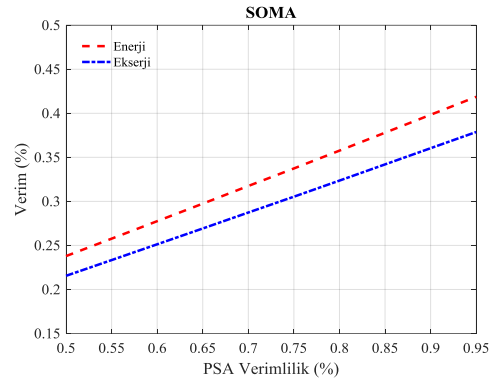
Şekil 5.16. PSA ünitesinin veriminin hidrojen üretimine etkisi (T_{yanma}= 1000°C)

Şekil 5.16’da PSA ünitesinin verim değişiminin üretilecek hidrojen miktarına etkisi gösterilmiştir. PSA ünitesinin verimliliği %50 ile %95 arasında değiştirilmiş buna bağlı olarak PSA ünitesinden, yüksek sıcaklık elektrolizöründen ve toplamda üretilebilecek hidrojen miktarları farklı kömür türleri için analiz edilmiştir. Sistemden üretilebilecek hidrojen miktarları yanma odasının sıcaklığının 1000°C olması

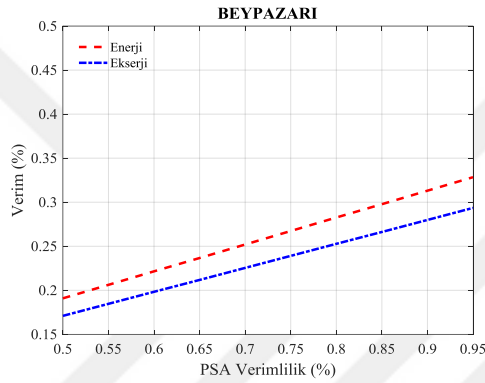
durumuna göre hesaplanmıştır. Farklı kömür türlerine göre yapılan analiz sonucunda PSA ünitesinin verimi artması PSA ünitesinden üretilebilecek hidrojen miktarını da arttırmıştır. PSA ünitesinden elde edilen hidrojen miktarı artarken ise buna karşılık olarak yüksek sıcaklık elektrolizöründen üretilebilecek hidrojen miktarı azalmaktadır. PSA ünitesinin verimlilik değerlerinin artması neticesinde toplam üretilebilecek hidrojen miktarı artmaktadır. Şekil 5.16 (a)'da gösterildiği gibi PSA ünitesinin verimi %50 olması durumunda Tunçbilek kömüründen üretilebilecek hidrojen miktarı PSA ve yüksek sıcaklık elektrolizörü için sırasıyla 5076 kg/saat ve 618,04 kg/saat olarak ölçülmüştür. PSA ünitesinin veriminin %95 olması durumunda ise Tunçbilek kömüründen üretilebilecek hidrojen miktarı PSA ve yüksek sıcaklık elektrolizörü için sırasıyla 9669,60 kg/saat ve 301,39 kg/saat olmuştur. PSA ünitesinin verimi % 50 den %95'e çıkarılırken PSA ünitesinden üretilebilecek hidrojen miktarı yaklaşık olarak % 90 civarında artarken yüksek sıcaklık elektrolizöründen üretilen hidrojen miktarı ise yaklaşık olarak %51 civarında azalmıştır. PSA ünitesinin veriminin artırılması ile toplam üretilen hidrojen miktarı da artma eğilimindedir. Burada Tunçbilek kömürünü üretim potansiyeli açısından Soma kömürü takip etmektedir. PSA ünitesinin yüzde %50 verim ile çalıştığı düşünüldüğünde Soma kömüründen üretilebilecek hidrojen miktarı PSA ünitesi için 4937,40 kg/saat iken yüksek sıcaklık elektrolizörü için 515,44 kg/saat olarak belirlenmiştir. PSA ünitesinin veriminin %95 olması durumunda Soma kömüründen üretilebilecek hidrojen miktarı ise PSA ünitesi için 9378 kg/saat, yüksek sıcaklık elektrolizörü için ise 218,91 kg/saat olarak ölçülmüştür. Beypazarı kömürü ise kömür türleri arasında en az hidrojen üretimi sağlayan kömür olarak dikkat çekmektedir. PSA ünitesinin %50 verimle çalıştığı sistemde üretilen hidrojen miktarı PSA ünitesi için 2689,20 kg/saat olarak görülürken yüksek sıcaklıklı elektrolizörde ise bu değer 492,15 kg/saat olarak ölçülmüştür. Şekil 5.17'de PSA ünitesinin veriminin genel sistem verimliliklerine etkisi gösterilmiştir.



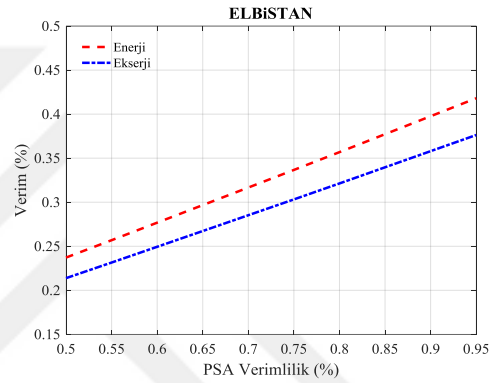
(a)



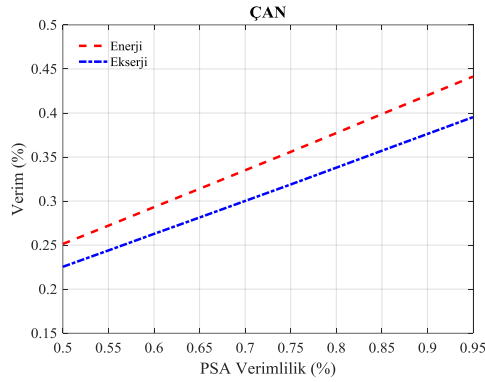
(b)



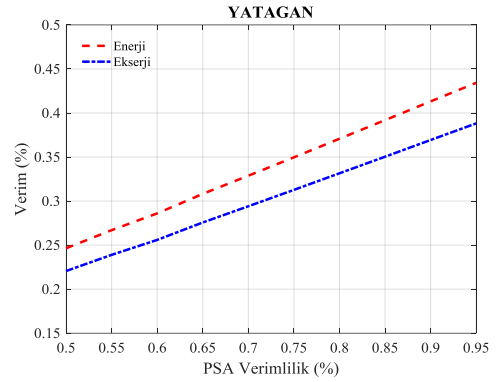
(c)



(d)



(e)



(f)

Şekil 5.17. PSA ünitesinin veriminin enerji ve ekserji verimlerine etkisi ($T_{yanma} = 1000^{\circ}\text{C}$)

Şekil 5.17’ de PSA ünitesinin verimi %50 ile %95 arasında değiştirilmiş ve yanma odasının sıcaklığı 1000°C sabit olarak kabul edilmiştir. PSA ünitesinin veriminin artmasına bağlı olarak genel sistemin enerji ve ekserji verimlilikleri de artmıştır. En fazla hidrojen üretimi yapılan Tunçbilek kömürünün kullanıldığı sistemin enerji ve

ekserji verimlilikleri Şekil 5.17 (a)'da gösterildiği gibi %23 ila %44 arasında değişmektedir. Sistemin genel enerji verimi, PSA ünitesinin veriminin %50 olması durumunda %25 civarında iken PSA ünitesinin veriminin %95'e çıkması durumunda %44 civarlarındadır. Sistemin genel ekserji verimi ise PSA ünitesinin veriminin %50 olması durumunda %23 civarında iken PSA ünitesinin veriminin %95 olması durumunda %40 civarına çıkmaktadır. Diğer kömür türlerine bakıldığı zaman PSA ünitesinin veriminin %50 olması durumunda enerji verimlilikleri yaklaşık olarak %19 ila %25 arasında değişirken PSA ünitesinin veriminin %95 olması durumunda ise enerji verimlilikleri yaklaşık olarak %32 ila %44 arasında değişmektedir. Bütün kömür türlerinde enerji verimi ekserji verimine göre daha fazla artmaktadır. Bunun sebebi sistemde olan tersinmezlikler ekserji verimini azaltmaktadır. Enerji ve ekserji verimliliklerinin artışı paralel bir şekilde olmaktadır. PSA ünitesinin veriminin artması neticesinde enerji ve ekserji verimlilikleri artmaktadır.

Çizelge 5.15'te PSA ünitesinin verim değişiminin üretilecek hidrojen miktarına ve sistemin enerji ve ekserji verimliliklerine etkisi gösterilmiştir. PSA ünitesinin verimliliği %50 ile %95 arasında değiştirilmiş buna bağlı olarak PSA ünitesinden, yüksek sıcaklık elektrolizöründen ve toplamda üretilebilecek hidrojen miktarları farklı kömür türleri için analiz edilmiştir. Sistemden üretilebilecek hidrojen miktarları ve sistem verimlilikleri yanma odasının sıcaklığının 1250°C olması durumuna göre hesaplanmıştır. Farklı kömür türlerine göre yapılan analiz sonucunda PSA ünitesinin verimi artması PSA ünitesinden üretilebilecek hidrojen miktarını da arttırmıştır. PSA ünitesinden elde edilen hidrojen miktarı artarken buna karşılık olarak yüksek sıcaklık elektrolizöründen üretilebilecek hidrojen miktarı azalmıştır. PSA ünitesinin verimlilik değerlerinin artması neticesinde toplam üretilebilecek hidrojen miktarı artmaktadır.

Çizelge 5.15. PSA veriminin sistemin hidrojen üretimine ve sistem verimliliklerine etkisi ($T_{yanma}=1250\text{ }^{\circ}\text{C}$)

Verim (%)	Tunçbilek					Soma				
	PSA (kg/saat)	YSE (kg/saat)	TOPLAM (kg/saat)	Enerji	Ekserji	PSA (kg/saat)	YSE (kg/saat)	TOPLAM (kg/saat)	Enerji	Ekserji
0,5	5076,00	1366,96	6442,96	0,28	0,26	4937,40	1243,79	6181,19	0,26	0,24
0,55	5598,00	1317,50	6915,50	0,30	0,28	5428,80	1195,59	6624,39	0,28	0,26
0,6	6105,60	1268,45	7374,05	0,32	0,30	5922,00	1147,90	7069,90	0,30	0,27
0,65	6616,80	1219,99	7836,79	0,34	0,32	6415,20	1100,82	7516,02	0,32	0,29
0,7	7124,40	1172,38	8296,78	0,36	0,33	6912,00	1054,66	7966,66	0,34	0,31
0,75	7632,00	1125,81	8757,81	0,38	0,35	7405,20	1009,77	8414,97	0,36	0,33
0,8	8136,00	1080,59	9216,59	0,40	0,37	7898,40	971,12	8869,52	0,38	0,35
0,85	8712,00	1038,43	9750,43	0,43	0,39	8391,60	936,40	9328,00	0,40	0,36
0,9	9162,00	1002,59	10164,59	0,44	0,41	8884,80	901,67	9786,47	0,42	0,38
0,95	9669,60	966,75	10636,35	0,46	0,43	9378,00	866,89	10244,89	0,44	0,40
Verim (%)	Beypazarı					Elbistan				
	PSA (kg/saat)	YSE (kg/saat)	TOPLAM (kg/saat)	Enerji	Ekserji	PSA (kg/saat)	YSE (kg/saat)	TOPLAM (kg/saat)	Enerji	Ekserji
0,5	2689,20	1123,49	3812,69	0,22	0,20	4528,80	1159,07	5687,87	0,27	0,24
0,55	2959,20	1104,51	4063,71	0,24	0,21	4978,80	1115,18	6093,98	0,28	0,26
0,6	3229,20	1085,53	4314,73	0,25	0,23	5432,40	1071,79	6504,19	0,30	0,27
0,65	3495,60	1066,54	4562,14	0,27	0,24	5886,00	1029,05	6915,05	0,32	0,29
0,7	3765,60	1047,56	4813,16	0,28	0,25	6339,60	987,25	7326,85	0,34	0,31
0,75	4035,60	1028,55	5064,15	0,30	0,27	6793,20	946,60	7739,80	0,36	0,33
0,8	4305,60	1009,56	5315,16	0,31	0,28	7243,20	914,11	8157,31	0,38	0,34
0,85	4572,00	990,55	5562,55	0,33	0,29	7696,80	882,28	8579,08	0,40	0,36
0,9	4842,00	971,57	5813,57	0,34	0,31	8150,40	850,44	9000,84	0,42	0,38
0,95	5112,00	952,55	6064,55	0,36	0,32	8604,00	818,58	9422,58	0,44	0,40
Verim (%)	Çan					Yatağan				
	PSA (kg/saat)	YSE (kg/saat)	TOPLAM (kg/saat)	Enerji	Ekserji	PSA (kg/saat)	YSE (kg/saat)	TOPLAM (kg/saat)	Enerji	Ekserji
0,5	4618,80	1187,00	5805,80	0,28	0,25	4647,60	1158,71	5806,31	0,27	0,24
0,55	5079,60	1142,02	6221,62	0,30	0,27	5112,00	1113,35	6225,35	0,29	0,26
0,6	5544,00	1097,48	6641,48	0,32	0,29	5544,00	1068,43	6612,43	0,31	0,28
0,65	6004,80	1053,65	7058,45	0,34	0,30	6040,80	1024,18	7064,98	0,33	0,30
0,7	6469,20	1010,76	7479,96	0,36	0,32	6505,20	980,91	7486,11	0,35	0,32
0,75	6930,00	969,75	7899,75	0,38	0,34	6969,60	943,03	7912,63	0,37	0,33
0,8	7390,80	937,47	8328,27	0,40	0,36	7434,00	910,40	8344,40	0,40	0,35
0,85	7855,20	904,99	8760,19	0,42	0,38	7898,40	877,71	8776,11	0,42	0,37
0,9	8316,00	872,51	9188,51	0,44	0,40	8366,40	844,99	9211,39	0,44	0,39
0,95	8776,80	839,93	9616,73	0,47	0,42	8830,80	812,21	9643,01	0,46	0,41

Çizelge 5.15'te gösterildiği gibi PSA ünitesinin verimi %50 olması durumunda Tunçbilek kömüründen üretilebilecek hidrojen miktarı PSA ve yüksek sıcaklık elektrolizörü için sırasıyla 5076 kg/saat ve 1366,956 kg/saat olarak ölçülmüştür. PSA ünitesinin veriminin %95 olması durumunda, Tunçbilek kömüründen üretilebilecek hidrojen miktarı PSA ve yüksek sıcaklık elektrolizörü için sırasıyla 9669,6 kg/saat ve 966,744 kg/saat olmuştur. PSA ünitesinin verimi % 50'den %95'e çıkarılırken PSA ünitesinden üretilebilecek hidrojen miktarı yaklaşık olarak % 90 civarında artarken

yüksek sıcaklık elektrolizöründen üretilen hidrojen miktarı ise yaklaşık olarak %29 civarında azalmıştır. PSA ünitesinin veriminin artırılması ile toplam üretilen hidrojen miktarı da artma eğilimindedir. Burada Tunçbilek kömürünü üretim potansiyeli açısından Soma kömürü takip etmektedir.

PSA ünitesinin yüzde %50 verim ile çalıştığı düşünüldüğünde Soma kömüründen üretililecek hidrojen miktarı PSA ünitesi için 4937,4 kg/saat iken yüksek sıcaklık elektrolizörü için 1243,80 kg/saat olarak belirlenmiştir. PSA ünitesinin veriminin %95 olması durumunda Soma kömüründen üretililecek hidrojen miktarı ise PSA ünitesi için 9378 kg/saat, yüksek sıcaklık elektrolizörü için ise 866,88 kg/saat olarak ölçülmüştür.

PSA ünitesinin veriminin artmasına bağlı olarak genel sistemin enerji ve ekserji verimlilikleri de artmıştır. En fazla hidrojen üretimi yapılan Tunçbilek kömürünün kullanıldığı sistemin enerji ve ekserji verimlilikleri %26 ila %47 arasında değişmektedir. Sistemin genel enerji verimi, PSA ünitesinin veriminin %50 olması durumunda %28 civarında iken PSA ünitesinin veriminin %95'e çıkması durumunda %47 civarlarındadır. Sistemin genel ekserji verimi ise PSA ünitesinin veriminin %50 olması durumunda %26 civarında iken PSA ünitesinin veriminin %95 olması durumunda yaklaşık olarak %44 civarına çıkmaktadır. Diğer kömür türlerine bakıldığı zaman PSA ünitesinin veriminin %50 olması durumunda enerji verimlilikleri yaklaşık olarak %22 ila %28 arasında değişirken PSA ünitesinin veriminin %95 olması durumunda ise enerji verimlilikleri yaklaşık olarak %36 ila %47 arasında değişmektedir. Aynı durumlar için ekserji verimlilikleri ise PSA ünitesinin veriminin %50 olması durumunda yaklaşık olarak %20 ila %26 arasında değişirken PSA ünitesinin veriminin %95 olması durumunda ise ekserji verimlilikleri yaklaşık olarak %32 ila %44 arasında değişmektedir.

Çizelge 5.16'da yanma odası sıcaklığının 1500°C olması durumuna göre PSA ünitesinin verim değişiminin üretilen hidrojen miktarına ve sistem verimliliklerine etkisi gösterilmiştir. PSA ünitesinin verimliliği %50 ile %95 arasında değiştirilmiş

buna bağılı olarak PSA ünitesinden, yüksek sıcaklık elektrolizöründen ve toplamda üretilebilecek hidrojen miktarları farklı kömür türleri için analiz edilmiştir.

Çizelge 5.16. PSA veriminin sistemin hidrojen üretimine ve sistem verimliliklerine etkisi ($T_{yanma}=1500^{\circ}\text{C}$)

Verim (%)	Tunçbilek					Soma				
	PSA (kg/saat)	YSE (kg/saat)	TOPLAM (kg/saat)	Enerji	Ekserji	PSA (kg/saat)	YSE (kg/saat)	TOPLAM (kg/saat)	Enerji	Ekserji
0,5	5076,00	2129,25	7205,25	0,31	0,29	4937,40	1985,18	6922,58	0,30	0,27
0,55	5598,00	2069,12	7667,12	0,33	0,31	5428,80	1926,64	7355,44	0,32	0,29
0,6	6105,60	2009,54	8115,14	0,35	0,33	5922,00	1868,74	7790,74	0,33	0,30
0,65	6616,80	1950,82	8567,62	0,37	0,35	6415,20	1811,73	8226,93	0,35	0,32
0,7	7124,40	1893,22	9017,62	0,39	0,36	6912,00	1756,05	8668,05	0,37	0,34
0,75	7632,00	1837,07	9469,07	0,41	0,38	7405,20	1702,05	9107,25	0,39	0,35
0,8	8136,00	1782,65	9918,65	0,43	0,40	7898,40	1654,74	9553,14	0,41	0,37
0,85	8712,00	1731,57	10443,57	0,46	0,42	8391,60	1611,29	10002,89	0,43	0,39
0,9	9162,00	1686,73	10848,73	0,47	0,44	8884,80	1567,81	10452,61	0,45	0,41
0,95	9669,60	1641,90	11311,50	0,49	0,46	9378,00	1524,30	10902,30	0,47	0,43
Verim (%)	Beypazarı					Elbistan				
	PSA (kg/saat)	YSE (kg/saat)	TOPLAM (kg/saat)	Enerji	Ekserji	PSA (kg/saat)	YSE (kg/saat)	TOPLAM (kg/saat)	Enerji	Ekserji
0,5	2689,20	1765,66	4454,86	0,26	0,23	4528,80	1865,94	6394,74	0,30	0,27
0,55	2959,20	1741,87	4701,07	0,28	0,25	4978,80	1812,68	6791,48	0,32	0,29
0,6	3229,20	1718,14	4947,34	0,29	0,26	5432,40	1760,03	7192,43	0,34	0,30
0,65	3495,60	1694,42	5190,02	0,31	0,27	5886,00	1708,36	7594,36	0,36	0,32
0,7	3765,60	1670,66	5436,26	0,32	0,29	6339,60	1658,01	7997,61	0,37	0,34
0,75	4035,60	1646,90	5682,50	0,34	0,30	6793,20	1609,25	8402,45	0,39	0,35
0,8	4305,60	1623,14	5928,74	0,35	0,31	7243,20	1568,84	8812,04	0,41	0,37
0,85	4572,00	1599,38	6171,38	0,37	0,33	7696,80	1529,01	9225,81	0,43	0,39
0,9	4842,00	1575,56	6417,56	0,38	0,34	8150,40	1489,13	9639,53	0,45	0,41
0,95	5112,00	1551,77	6663,77	0,39	0,35	8604,00	1449,25	10053,25	0,47	0,42
Verim (%)	Çan					Yatağan				
	PSA (kg/saat)	YSE (kg/saat)	TOPLAM (kg/saat)	Enerji	Ekserji	PSA (kg/saat)	YSE (kg/saat)	TOPLAM (kg/saat)	Enerji	Ekserji
0,5	4618,80	1865,87	6484,67	0,31	0,28	4647,60	1845,78	6493,38	0,31	0,27
0,55	5079,60	1811,25	6890,85	0,33	0,30	5112,00	1790,62	6902,62	0,33	0,29
0,6	5544,00	1757,27	7301,27	0,35	0,31	5544,00	1736,18	7280,18	0,34	0,31
0,65	6004,80	1704,24	7709,04	0,37	0,33	6040,80	1682,71	7723,51	0,37	0,33
0,7	6469,20	1652,54	8121,74	0,39	0,35	6505,20	1630,65	8135,85	0,39	0,34
0,75	6930,00	1603,40	8533,40	0,41	0,37	6969,60	1584,55	8554,15	0,41	0,36
0,8	7390,80	1562,90	8953,70	0,43	0,39	7434,00	1543,66	8977,66	0,43	0,38
0,85	7855,20	1522,25	9377,45	0,45	0,41	7898,40	1502,75	9401,15	0,45	0,40
0,9	8316,00	1481,54	9797,54	0,47	0,42	8366,40	1461,80	9828,20	0,47	0,42
0,95	8776,80	1440,86	10217,66	0,49	0,44	8830,80	1420,83	10251,63	0,49	0,43

Farklı kömür türlerine göre yapılan analiz sonucunda PSA ünitesinin verimi artmasına bağılı olarak PSA ünitesinden üretilebilecek hidrojen miktarı da arttırmıştır. PSA ünitesinden elde edilen hidrojen miktarı artarken ise buna karşılık olarak yüksek sıcaklık elektrolizöründen üretilebilecek hidrojen miktarı azalmıştır. PSA ünitesinin

verimlilik değerlerinin artması neticesinde toplam üretilebilecek hidrojen miktarı artmaktadır.

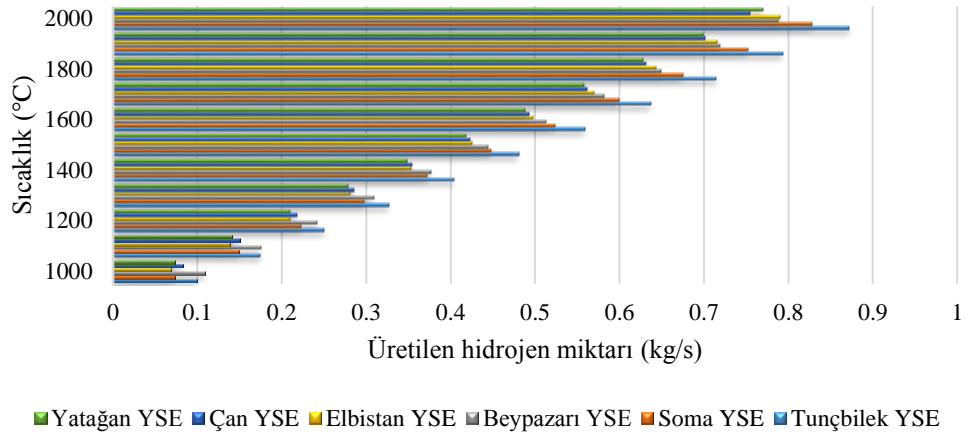
PSA ünitesinin verimi %50 olması durumunda Tunçbilek kömüründen üretilebilecek hidrojen miktarı PSA ve yüksek sıcaklık elektrolizörü için sırasıyla 5076 kg/saat ve 2129,25 kg/saat olarak ölçülmüştür. PSA ünitesinin veriminin %95 olması durumunda ise Tunçbilek kömüründen üretilebilecek hidrojen miktarı PSA ve yüksek sıcaklık elektrolizörü için sırasıyla 9669,60 kg/saat ve 1641,88 kg/saat olmuştur. PSA ünitesinin verimi %50'den %95'e çıkarılırken PSA ünitesinden üretilebilecek hidrojen miktarı yaklaşık olarak %90 civarında artmıştır. Aynı durum için yüksek sıcaklık elektrolizöründen üretilen hidrojen miktarı ise yaklaşık olarak %22 civarında azalmıştır. PSA ünitesinin veriminin artırılması ile toplam üretilen hidrojen miktarı da artma eğilimindedir. Burada Tunçbilek kömürünü üretim potansiyeli açısından Soma kömürü takip etmektedir. PSA ünitesinin yüzde %50 verim ile çalıştığı düşünüldüğünde Soma kömüründen üretilebilecek hidrojen miktarı PSA ünitesi için 4937,40 kg/saat iken yüksek sıcaklık elektrolizörü için 1985,18 kg/saat olarak belirlenmiştir. PSA ünitesinin veriminin %95 olması durumunda Soma kömüründen üretilebilecek hidrojen miktarı ise PSA ünitesi için 9378 kg/saat, yüksek sıcaklık elektrolizörü için ise 1524,31 kg/saat olarak ölçülmüştür. PSA ünitesinin verimi %50 ile %95 arasında değiştirilmiştir. Ayrıca yanma odasının sıcaklığı 1500°C sabit olarak kabul edilmiştir. PSA ünitesinin veriminin artmasına bağlı olarak genel sistemin enerji ve ekserji verimlilikleri de artmıştır. En fazla hidrojen üretimi yapılan Tunçbilek kömürünün kullanıldığı sistemin enerji ve ekserji verimlilikleri %29 ila %50 arasında değişmektedir. Sistemin genel enerji verimi, PSA ünitesinin veriminin %50 olması durumunda %32 civarında iken PSA ünitesinin veriminin %95'e çıkması durumunda %50 civarlarındadır. Sistemin genel ekserji verimi ise PSA ünitesinin veriminin %50 olması durumunda %29 civarında iken PSA ünitesinin veriminin %95 olması durumunda yaklaşık olarak %46 civarına çıkmaktadır. Diğer kömür türlerine bakıldığı zaman PSA ünitesinin veriminin %50 olması durumunda enerji verimlilikleri yaklaşık olarak %26 ila %32 arasında değişirken PSA ünitesinin veriminin %95 olması durumunda ise enerji verimlilikleri yaklaşık olarak %39 ila %50 arasında değişmektedir. Aynı durumlar için ekserji verimlilikleri ise PSA ünitesinin veriminin

%50 olması durumunda yaklaşık olarak %23 ila %29 arasında değişirken PSA ünitesinin veriminin %95 olması durumunda ise ekserji verimlilikleri yaklaşık olarak %35 ila %46 arasında değişmektedir. PSA ünitesinin sıcaklık değişiminin üretilecek olan hidrojen miktarına doğrudan etkisinden dolayı sistemin genel verimliliklerini de doğrudan etkilediği görülmüştür. Ayrıca yanma odasının sıcaklığının değişimi de üretilecek hidrojen miktarına önemli oranda etki etmiştir. Yanma odası sıcaklığının PSA veriminin %85 olması durumunda sistemin genel verimliliklerine etkisi Çizelge 5.17’te gösterilmiştir.

Çizelge 5.17. Yanma odası sıcaklığının sistem verimine etkisi

Sıcaklık	Tuncbilek		Soma		Beypazarı		Elbistan		Çan		Yatağan	
	Enerji	Ekserji	Enerji	Ekserji	Enerji	Ekserji	Enerji	Ekserji	Enerji	Ekserji	Enerji	Ekserji
1000	0,40064	0,37095	0,37752	0,34157	0,29776	0,26622	0,37587	0,33842	0,39838	0,35683	0,39187	0,35036
1100	0,41087	0,38040	0,38949	0,35238	0,31208	0,27898	0,38790	0,34923	0,41020	0,36740	0,40362	0,36085
1200	0,42294	0,39156	0,40174	0,36344	0,32655	0,29187	0,40002	0,36012	0,42211	0,37805	0,41547	0,371421
1300	0,43510	0,40280	0,41343	0,37400	0,34107	0,30480	0,41223	0,37108	0,43411	0,38877	0,42739	0,38205
1400	0,44733	0,41410	0,42520	0,38463	0,35567	0,31781	0,42450	0,38211	0,44617	0,39955	0,43939	0,39276
1500	0,45962	0,42546	0,43702	0,39530	0,37033	0,33088	0,43684	0,39319	0,45829	0,41038	0,45143	0,40351
1600	0,47197	0,43687	0,44889	0,40602	0,38505	0,34399	0,44922	0,40432	0,47047	0,42127	0,46354	0,41430
1700	0,48436	0,44832	0,46081	0,41678	0,39983	0,35716	0,46165	0,41549	0,48268	0,43219	0,47569	0,42515
1800	0,49680	0,45981	0,47276	0,42758	0,41465	0,37036	0,47413	0,42669	0,49495	0,44315	0,48787	0,43602
1900	0,50927	0,47135	0,48476	0,43841	0,42951	0,38361	0,48664	0,43793	0,50724	0,45414	0,50010	0,44693
2000	0,52179	0,48291	0,49679	0,44927	0,44441	0,39688	0,49919	0,44921	0,51669	0,46259	0,51236	0,45787

Yanma odasının sıcaklığı arttıkça üretilebilecek olan güç miktarı da artmaktadır. Artan güç miktarına bağlı olarak yüksek sıcaklık elektrolizöründen üretilebilecek hidrojen miktarı da artmaktadır. Hidrojen miktarının doğrudan artması neticesinde genel sistemin enerji ve ekserji verimlilikleri de artmaktadır. Yanma odasının sıcaklığına bağlı olarak yüksek sıcaklık buhar elektrolizöründen üretilebilecek hidrojen miktarı farklı kömür türleri için Şekil 5.18’de gösterilmiştir.



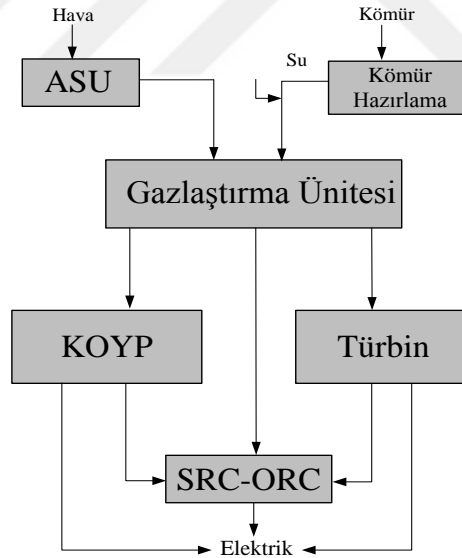
Şekil 5.18. Yanma odası sıcaklığına göre YSE hidrojen üretim miktarı

Şekil 5.18’de görüldüğü gibi yanma odasının sıcaklığı arttıkça yüksek sıcaklık elektrolizöründen üretilebilecek hidrojen miktarı da artmaktadır. Burada PSA ünitesinin verimi %85 olarak kabul edilmiş ve sonuçlar bu kabule göre değerlendirilmiştir. Yüksek sıcaklık elektrolizöründen üretilen hidrojen miktarı Tunçbilek kömürü referans olarak alındığında 1000°C için 0,098 kg/s olarak ölçülürken yanma odasının sıcaklığının 2000°C olması durumunda üretilebilecek hidrojen miktarı 0,872 kg/s olarak ölçülmüştür. Sonuç olarak sistemin genel verimliliklerinin artması yüksek sıcaklık elektrolizöründen üretilebilecek hidrojen miktarına bağlı olarak artmaktadır.

5.3. Sistem 3

Kömür gazlaştırma tabanlı tasarlanan diğer bir sistemde ise tamamen güç üretimi üzerinde durulmuş ve tasarlanan sistemin analizleri buna göre yapılmıştır. Kömürün gazlaştırılmasından sonra elde edilen sentez gazı, gaz soğutma ünitesinde belirli bir sıcaklığa kadar soğutulmuş ve içerisindeki zararlı gazlar ile birlikte cürufun ayrılması sağlanmıştır. Sonrasında sentez gazı güç üretim ünitesine gönderilmiş ve elektrik üretilmiştir. Önceki sistemlerden farklı olarak tasarlanan üçüncü sistemde sadece elektrik üretimi planlanmıştır. Tasarlanan kömür gazlaştırma tabanlı sistemde sentez gazından daha fazla güç üretebilmek için sisteme katı oksit yakıt pili (KOYP) eklenmiştir. Ayrıca sistemde bulunan SRC ve ORC ile sistemden çıkan atık gaz kullanılarak elektrik üretiminin artırılması hedeflenmiştir.

Birinci ve ikinci sistemde bulunan WGS reaktörleri ve PSA ile hidrojen üretim üniteleri tasarlanan üçüncü sistemde yer almamaktadır. Ayrıca, birinci sistemde bulunan sentetik yakıt üretim ünitesi ve ikinci sistemde yer alan yüksek sıcaklık elektroliz ünitesi de tasarlanan üçüncü sistemde bulunmamaktadır. Tasarlanan üçüncü sistemde, birinci ve ikinci sistemde kullanılan ve verimlilik bakımından en yüksek değerler elde edilen Tunçbilek kömürü kullanılmıştır. Birinci ve ikinci sistemde kullanılan ASU, çok kademeli hava kompresörü, gazlaştırıcı reaktörü, sentez gazı soğutucuları HCl ve NH_3 bileşikleri ayırıcıları, asitli gaz ayırma ünitesi, yanma odası ve gaz türbini üçüncü sistemde de kullanılmıştır. Tasarlanan üçüncü sistemin elemanları çoğunlukla Aspen Plus ve EES programının yardımıyla modellenmiştir. Sadece elektrik üretiminin yapılması için tasarlanan üçüncü sistemde katı oksit yakıt pili, yüksek sıcaklıklarda çalışan bir sistem olduğu için ve tasarlanan sistemlerinde yüksek sıcaklıklarda çalışmasından dolayı tercih edilmiştir. Tasarlanan üçüncü sistemin genel gösterimi Şekil 5.19'da gösterilmiştir.



Şekil 5.19. Tasarlanan üçüncü sistemin ana gösterimi

Tasarlanan üçüncü sistemde birinci ve ikinci sistemde kabul edilen parametrik sabitler kullanılmıştır. Bu parametrelere ek olarak katı oksit yakıt piline ait parametrik değişkenler Çizelge 5.18'te verilmiştir.

Çizelge 5.18. KOYP çalışma parametreleri

KOYP parametreleri	Değerler	Ref.
Çalışma basıncı (bar)	20	(Chen ve ark., 2015)
Çalışma sıcaklığı (°C)	900	(Ozcan and Dincer, 2015)
DC/AC dönüştürücü verimliliği (%)	95	(Kuchonthara ve ark., 2005)
Yakıt faydalanma faktörü	0.9	(Fernandes ve ark., 2015)

Sistemin termodinamik analizi yapılırken bazı kabullerde bulunulmuştur.

- Sistem bileşenleri sabit ve homojen bir rejimde olduğu kabul edilmiştir.
- Borularda basınç düşüşleri ihmal edilmiştir.
- Tüm sistem bileşenlerinin adyabatik olduğu kabul edilmiştir.
- Sistem elemanlarındaki akışkan akısındaki kinetik ve potansiyel enerji değişimlerinin etkileri ihmal edilmiştir.
- Sistemin çalışma şartlarında referans sıcaklık 25°C ve referans basınçta 1 bar olarak kabul edilmiştir.

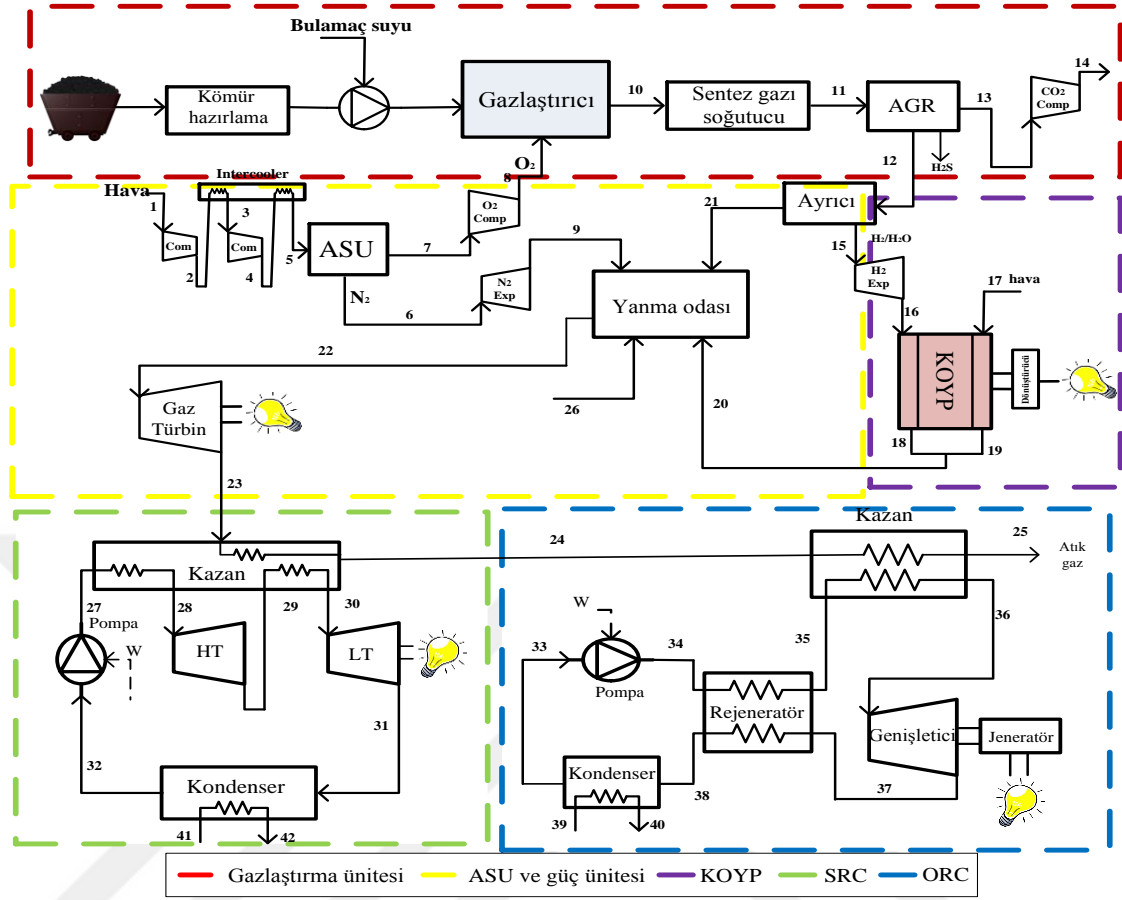
Tasarlanan sistemin genel enerji ve ekserji verimliliklerinin hesaplanması için daha önce verilen eşitlik (4.8) ve (4.26) sisteme göre düzenlendiğinde eşitlik (5.7) ve (5.8) elde edilir.

$$\eta = \frac{\dot{W}_{net}}{\dot{m}_{kömür} \times AID_{kömür}} \quad (5.5)$$

$$\psi = \frac{\dot{W}_{net}}{\dot{m}_{kömür} \times ex_{kömür}} \quad (5.6)$$

Denklemlerde bulunan \dot{W}_{net} sistemde üretilen elektriksel enerji miktarını göstermektedir.

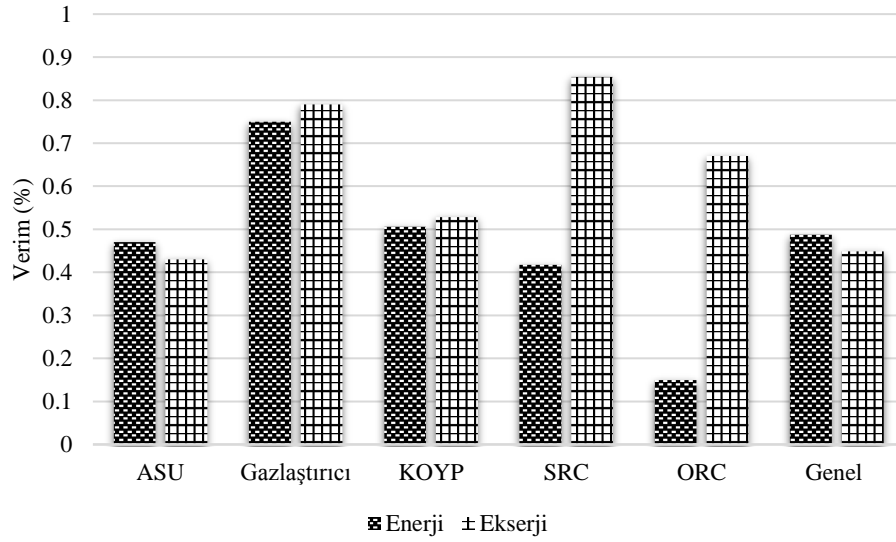
Şekil 5.20’de tasarlanan üçüncü sistemin detaylı hali bulunmaktadır. Tasarlanan sistemde gazlaştırıcı reaktörüne yakıt harici oksidant olarak yüklenen oksijen miktarı kömürün içeriğinde yer alan karbon oranına göre gönderilmiştir.



Şekil 5.20. Kömür tabanlı üçüncü çoklu sistemin genel görünümü

Birinci ve ikinci sistemden farklı olarak üçüncü sistemde tek kömür türü kullanılmış ve enerji ve ekserji verimlilikleri hesaplanmıştır. Tasarlanan üçüncü sistemde sistem verimliliklerine ek olarak sistemde bulunan elemanların enerji ve ekserji verimlilikleri gösterilmiştir. Daha sonra diğer sistemlerden farklı olarak üçüncü sistemin içerisinde bulunan katı oksit yakıt pilinin sisteme etkisi parametrik olarak incelenmiştir. Yapılan analiz sonuçlarına göre sistemde en fazla elektrik tüketimi, birinci ve ikinci sistemde olduğu gibi, ASU ve çok kademeli hava kompresöründe meydana gelmiştir.

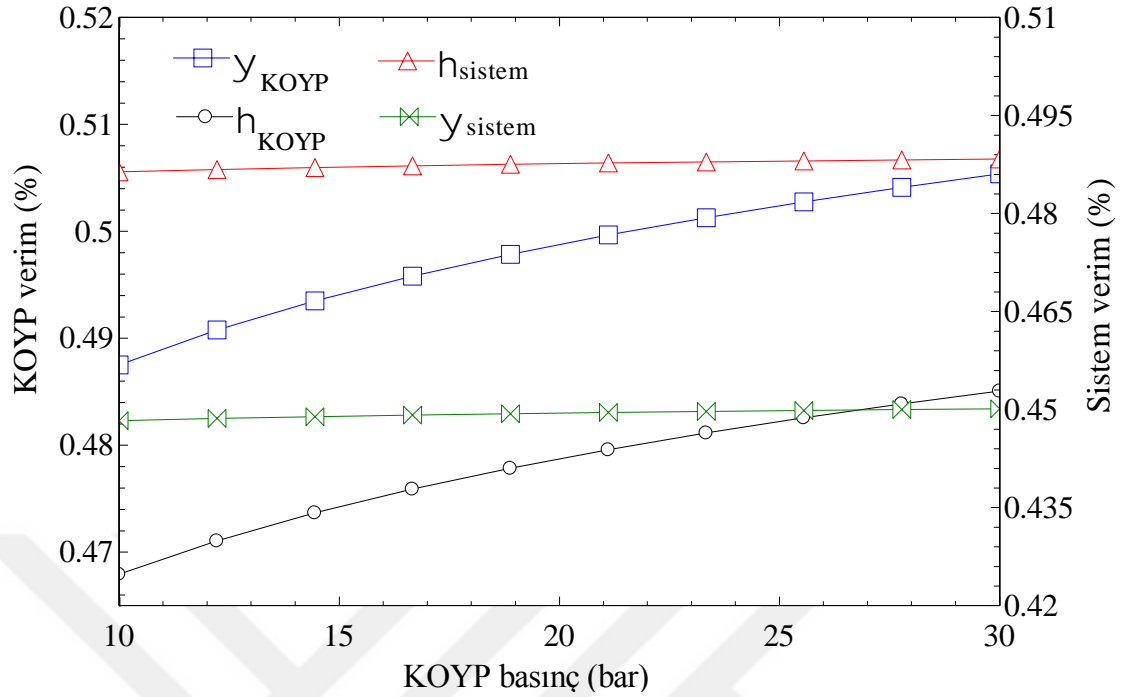
Şekil 5.21’te sistemde bulunan elemanların enerji ve ekserji verimliliklerinin değişimi gösterilmiştir. Enerji verimliliği bakımından sistem elemanları incelendiğinde en düşük enerji verimine sahip sistem bileşeni ORC olarak görülmektedir.



Şekil 5.21. Sistem elemanlarının verimlilikleri

ORC enerji verimi yaklaşık %14 civarındadır. Enerji verimliliği bakımından organik Rankine çevrimini SRC ve ASU takip etmektedir. Sistem elemanlarının arasında en fazla verime sahip olan sistem bileşeni ise gazlaştırıcı ünitesi olarak dikkat çekmektedir. Tasarlanan diğer sistemlerden farklı olarak üçüncü sistemde yer alan katı oksit yakıt pilinin enerji verimi ise yaklaşık olarak %51 civarındadır. Sistem elemanları ekserji verimliliği bakımından incelendiğinde en düşük ekserji verimine sahip olan sistem elemanının ASU olduğu görülmektedir. Diğer taraftan en yüksek ekserji verimine sahip sistem elemanının ise SRC olduğu ve bunu da gazlaştırıcı ünitesinin takip ettiği görülmektedir. KOYP'nin ekserji verimliliği ise %53 civarında belirlenmiştir. Sistemin genel enerji ve ekserji verimlilikleri ise yaklaşık olarak sırasıyla %49 ve %45 olarak belirlenmiştir.

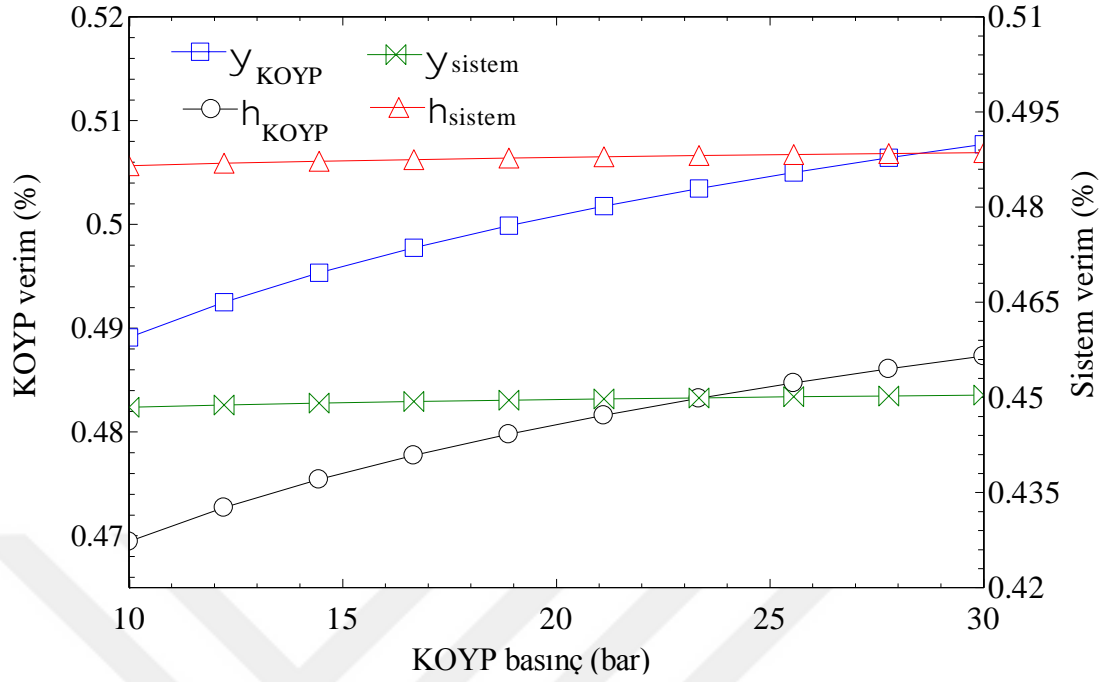
Tasarlanan üçüncü sistemin önemli bir bileşeni olan katı oksit yakıt pili parametrik olarak incelenmiştir. Şekil 5.22'de KOYP'nin basınç değişiminin KOYP ve sistem verimine etkisi gösterilmiştir. Burada KOYP'nin sıcaklığı 900°C sabit olarak kabul edilmiş ve analizler bu şartlara göre gerçekleştirilmiştir.



Şekil 5.22. KOYP basıncı değişiminin verime etkisi ($T_{KOYP}=900^{\circ}C$)

KOYP'nin basıncı arttırıldıkça yakıt pilinin enerji ve ekserji verimliliklerinin arttığı görülmüştür. Yakıt pilinin çalışma basıncının 10 bar olması durumunda yakıt pilinin enerji verimi yaklaşık olarak %49 civarında iken aynı şartlarda yakıt pilinin ekserji verimliliği ise yaklaşık olarak %51 olarak belirlenmiştir. Yakıt pili çalışma basıncının 30 bar olması durumunda ise yakıt pilinin enerji verimi yaklaşık olarak %51 olarak belirlenmişken aynı durum için yakıt pilinin ekserji verimliliği ise yaklaşık olarak %53 civarlarındadır. Yakıt pilinin çalışma basıncının artması neticesinde tasarlanan sistemin genel enerji ve ekserji verimliliği ise neredeyse hiç değişmemiştir.

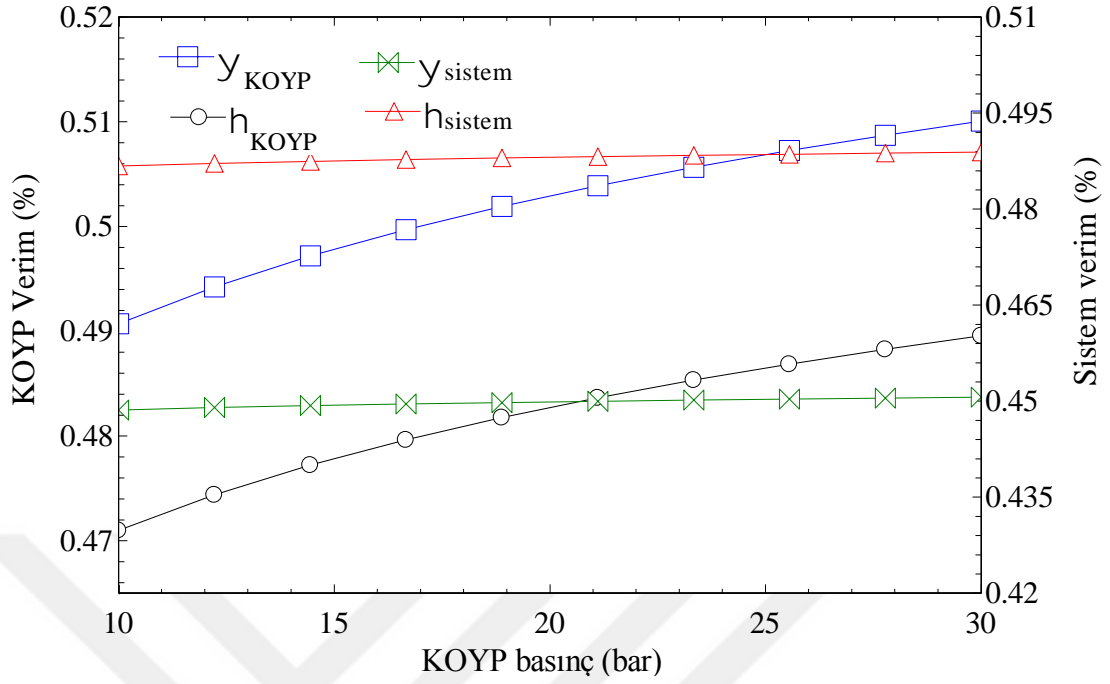
Şekil 5.23'de $950^{\circ}C$ için KOYP'nin basıncı değişiminin KOYP ve sistem verimine etkisi gösterilmiştir.



Şekil 5.23. KOYP basıncı değişiminin verime etkisi ($T_{KOYP}=950^{\circ}C$)

KOYP'nin basıncı arttırıldıkça yakıt pilinin enerji ve ekserji verimliliklerinin arttığı görülmüştür. Sistemin genel verimliliğinin ise yakıt pilinin basıncının artması ile fazla değişmediği görülmüştür.

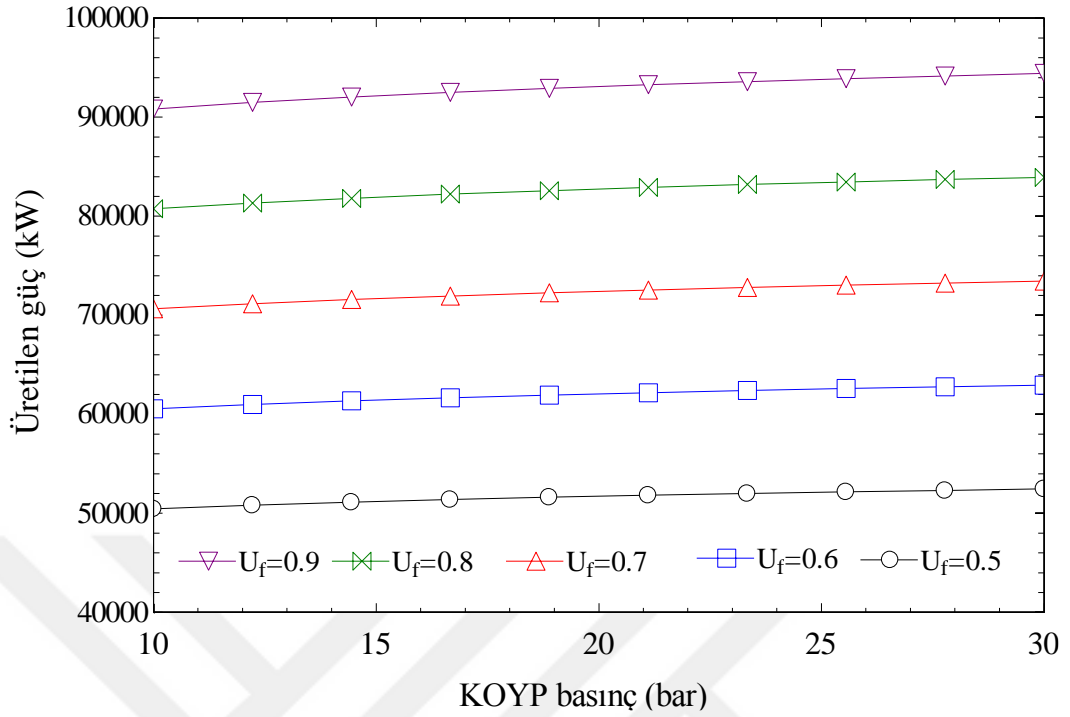
Şekil 5.24'de KOYP'nin basıncı değişiminin KOYP ve sistem verimine etkisi gösterilmiştir. Burada KOYP'nin sıcaklığı $1000^{\circ}C$ sabit olarak kabul edilmiş ve sonuçlar bu parametreye göre değerlendirilmiştir.



Şekil 5.24. KOYP basınç değişiminin verime etkisi ($T_{KOYP}=1000^{\circ}C$)

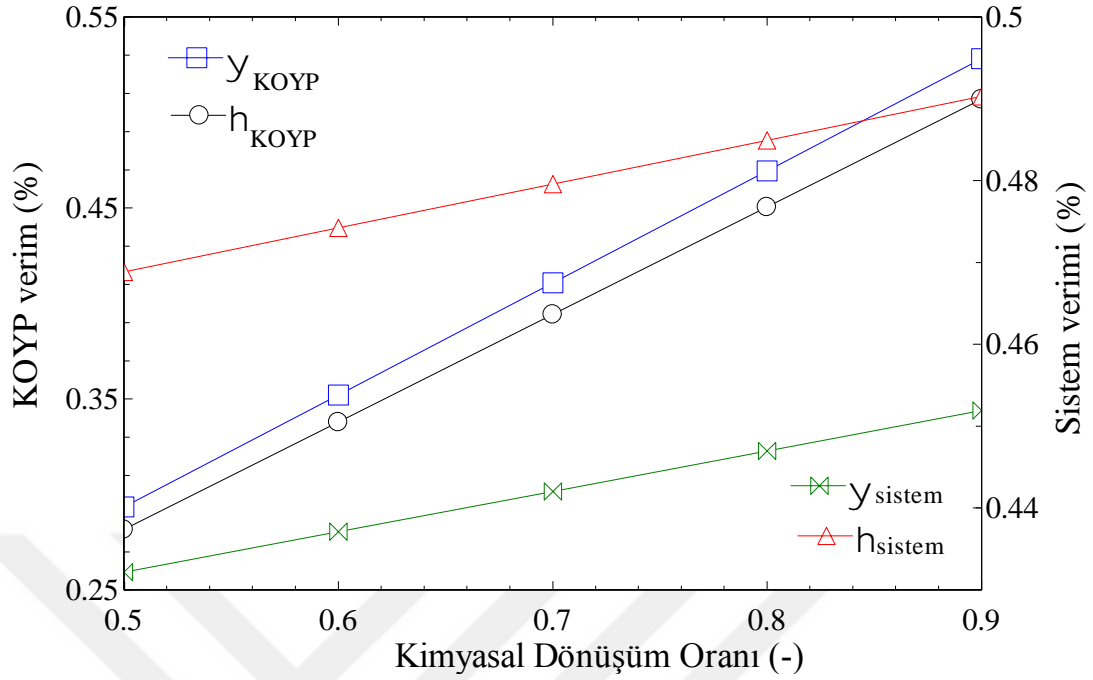
KOYP'nin basıncı arttırıldıkça yakıt pilinin enerji ve ekserji verimliliklerinin arttığı görülmüştür. Yakıt pilinin çalışma basıncının 10 bar olması durumunda yakıt pilinin enerji verimi yaklaşık olarak %47 civarında iken aynı şartlarda yakıt pilinin ekserji verimliliği ise yaklaşık olarak %49 olarak belirlenmiştir. Yakıt pili çalışma basıncının 30 bar olması durumunda ise yakıt pilinin enerji verimi yaklaşık olarak %49 olarak ölçülürken aynı durum için yakıt pilinin ekserji verimliliği ise yaklaşık olarak %51 olarak ölçülmüştür. Yakıt pilinin basıncını arttırmanın sistemin genel verimliliğine önemli bir oranda etki etmediği görülmüştür.

KOYP'nin diğer bir önemli parametresi olan kimyasal dönüşüm oranı (utilization factor) farklı değerleri için üretilebilecek gücün KOYP basıncına göre değişimi Şekil 5.25'de gösterilmiştir. Burada yakıt pilinin çalışma sıcaklığı $900^{\circ}C$ olarak sabit tutulmuştur.



Şekil 5.25. KOYP basıncının kimyasal dönüşüm oranına göre üreteceği gücün değişimi

KOYP basıncı 10 bar ile 30 bar arasında değiştirilmesi durumunda yakıt pilinin kimyasal dönüşüm oranına bağlı olarak basıncın artması ile üretilebilecek güç miktarı da azda olsa artmaktadır. Yakıt pilinin kimyasal dönüşüm oranının 0,9 olması durumunda yakıt pilinden üretilebilecek güç miktarı en fazla olmaktadır. Kimyasal dönüşüm oranının 0,5 olması durumunda ise üretilebilecek güç miktarının azaldığı görülmektedir. Sabit KOYP basıncında kimyasal dönüşüm oranının artmasıyla üretilen güç artmaktadır. Kimyasal dönüşüm oranının %80 artırılması durumunda üretilen güç miktarı da yaklaşık olarak %80 oranında artmaktadır. Değişen basınca karşılık, sabit kimyasal dönüşüm oranının en fazla güç artışı yaklaşık olarak %4,4 ile 0,9 kimyasal dönüşüm oranında olmaktadır. Kimyasal dönüşüm oranının katı oksit yakıt pilinin enerji ve ekserji verimine ve sistemin genel verimliliklerine etkisi Şekil 5.26'da gösterilmiştir.

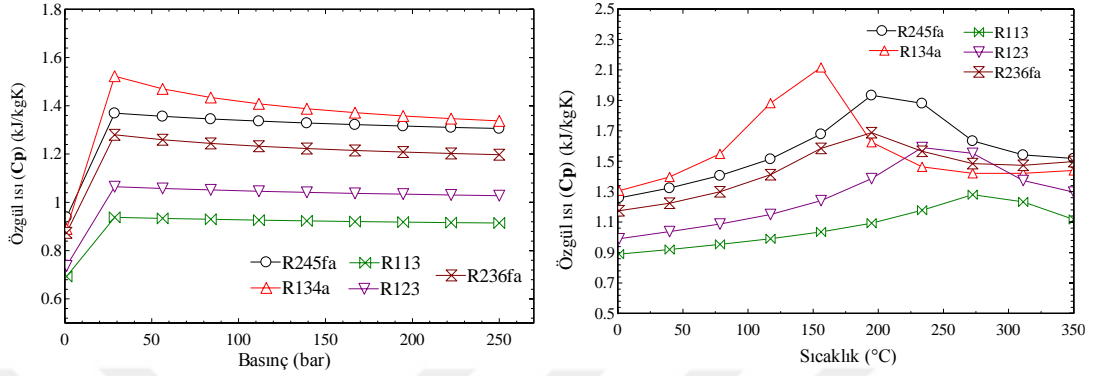


Şekil 5.26. KOYP yararlanma faktörünün verimliliklere etkisi

Katı oksit yakıt pilinin çalışma sıcaklığı 900°C ve basıncının 20 bar olarak sabit tutulmuştur. Yakıt pilinin yararlanma faktörü 0,5 ile 0,9 arasında değiştirilmiştir. Yakıt pilinin yararlanma faktörünün artması ile katı oksit yakıt pilinin enerji ve ekserji verimi yaklaşık olarak aynı oranda artmıştır. Yararlanma faktörünün 0,5 olması durumunda yakıt pilinin enerji ve ekserji verimlilikleri sırasıyla yaklaşık olarak %28 ila %30 civarında bulunurken yararlanma faktörünün 0,9 olması durumunda yakıt pilinin enerji ve ekserji verimlilikleri sırasıyla yaklaşık olarak %50 ila %52 civarında olmaktadır. Tasarlanan sistemin genel verimlilikleri de yakıt yararlanma faktörünün artması ile artış göstermiştir. Yararlanma faktörünün artması 0,5 ile 0,9 arasında değişmesi ile genel sistemin enerji verimliliği %46 ile %49 arasında değişirken ekserji verimliliği ise %43 ile %45 arasında değişim göstermektedir.

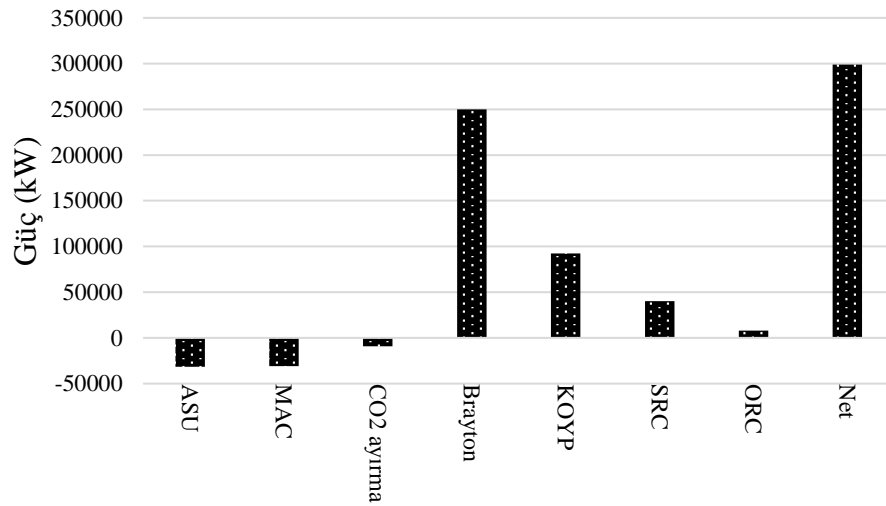
Tasarlanan bütün sistemlerde bulunan Rankine çevrimleri sistemlerden ekstra güç üretebilmek ve sıcak atık gazlardan yararlanabilmek için tasarlanan sistemlerin önemli bileşenleridir. Buharlı Rankine çevrime göre daha düşük sıcaklıklarda çalışan organik Rankine çevrimleri farklı organik gazlar kullanması bu bileşenin ayrıca incelenmesini gerektirmektedir. Bir maddenin birim kütesinin sıcaklığını bir derece arttırmak için

gerekli olan enerji olan özgül ısının basınca ve sıcaklığa göre değişimini farklı organik akışkan türleri için gösterimi Şekil 5.27’de gösterilmiştir.



Şekil 5.27. Farklı sıcaklıklarda ve basınçlarda kullanılacak akışkanların özgül ısılarının değişimi

Şekil 5.27’de organik Rankine çevriminde kullanılacak akışkanların özgül ısılarının değişimlerinin karşılaştırılması görselleştirilmiştir. R134a ve R245fa diğer akışkanlara karşı üstün durumdadır. Fakat çalışma sıcaklığı 200°C ile 350°C arasında incelendiğinde tasarlanan sistemlere R245fa akışkanının daha uygun olduğu görülmüştür. Sistemde genel güç ifadesi Şekil 5.28’de verilmiştir.



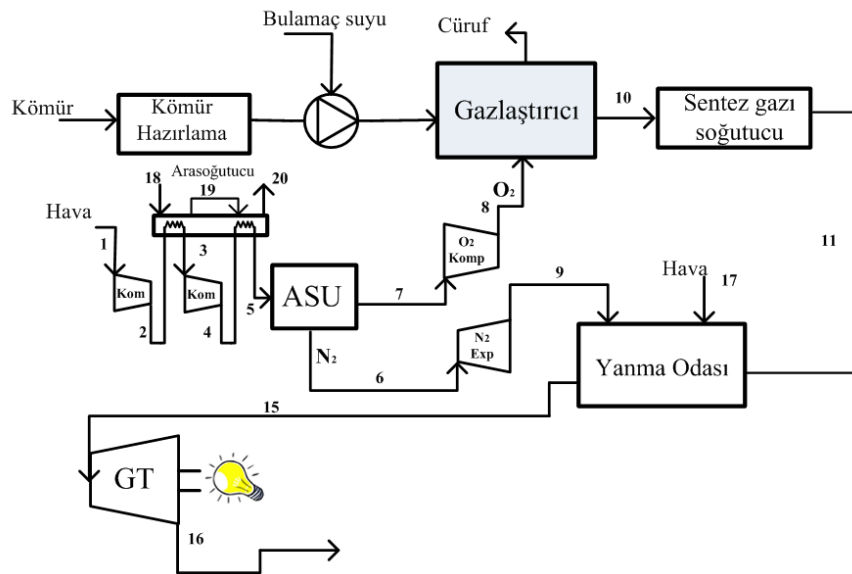
Şekil 5.28. Sistemin genel güç dağılımı

Tasarlanan üçüncü sistemde üretilen ve tüketilen enerji miktarları Şekil 5.28’de gösterilmiştir. Genel sistem düşünüldüğünde en fazla güç tüketiminin hava ayırma

ünitesinde ve çok kademeli hava kompresöründe meydana geldiği görülmektedir. Sistemin ana güç üreticisinin gaz türbininin olduğu görülmektedir. Genel sistem içerisinde yer alan yardımcı güç elemanlarından katı oksit yakıt pili gaz türbinden sonra en fazla güç üreten ikinci sistem olarak dikkat çekmektedir.

5.4. Eksergoekonomik yaklaşım

Eksergoekonomik analiz ile ilgili olarak detaylı bilgiler ve formüller Bölüm 4.3'te açıklanmıştır. Tez kapsamında tasarlanan tüm sistemlerin temelini oluşturan kömür gazlaştırma ünitesi ve bunu destekleyen ünitelerin eksergoekonomik analizi yapılmıştır. Ekonomik analiz yapılan sistem, kömür gazlaştırma ünitesi, hava ayrıştırma ünitesi, çok kademeli kompresör, oksijen kompresörü, gazlaştırıcı reaktörü, sentez gaz soğutucu üniteleri, yanma odası ve gaz türbininden oluşmaktadır. Şekil 5.29'da eksergoekonomik analizin yapıldığı sistemin genel hali görülmektedir.




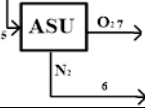
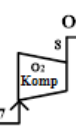
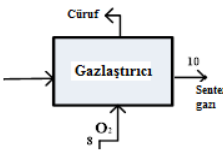
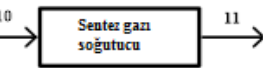
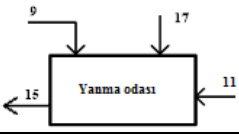
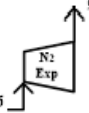
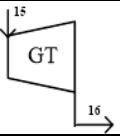


Şekil 5.29. Entegre kömür gazlaştırma sistemi

Tasarlanan sistemlerin ana kısmı olan entegre kömür gazlaştırma sisteminin kapsamlı bir eksergoekonomik analizinin yapılabilmesi için sistemde bulunan tüm alt bileşenlerin çalışma parametrelerinin ve ekonomik parametrelerinin bilinmesi gereklidir. Tasarlanan sistemin tüm enerji ve ekserji verilerinin belirlenmesi sistemin

eksergoekonomik analizinin yapılabilmesi için çok önemlidir. Bu bölümde sistemde bulunan bütün elemanlara göre, Bölüm 4.3'te bahsedildiği gibi yakıt ve ürün prensibine uygun şekilde ana denklemlerinin ve yardımcı denklemlerin oluşturulması gereklidir. SPEC0 prosedürüne göre entegre kömür gazlaştırma sistemi için oluşturulan ana denklemler ve yardımcı denklemler Çizelge 5.19'da gösterilmiştir.

Çizelge 5.19. Entegre kömür gazlaştırma sistemi için oluşturulan denklemler

	$c_{C1}\dot{W}_{C1} + \dot{Z}_{C1} = c_2\dot{E}x_2 - c_1\dot{E}x_1$	$c_1 = c_2$
	$c_{C2}\dot{W}_{C2} + \dot{Z}_{C2} = c_4\dot{E}x_4 - c_3\dot{E}x_3$	$c_3 = c_4$
	$c_2\dot{E}x_2 + c_4\dot{E}x_4 + c_{18}\dot{E}x_{18} + \dot{Z}_{INT} = c_3\dot{E}x_3 + c_5\dot{E}x_5 + c_{20}\dot{E}x_{20}$	$c_{18} = c_{19} = c_3 = 0$ $c_2 = c_3 = c_4$
	$c_5\dot{E}x_5 + \dot{Z}_{ASU} = c_6\dot{E}x_6 + c_7\dot{E}x_7$	$c_5 = c_6 = c_7$
	$c_{O_2C}\dot{W}_{O_2C} + \dot{Z}_{O_2C} = c_8\dot{E}x_8 - c_7\dot{E}x_7$	$c_7 = c_8$
	$c_{kömür}\dot{E}x_{kömür} + c_8\dot{E}x_8 + \dot{Z}_{GAS} = c_{cürüf}\dot{E}x_{cürüf} + c_{10}\dot{E}x_{10}$	
	$c_{10}\dot{E}x_{10} + \dot{Z}_{SC} = c_{11}\dot{E}x_{11}$	$c_{10} = c_{11}$ $c_{21} = 0$
	$c_9\dot{E}x_9 + c_{11}\dot{E}x_{11} + c_{17}\dot{E}x_{17} + \dot{Z}_{CC} = c_{15}\dot{E}x_{15}$	
	$c_6\dot{E}x_6 + \dot{Z}_{N_2T} = c_{N_2T}\dot{W}_{N_2T} + c_9\dot{E}x_9$	$c_6 = c_9$
	$c_{15}\dot{E}x_{15} + \dot{Z}_{GT} = c_{GT}\dot{W}_{GT} + c_{16}\dot{E}x_{16}$	$c_{15} = c_{16}$

Denklemlerde bulunan \dot{Z} , tasarlanan sistemin her bir alt bileşeninin işletme ve bakım maliyetlerini ve ilk yatırım maliyetini temsil etmektedir. \dot{Z} miktarı Eşitlik 4.19'dan hesaplanmıştır. Bir sistemin eksergoekonomik analizinde sistemin toplam çalışma süresi, yıllık işletme süresi, faiz oranı, bakım faktörü ve sermaye geri kazanım faktörü önemli rol oynamaktadır. Yapılan tez kapsamında sistemin 25 yıl boyunca aktif olarak çalıştığı ve tam yükte yıllık 8040 saat çalıştığı öngörülmüştür. Ülkemizin günümüzde bulunduğu olağanüstü durumlardan dolayı yıllık faiz oranı %17 olarak öngörülmüştür. Literatürde yapılan araştırmalar neticesinde bakım faktörünün birçok yayında kullanıldığı gibi 1,06 olarak kabul edilmiştir (Mohammadkhani ve ark., 2014; Casas Ledón ve ark., 2015; Cavalcanti ve Motta, 2015). Kabul edilen ekonomik sabitler Çizelge 5.20'de gösterilmiştir.

Çizelge 5.20. Ekonomik sabitler

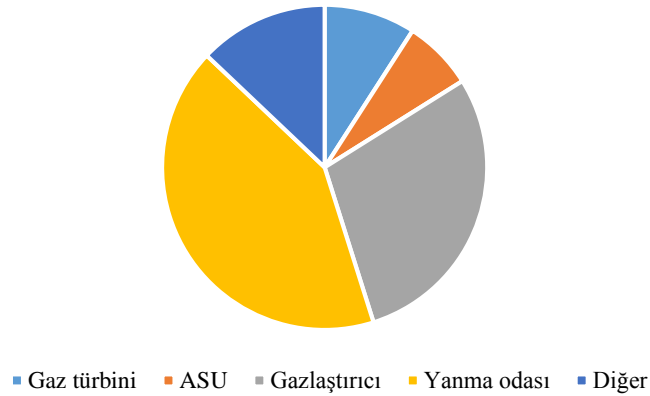
Yıllık çalışma saati	8040
Sistem ömrü (yıl)	25
Bakım faktörü	1,06

Sistem elemanlarının ilk satın alma maliyetleri sistemin eksergoekonomik analizinin doğru bir şekilde yapılabilmesi için büyük önem taşımaktadır. Sistem elemanlarının ilk satın alma maliyetlerinin tespit edilebilmesi için ya ürün satışı yapılan firmalardan fiyat tekliflerinin alınması gereklidir ya da bu konuda yapılan çalışmalardan türetilen denklemlerden faydalanmak gereklidir. Ekonomik analizi yapılacak olan sistem bir tasarım sistemi olduğu için sistem elemanlarının ilk satın alma maliyetleri daha önceki yapılan çalışmalarda türetilen denklemler sayesinde bulunmuştur. Sistem elemanlarının ilk satın alma maliyetlerini gösteren denklemler Çizelge 5.21'de gösterilmiştir.

Çizelge 5.21. Sistem elemanlarının satın alma maliyetleri

Sistem elemanı	Satın alma maliyeti	Referans
Gazlaştırıcı	$PEC = 15,88 * (\dot{m}_{kömür})^{0,943}$ $1300 \leq \dot{m}_{kömür} \leq 3300$ ton/gün	(Rubin ve ark., 2007)
Kompresör	$PEC = 71,1 * \dot{m}_g * (1 / (0,92 - \eta_{is})) * r_p * \ln(r_p)$	(Zonouz and Mehrpooya, 2017)
Yanma odası	$PEC = \frac{46,08 * \dot{m}_{hava}}{0,995 - P_\xi / P_g} (1 + \exp(0,018T_\xi - 26,4))$	(Zonouz and Mehrpooya, 2017)
Türbin	$PEC = 4405 * (\dot{W})^{0,7}$	(Zare ve ark., 2013)
Soğutucu	$PEC = 2143(A_s)^{0,514}$	(Zare ve ark., 2013)

Tasarlanan sisteme göre satın alma maliyetlerine ait denklemler ve her bir sistem elemanı için türetilen denklemler EES programı yardımıyla hesaplanmıştır. Tasarlanan sistemde kullanılacak olan kömürün maliyeti 5,77 \$/GJ olarak kabul edilmiştir (Meerman ve ark., 2012). Tasarlanan sisteme ait yatırım geri kazanım faktörü (CRF) değeri faiz oranı ve belirlenen sistem ömrü yardımıyla Eşitlik (4.31)'den hesaplanmış ve 0,1743 olarak belirlenmiştir. CRF değeri faiz oranını baz alarak sistem ömrü boyunca olacak maliyetlerin yıllık değerlerini belirlemek için kullanılmaktadır. Eksergoekonomik analiz yapılırken faydalanılan önemli değişkenlerden birisi sistem elemanlarında meydana gelen ekserji yıkım oranlarıdır. Sistemin ekserji yıkım oranı Şekil 5.30'da gösterilmiştir.

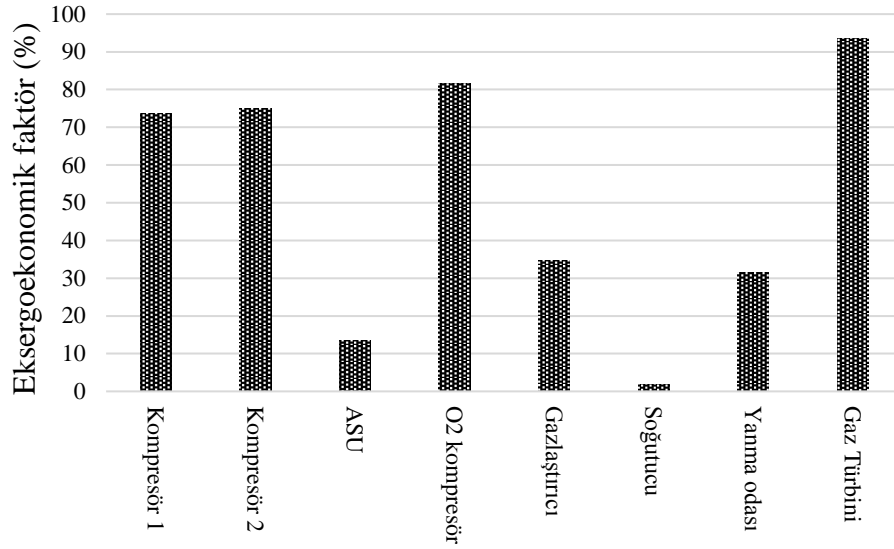
**Şekil 5.30.** Sistem elemanlarının ekserji yıkımı oranları

Şekil 5.30'da görüldüğü gibi en fazla ekserji yıkımı oranına sahip sistem elemanı yanma odası olarak gözükmektedir. Ayrıca sistem elemanlarında ekserji verimi en düşük eleman olarak ta %28,61'lik oran ile yanma odası dikkat çekmektedir. Yanma odasını yaklaşık %25'lik oran ile gazlaştırıcı reaktörü takip etmektedir. Al-Zareer ve ark. (2018) yaptıkları çalışmada da en fazla ekserji yıkımı oranına sahip sistem elemanını yanma odası olarak bulmuşlardır. Çizelge 5.22'de ekonomik analiz yapılan sisteme ait hesaplamaların sonuçları verilmiştir.

Çizelge 5.22. Tasarlanan sistemin ekonomik analiz sonuçları

	c_f (\$/GJ)	c_p (\$/GJ)	\dot{Z} (\$/h)
Kompresör 1	3,735	4,281	21,98
Kompresör 2	3,735	4,281	21,98
ASU	4,281	13,06	101,9
O ₂ kompresör	8,775	9,774	4,615
Gazlaştırıcı	1,773	9,22	601,3
Soğutucu	1,895	2,974	6,33
Yanma Odası	0,9854	7,255	472,2
GT	3,875	14,46	2840

Çizelgede gösterilen c maliyetlerini gösterirken alt indis olarak yer alan f ve p ifadeleri ise sırasıyla tasarlanan sistemde bulunan elemanlara giren ve çıkan akımların maliyetlerini ifade etmektedir. Tasarlanan sistemin ekonomik analizi neticesinde üretilen elektriğin birim fiyatı 0,0185 \$ olarak hesaplanmıştır. Üretilen elektriğin devlet tarafından ortalama 0,1\$ değerinden satın alındığı varsayıldığında sistemin yatırım maliyetine göre 5,79 yılda sistemin kendini amorti etmesi beklenmektedir. Şekil 5.31'te sistem elemanlarına ait eksergoekonomik faktörler gösterilmiştir.



Şekil 5.31. Sistem elemanlarının eksergoekonomik faktörleri

Ekserji yıkımının maliyet oranı ve sermaye maliyet oranı ne kadar düşük olursa, eksergoekonomik faktörde o kadar yüksek olur. Tasarlanan sistemin elemanları arasında en yüksek eksergoekonomik faktöre sahip eleman %93,54 ile türbindir. Gaz türbinini sistemde bulunan kompresörler takip etmektedir. Kompresör 1, kompresör 2 ve O₂ kompresörünün eksergoekonomik değerleri sırasıyla %73,59, %74,86 ve %81,72 olarak hesaplanmıştır. Görüldüğü üzere bir sistemde iş üzerine çalışan cihazlar eksergoekonomik açıdan daha etkilidir. Ekserji yıkımının fazla olduğu sistem elemanlarının eksergoekonomik faktörleri de düşüktür. Yanma odası ve gazlaştırıcı reaktörün eksergoekonomik faktörleri sırasıyla %31,38 ve %34,76 olarak hesaplanmıştır. Bütün sistemin ekonomik performansını belirlemek için önemli bir yol olan eksergoekonomik analiz yöntemine göre sistemin performansını arttırabilmek için eksergoekonomik faktörü düşük olan sistem elemanlarına özel bir dikkat gösterilmelidir.

6. SONUÇLAR VE ÖNERİLER

Kömür gazlaştırma teknolojisi uzun yıllardır araştırmacıların dikkatini çeken bir teknolojidir. Günümüzde enerji üretiminde oldukça fazla kullanılan fosil yakıtların ömürlerinin azalma eğiliminde olması araştırmacıları alternatif arayışlara doğru yönlendirmiştir. Önemli bir fosil kaynağı olan kömürün neredeyse bütün ülkelerde rezervlerinin bulunması kömüre olan ilginin azalmayacağını göstermektedir. Fosil yakıtların içerisinde önemli bir alana sahip olan kömürü daha faydalı kullanmanın yollarını araştırmak ülke politikaları için vazgeçilmez bir unsurdur. Enerji üretiminde kömür geleneksel olarak yakılarak kullanılmaktadır. Termik santrallerde yakılan kömürden elde edilen yüksek sıcaklıktaki ısının kullanılması sayesinde enerji üretilmektedir. Burada kömürün direk olarak yakılmasından kaynaklanan emisyon ve kirlilik sorunları ortaya çıkmaktadır. Bu yüzden temiz kömür teknolojileri konusu ilgi çekmektedir. Önemli bir fosil yakıt kaynağı olan kömürün gaz haline getirilmesi kömürden üretilebilecek ürünlerin yelpazesini genişlettiği gibi içerisindeki zararlı maddelerin ayrılmasını ve temiz bir gaz olarak kullanımını da kolaylaştırmaktadır.

Yapılan bu tez çalışmasında ülkemizde bulunan farklı bölge kömürlerinin gazlaştırılması ve elde edilen sentez gazının farklı kömür gazlaştırma tabanlı sistemlerde kullanımı termodinamik açıdan incelenmiştir. Tasarlanan sistemler sayesinde farklı kömür türlerinden elde edilebilecek sentez gazın içeriği incelenmiş ve bu gazın kullanımı ile ilgili çalışmalar yapılmıştır. Tez kapsamında tasarlanan sistemler kömür tabanlı çoklu sistemler olarak adlandırılabilir. Tasarlanan sistemlerden birincisinde altı farklı kömür türünün kömürün gazlaştırılması neticesinde elde edilebilecek sentez gazlarının içerikleri üzerinde durulmuştur. Ayrıca bu sentez gazından sentetik sıvı yakıt, hidrojen ve güç üretimi teorik olarak yapılmıştır. Birinci sistem için sentetik sıvı yakıt üretimi çok eski zamanlardan beri kullanılan ve teknolojisi oldukça iyi bilinen Fischer-Tropsch sentezi kullanılmıştır. Hidrojen üretiminde ise WGS reaktörlerinin yardımıyla PSA ünitesinden hidrojen üretimi gerçekleştirilmiştir. Güç üretiminde ise ana güç sağlayıcısı olarak gaz türbini kullanılmıştır. Sistemden çıkan sıcak atık gazların ısılarından faydalanabilmek için sisteme buharlı Rankine çevrimi ve sonrasında ise organik Rankine çevrimi

eklenmiştir. Bu sayede sistemden atık olarak çıkan gazdan da maksimum derecede faydalanılmıştır. Tasarlanan ikinci sistemde teorik olarak sadece hidrojen üretimi gerçekleştirilmiştir. Birinci sistemde kullanılan sentetik sıvı yakıt üretim ünitesi ikinci sistemde kullanılmamış onun yerine daha fazla hidrojen üretimi gerçekleştirebilmek için yüksek sıcaklıklı elektroliz ünitesi kullanılmıştır. Birinci sistemde bulunan tüm güç üretim üniteleri ikinci sistemde de kullanılmıştır. Sistemde üretilen fazla gücün tamamı ile yüksek sıcaklık elektrolizörünün yardımıyla ekstra hidrojen üretimi gerçekleştirilmiştir. Tasarlanan üçüncü sistemde ise kömür gazlaştırma tabanlı tamamen güç üretimi gerçekleştirilen çoklu sistem tasarlanmıştır. Birinci ve ikinci sistemde kullanılan hidrojen üretim ünitelerinin yerine sentez gazından daha fazla güç üretebilmek amacıyla katı oksit yakıt pili kullanılmıştır. Atık sıcak gazdan faydalanmak için kullanılan ilave güç üretim üniteleri olan buharlı Rankine çevrimi ve organik Rankine çevrimi bu sistemde de kullanılmış ve kömür gazlaştırma tabanlı oluşturulacak çoklu bir sistemde üretilebilecek maksimum güç hesaplanmıştır. Ayrıca, tasarlanan sistemlere enerji ve ekserji analizleri uygulanmış ve sistem performansları incelenmiştir. Son olarak kömür gazlaştırma aşaması ve güç üretimi kısmının ekonomik olarak analizi yapılmıştır. Bu çalışma sonucunda aşağıdaki sonuçlara ulaşılmıştır;

- Gazlaştırma teknolojisine olan ilginin son birkaç yılda arttığı ve bu teknolojiye olan ilginin artan petrol ve doğalgaz fiyatları ile dış ülkelere olan enerji bağımlılığından kurtulmakla ilgili olduğu görülmektedir.
- Kömür gazlaştırma konusunda çalışan yapılan bilimsel yayınlar açısından Türkiye, Ortadoğu ülkeleri arasında lider konumda olduğu görülmüştür. Dünya sıralamasında ise Türkiye'nin en fazla yayın yapan ülkeler arasında 19. sırada olduğu görülmüştür.
- Gazlaştırma işleminde birim yakıt başına gereken oksidant miktarının hesaplanması önemlidir.
- Gazlaştırma reaktöründe kullanılarak sentez gazı elde edilmek istenen kömürün hem yaklaşık analizinin (sabit karbon, uçucu madde, nem, kül) hem de nihai analizinin (içeriğindeki karbon, hidrojen, sülfür, oksijen gibi maddeler) bilinmesi çok önemlidir.

- Gazlaştırma işlemi yapılacak olan kömürün C/H oranının yüksek olması düşük H₂/CO oranına sahip sentez gazı üretimi sağlar. Bu yüzden üretilebilecek ürünlere göre bu oran dahilinde kömür türü tercih etmek önemlidir.
- Kömürün gazlaştırma aşamasında kullanılan gazlaştırma reaktörünün sistemin en önemli elemanı olduğu ve çalışma şartlarının tercih edilen kömür türlerine göre belirlenmesi önemlidir.
- Kömür gazlaştırma sisteminde tercih edilen hareketli akışlı gazlaştırıcı reaktörünün çalışma şartlarından dolayı üretilen sentez gazında düşük metan gazının olması sentez gazının kalitesinin yüksek olması açısından önemlidir.
- Kömür gazlaştırma prosesi sırasında gazlaştırıcı reaktörüne gönderilen oksidant tercihi önemlidir. Gazlaştırıcı reaktörüne yüklenen oksidantın içeriğindeki azotun artması ile soğuk gaz veriminin düştüğü görülmüştür. Oksidant olarak hava gönderilmesi ve sadece oksijen gönderilmesi gazlaştırıcı verimine etki ettiği için gönderilecek oksidantın doğru tercih edilmesi önemlidir.
- Kömürün yakılarak enerji üretilmesi ile ortaya çıkan zararlı gazların çoğu kömür gazlaştırma sürecinde sistemden ayrılabilirdiği ve bu sebepten dolayı da daha çevreci bir tercih olabileceği görülmüştür.
- Kömür gazlaştırma prosesi esnasında kömürün gazlaşması için gazlaştırıcı reaktörüne yakıt haricinde gönderilen oksidant miktarı önemlidir. Sisteme yüklenen kömür miktarına göre değil de kömür içerisinde bulunan yanıcı madde oranlarına göre oksidant miktarının ayarlanması sistemin güç tüketimine önemli derecede katkısının olduğu sonucuna ulaşılmıştır. Sistemin tüketim oranının sistemin enerji ve ekserji verimliliklerine doğrudan etkisinin olduğu analiz sonuçlarında görülmüştür.
- Kömür gazlaştırma reaktörünün sıcaklığı ve basıncının gazlaştırma neticesinde elde edilecek olan sentez gazı önemli oranda etkisinin olduğu görülmüştür. Bu yüzden kömür gazlaştırıcı reaktörünün çalışma sıcaklığının ve basıncının çalışma şartları doğrultusunda doğru bir şekilde belirlenmesi çok önemlidir.
- Kömürün hazırlandıktan sonra karıştırıldığı bulamaç suyunun karışımdaki oranı gazlaştırma sonrasında ortaya çıkan sentez gazının oranına etki ettiğinden bu oranın doğru tercih edilmesi önemli bir faktördür.

- Kömür içeriğine göre gazlaştırıcı reaktörüne oksidant göndermenin sentez gazı içerisindeki hidrojen ve karbonmonoksit gazlarının mol yüzdelerini arttırdığı için gazlaştırıcı reaktörüne gönderilecek olan oksidant miktarı çok önemlidir.
- Kömür içeriğine göre gazlaştırıcı reaktörüne oksidant göndererek üretilebilecek hidrojen miktarının kömür miktarına göre gazlaştırıcı reaktörüne oksidant göndererek üretilebilecek olan hidrojen miktarından fazla olduğu görülmüştür.
- Hidrojen ve sentetik sıvı yakıt üretiminin yapıldığı sistemde PSA ünitesinin kullanılması Fischer-Tropsch reaktörü için gerekli olan H_2/CO oranının sağlanması için önemli bir faktördür.
- Tasarlanan tüm sistemlerde bulunan hava ayırma ünitesinin ve bunu hava ile besleyen çok kademeli kompresörün en fazla güç tükettiği bütün kömür türleri için görülmüştür.
- Tasarlanan birinci sistem neticesinde en verimli kömür türü olarak Tunçbilek kömürü dikkat çekmektedir. Tunçbilek kömürünün kullanılması ile elde edilen verim ifadeleri sırasıyla enerji için yaklaşık olarak %53, ekserji için ise yaklaşık olarak %46 olarak hesaplanmıştır.
- Tasarlanan ikinci sistemde ise yapılan parametrik çalışmadan dolayı verim ifadeleri enerji ve ekserji için değişiklik göstermektedir. Yanma odasının sıcaklığının $1000^{\circ}C$ ile $2000^{\circ}C$ arasında değiştirilmesi durumunda enerji verimi Tunçbilek kömürü için %40 ile %52 arasında değişirken, ekserji verimi ise %36 ile %48 arasında değişmektedir. Aynı koşullar için soma kömürünün enerji verimi %37 ile %49 arasında değişirken, ekserji verimi ise %34 ile %44 arasında değişiklik göstermektedir.
- Elektrolizden üretilen hidrojen miktarı tüm kömür türleri için PSA ünitesinden üretilen hidrojen miktarından çok daha düşüktür.
- Tasarlanan ikinci sistemde PSA ünitesinin verimin farklı oranlarda değiştirilmesi neticesinde üretilebilecek hidrojen miktarları da değişiklik göstermektedir. Tunçbilek kömürü referans alındığında, yanma odasının sıcaklığının $1000^{\circ}C$ olması durumunda PSA ünitesinin veriminin %50 ile %95 arasında değiştirilmesi durumunda toplam üretilebilecek hidrojen miktarı 1,58 kg/s ve 2,76 kg/s arasında değişmektedir. Yanma odasının sıcaklığının $1250^{\circ}C$ olması durumunda PSA ünitesinin veriminin %50 ile %95 arasında

değiştirilmesi durumunda toplam üretilebilecek hidrojen miktarı 1,78 kg/s ile 2,954 kg/s arasında değişmektedir. Yanma odasının sıcaklığının 1500°C olması durumunda PSA ünitesinin veriminin %50 ile %95 arasında değiştirilmesi durumunda toplam üretilebilecek hidrojen miktarı 2.001 kg/s ile 3,142 kg/s arasında değişmektedir.

- Tasarlanan üçüncü sistemde bulunan KOYP'nin basıncı arttırıldıkça yakıt pilinin enerji ve ekserji verimliliklerinin arttığı görülmüştür. Sistemin genel verimliliğinin ise yakıt pilinin basıncının artması ile fazla değişmediği görülmüştür.
- KOYP yararlanma faktörünün 0,9 olması durumunda yakıt pilinden üretilebilecek güç miktarının en fazla olduğu görülmüştür. Yararlanma faktörünün 0,5 olması durumunda ise üretilebilecek güç miktarının azaldığı tespit edilmiştir.
- Tasarlanan üçüncü sistemde diğer sistemlerde en verimli kömür türü olarak belirlenen Tunçbilek kömürü kullanılmıştır. Tasarlanan sistemde çalışma şartlarına bağlı olarak enerji verimliliği yaklaşık olarak %49 olarak belirlenirken ekserji verimliliği ise %45 olarak belirlenmiştir.
- Tasarlanan herhangi bir sistemin enerji ve ekserji analizlerinin yanında ekonomik analiz yapılması da sistemin sürdürülebilir olması açısından önem teşkil etmektedir. Bu tez kapsamında termoekonomik analiz yöntemlerinden SPECO yöntemi sayesinde tasarlanan sistemde üretilen elektriğin birim fiyatı 0,0185 \$ olarak hesaplanmıştır. Üretilen elektriğin devlet tarafından ortalama 0,1\$ değerinden satın alındığı varsayıldığında sistemin yatırım maliyetine göre 5,79 yılda sistemin kendini amorti etmesi beklenmektedir.
- Tasarlanan sistemin elemanları arasında en yüksek eksergoekonomik faktöre sahip eleman %93,54 ile türbin olduğu görülmüştür. Türbinini sistemde bulunan kompresörler takip etmektedir. Kompresör 1, kompresör 2 ve O₂ kompresörünün eksergoekonomik değerleri sırasıyla %73,59, %74,86 ve %81,72 olarak hesaplanmıştır.
- Yanma odası ve gazlaştırıcı reaktörün eksergoekonomik faktörleri sırasıyla %31,38 ve %34,76 olarak hesaplanmıştır. Sistemin performansını arttırabilmek

için eksergoekonomik faktörü düşük olan sistem elemanlarına özel bir dikkat gösterilmelidir.

Yapılan bu tez çalışmasında tasarlanan sistemlerin termodinamik olarak performansları incelenilmiştir. Performansları geliştirmek için örneğin fazla güç tüketen hava ayırma ünitesinin yerine iyonik taşıma membranlar gibi farklı teknolojiler kullanılarak tasarlanan sistemlerde kurmak mümkündür. Oluşturulan sistemlerin uygulanabilirliğini için kapsamlı deneysel çalışmalarının yapılması ve güçlü matematiksel modellerin oluşturulması gerekmektedir. Yapılacak deneysel çalışmaların sonuçları ile bu tez kapsamında elde edilen sonuçlar karşılaştırılmalıdır. Yapılacak olan kömür gazlaştırma tesislerine yaşam döngüsü analizi uygulanarak hammaddenin girişinden oluşturulacak olan ürünlerin çıktılarına kadar çevreye etkilerini belirlemek ve ortaya çıkan çevresel olumsuzlukları en aza indirmek için çalışmalar yapılmalıdır.

KAYNAKLAR

- Abani, N., Ghoniem, A.F., 2013. Large eddy simulations of coal gasification in an entrained flow gasifier. *Fuel* 104, 664–680.
- Abusoglu, A., Kanoglu, M., 2009. Exergetic and thermoeconomic analyses of diesel engine powered cogeneration: Part 1 - Formulations. *Appl. Therm. Eng.* 29, 234–241.
- Adams, T.A., Barton, P.I., 2010. High-efficiency power production from coal with carbon capture. *AIChE J.* 56, 3120–3136.
- Al-Zareer, M., Dincer, I., Rosen, M.A., 2017. Modeling and performance assessment of a new integrated gasification combined cycle with a water gas shift membrane reactor for hydrogen production. *Comput. Chem. Eng.* 103, 275–292.
- Al-Zareer, M., Dincer, I., Rosen, M.A., 2018. Analysis and assessment of a hydrogen production plant consisting of coal gasification, thermochemical water decomposition and hydrogen compression systems. *Energy Convers. Manag.* 157, 600–618.
- Anonim, 2017. Economic Indicators [WWW Document]. URL <http://www.chemengonline.com> (accessed 9.20.17).
- Anonim, 2018. T. C. Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı- Vilgi Merkezi-Enerji-Elektrik [WWW Document]. URL <http://www.enerji.gov.tr/tr-TR/Sayfalar/Elektrik> (accessed 7.17.18).
- Aphornratana, S., Sriveerakul, T., 2010. Analysis of a combined Rankine-vapour-compression refrigeration cycle. *Energy Convers. Manag.* 51, 2557–2564.
- Ballı, Ö., 2008. Kojenerasyon Sistemlerinin Enerji, Kullanılabilirlik (Ekserji) ve Ekserjiekonomik Analiz Yöntemleri Kullanılarak Performansının Değerlendirilmesi. Eskişehir Osmangazi Üniversitesi.
- Balta, M.T., 2010. Jeotermal Esaslı Hidrojen Üretim Sistemlerinin Ekserji ve Eksergoekonomik Analizi. Ege Üniversitesi.
- Balta, M.T., Dincer, I., Hepbasli, A., 2009. Thermodynamic assessment of geothermal energy use in hydrogen production. *Int. J. Hydrogen Energy*.
- Basu, P., 2010. *Biomass Gasification and Pyrolysis Handbook*.
- Bayrak, M., Esen, Ö., 2014. Türkiye'nin Enerji Açığı Sorunu ve Çözümüne Yönelik Arayışlar. In: *Ankara Üniversitesi İktisadi ve İdari Bilimler Dergisi*. pp. 139–158.
- Bejan, A., 1997. *Advanced engineering thermodynamics*. John Wiley and Sons, New York.

- Bejan, A., Tsatsaronis, G., Moran, M., 1996. *Thermal Desing and Optimization*. Wiley.
- Bell, D.A., Towler, B.F., Fan, M., 2011. *Coal Gasification and Its Applications*, First edit. ed. Elsevier.
- Bicer, Y., Dincer, I., 2015. Energy and exergy analyses of an integrated underground coal gasification with SOFC fuel cell system for multigeneration including hydrogen production. *Int. J. Hydrogen Energy* 40, 13323–13337.
- Botero, C., Field, R.P., Brasington, R.D., Herzog, H.J., Ghoniem, A.F., 2012. Performance of an IGCC plant with carbon capture and coal-CO₂-slurry feed: Impact of coal rank, slurry loading, and syngas cooling technology. *Ind. Eng. Chem. Res.* 51, 11778–11790.
- Botros, B.B., Brisson, J.G., 2013. Integrated gasification combined cycle (IGCC) process simulation and optimization. *Int. J. Heat Mass Transf.* 61, 129–137.
- Bozkurt, Y., 2005. *Kömür ve kokların katalitik gazlaştırılması*. Ankara Üniversitesi.
- BP, 2018. *BP Statistical review of World Energy-Coal*.
- Callaghan, C.A., 2006. *Kinetics and Catalysis of the Water-Gas-Shift Reaction: A Microkinetic and Graph Theoretic Approach*. Worcester Polytechnic Institute.
- Can, A., Buyruk, E., Eryener, D., 2002. Exergoeconomic analysis of condenser type heat exchangers. *Exergy, An Int. J.* 2, 113–118.
- Casas Ledón, Y., Arteaga-Perez, L.E., Toledo, J., Dewulf, J., 2015. Exergoeconomic evaluation of an ethanol-fueled solid oxide fuel cell power plant. *Energy* 93.
- Cavalcanti, E.J.C., Motta, H.P., 2015. Exergoeconomic analysis of a solar-powered/fuel assisted Rankine cycle for power generation. *Energy* 88, 555–562.
- Çengel, Y.A., Boles, M.A., 2015. *Thermodynamics An Engineering Approach*, Eighth Edi. ed. McGraw-Hill, New York.
- Chen, H.Q., Wang, X., He, L., Chen, P., Wan, Y., Yang, L., Jiang, S., 2016. Chinese energy and fuels research priorities and trend: A bibliometric analysis. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 58, 966–975.
- Chen, J., 2001. Thermodynamic and thermoeconomic analyses of an irreversible combined Carnot heat engine system. *Int. J. Energy Res.* 25, 413–426.
- Chen, S., Lior, N., Xiang, W., 2015. Coal gasification integration with solid oxide fuel cell and chemical looping combustion for high-efficiency power generation with inherent CO₂ capture. *Appl. Energy* 146, 298–312.

- Chiesa, P., Consonni, S., Kreutz, T., Williams, R., 2005. Co-production of hydrogen, electricity and CO from coal with commercially ready technology. Part A: Performance and emissions. *Int. J. Hydrogen Energy* 30, 747–767.
- Cobo, M.J., López-Herrera, A.G., Herrera-Viedma, E., Herrera, F., 2011. Science mapping software tools: Review, analysis, and cooperative study among tools. *J. Am. Soc. Inf. Sci. Technol.* 62, 1382–1402.
- Connelly, L., Koshland, C.P., 2001. Exergy and industrial ecology—Part 1: An exergy-based definition of consumption and a thermodynamic interpretation of ecosystem evolution. *Exergy, An Int. J.*
- Cormos, C.-C., Starr, F., Tzimas, E., Peteves, S., 2008. Innovative concepts for hydrogen production processes based on coal gasification with CO₂ capture. *Int. J. Hydrogen Energy* 33, 1286–1294.
- Dentice D'Accadia, M., Fichera, A., Sasso, M., Vidiri, M., 2002. Determining the optimal configuration of a heat exchanger (with a two-phase refrigerant) using exergoeconomics. *Appl. Energy*.
- Descamps, C., Bouallou, C., Kanniche, M., 2008. Efficiency of an Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) power plant including CO₂ removal. *Energy* 33, 874–881.
- Dincer, I., 2002a. Technical, environmental and exergetic aspects of hydrogen energy systems. *Int. J. Hydrogen Energy*.
- Dincer, I., 2002b. The role of exergy in energy policy making. *Energy Policy*.
- Dincer, I., Acar, C., 2015. Review and evaluation of hydrogen production methods for better sustainability. *Int. J. Hydrogen Energy* 40, 11094–11111.
- Dincer, I., Rosen, M.A., 2005. Thermodynamic aspects of renewables and sustainable development. *Renew. Sustain. Energy Rev.*
- DPT, 2009. 9. Kalkınma Planı- Madencilik Özel İhtisas Komisyonu- Enerji Hammaddeleri Çalışma Grubu Raporu.
- Duan, L., Sun, S., Yue, L., Qu, W., Yang, Y., 2015. Study on a new IGCC (Integrated Gasification Combined Cycle) system with CO₂ capture by integrating MCFC (Molten Carbonate Fuel Cell). *Energy* 87, 490–503.
- Duan, W., Yu, Q., Xie, H., Liu, J., Wang, K., Qin, Q., Han, Z., 2016. Thermodynamic analysis of synergistic coal gasification using blast furnace slag as heat carrier. *Int. J. Hydrogen Energy* 41, 1502–1512.

- El-Emam, R.S., Dincer, I., Naterer, G.F., 2012. Energy and exergy analyses of an integrated SOFC and coal gasification system. *Int. J. Hydrogen Energy* 37, 1689–1697.
- Emun, F., Gadalla, M., Majozi, T., Boer, D., 2010a. Integrated gasification combined cycle (IGCC) process simulation and optimization. *Comput. Chem. Eng.* 34, 331–338.
- Emun, F., Gadalla, M., Majozi, T., Boer, D., 2010b. Integrated gasification combined cycle (IGCC) process simulation and optimization. *Comput. Chem. Eng.* 34, 331–338.
- Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı, 2017. Dünya ve Türkiye Enerji ve Tabii Kaynaklar Görünümü.
- Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı, 2018. Hidrojen Enerjisi [WWW Document]. URL <http://www.enerji.gov.tr/tr-TR/Sayfalar/Hidrojen-Enerjisi> (accessed 7.20.18).
- Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı Yenilenebilir Enerji Genel Müdürlüğü, 2018. 2000- 2016 Türkiye Enerji Verimliliği Gelişim Raporu. Ankara.
- Er-Rbib, H., Bouallou, C., Werkoff, F., 2012. Production of synthetic gasoline and diesel fuel from dry reforming of methane. *Energy Procedia*.
- Eveloy, V., Karunkeyoon, W., Rodgers, P., Al Alili, A., 2016. Energy, exergy and economic analysis of an integrated solid oxide fuel cell – gas turbine – organic Rankine power generation system. *Int. J. Hydrogen Energy*.
- Fergus, J.W., 2006. Electrolytes for solid oxide fuel cells. *J. Power Sources* 162, 30–40.
- Fernandes, A., Woudstra, T., Aravind, P. V., 2015. System simulation and exergy analysis on the use of biomass-derived liquid-hydrogen for SOFC/GT powered aircraft. *Int. J. Hydrogen Energy*.
- Gandia, L.M., Arzamendi, G., Dieguez, P.M., 2013. Renewable Hydrogen Technologies production, purification, storage, application and safety. Elsevier.
- Gazzani, M., Macchi, E., Manzolini, G., 2013. CO₂ capture in natural gas combined cycle with SEWGS. Part A: Thermodynamic performances. *Int. J. Greenh. Gas Control* 12, 493–501.
- Geng, Y., Chen, W., Liu, Z., Chiu, A.S.F., Han, W., Liu, Z., Zhong, S., Qian, Y., You, W., Cui, X., 2017. A bibliometric review: Energy consumption and greenhouse gas emissions in the residential sector. *J. Clean. Prod.* 159, 301–316.

- Ghosh, S., De, S., 2006. Exergy analysis of a cogeneration plant using coal gasification and solid oxide fuel cell. *Int. J. Energy Res.* 30, 647–658.
- Grol, E., 2009. Evaluation of Alternate Water Gas Shift Configurations for IGCC Systems, National Energy Technology Laboratory.
- Hepbasli, A., 2012. Low exergy (LowEx) heating and cooling systems for sustainable buildings and societies. *Renew. Sustain. Energy Rev.*
- Herdem, M.S., Farhad, S., Dincer, I., Hamdullahpur, F., 2014. Thermodynamic modeling and assessment of a combined coal gasification and alkaline water electrolysis system for hydrogen production. *Int. J. Hydrogen Energy.*
- Higman, C., Burgt, M. Van Der, 2008. *Gasification*, Second Edi. ed. Elsevier.
- Huang, J., Dincer, I., 2014. Parametric analysis and assessment of a coal gasification plant for hydrogen production. *Int. J. Hydrogen Energy* 39, 3294–3303.
- Imran, M., Haglind, F., Asim, M., Zeb Alvi, J., 2018. Recent research trends in organic Rankine cycle technology: A bibliometric approach. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 81, 552–562.
- Ivanović, D., Fu, H.Z., Ho, Y.S., 2015. Publications from Serbia in the Science Citation Index Expanded: a bibliometric analysis. *Scientometrics* 105, 145–160.
- Jones, D., Bhattacharyya, D., Turton, R., Zitney, S.E., 2011. Optimal design and integration of an air separation unit (ASU) for an integrated gasification combined cycle (IGCC) power plant with CO₂ capture. *Fuel Process. Technol.* 92, 1685–1695.
- Joshi, M.M., Lee, S., 1996. Integrated Gasification Combined Cycle— A Review of IGCC Technology. *Energy Sources* 18, 537–568.
- Kalıncı, Y., 2011. Biyokütle esaslı hidrojen üretim sistemlerinin eksergoekonomik analizi ve yaşam döngüsü değerlendirmesi. Ege Üniversitesi.
- Kerry, F., 2007. *Industrial Gas Handbook Gas Separation and Purification*. CRC Press.
- Klein, S., Nellis, G., 2011. *Thermodynamics*.
- Kotas, T.J., 1985. *The Exergy Method of Thermal Plant Analysis*. Butterworth-Heinemann.
- Kuchonthara, P., Bhattacharya, S., Tsutsumi, A., 2005. Combination of thermochemical recuperative coal gasification cycle and fuel cell for power generation. *Fuel* 84, 1019–1021.

- Kulkarni, M., Ganguli, R., 2012. Moving Bed Gasification of Low Rank Alaska Coal. *J. Combust.* 2012, 1–8.
- Kunze, C., Riedl, K., Spliethoff, H., 2011. Structured exergy analysis of an integrated gasification combined cycle (IGCC) plant with carbon capture. *Energy* 36, 1480–1487.
- Kwak, H.Y., Byun, G.T., Kwon, Y.H., Yang, H., 2004. Cost structure of CGAM cogeneration system. *Int. J. Energy Res.*
- Kwak, H.Y., Kim, D.J., Jeon, J.S., 2003. Exergetic and thermoeconomic analyses of power plants. *Energy*.
- Kwon, Y.-H., Kwak, H.-Y., Oh, S.-D., 2001. Exergoeconomic analysis of gas turbine cogeneration systems. *Exergy, An Int. J.* 1, 31–40.
- Lazzaretto, A., Tsatsaronis, G., 2006. SPECO: A systematic and general methodology for calculating efficiencies and costs in thermal systems. *Energy* 31, 1257–1289.
- Li, F., Fan, H., Fang, Y., 2015. Exploration of Slagging Behaviors during Multistage Conversion Fluidized-Bed (MFB) Gasification of Low-Rank Coals. *Energy & Fuels* 29, 7816–7824.
- Li, N., Han, R., Lu, X., 2018. Bibliometric analysis of research trends on solid waste reuse and recycling during 1992–2016. *Resour. Conserv. Recycl.* 130, 109–117.
- Li, Y., Guo, L., Zhang, X., Jin, H., Lu, Y., 2010. Hydrogen production from coal gasification in supercritical water with a continuous flowing system. *Int. J. Hydrogen Energy* 35, 3036–3045.
- Lora Grando, R., de Souza Antune, A.M., da Fonseca, F.V., Sánchez, A., Barrena, R., Font, X., 2017. Technology overview of biogas production in anaerobic digestion plants: A European evaluation of research and development. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 80, 44–53.
- Mahmoudi, S.M.S., Khani, L., 2016. Thermodynamic and exergoeconomic assessments of a new solid oxide fuel cell-gas turbine cogeneration system. *Energy Convers. Manag.* 123, 324–337.
- Mansilla, C., Sigurvinsson, J., Bontemps, A., Maréchal, A., Werkoff, F., 2007. Heat management for hydrogen production by high temperature steam electrolysis. *Energy* 32, 423–430.
- Meerman, J.C., Ramírez, A., Turkenburg, W.C., Faaij, A.P.C., 2012. Performance of simulated flexible integrated gasification polygeneration facilities, Part B: Economic evaluation. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 16, 6083–6102.

- Midilli, A., Ay, M., Dincer, I., Rosen, M.A., 2005. On hydrogen and hydrogen energy strategies I: Current status and needs. *Renew. Sustain. Energy Rev.*
- Miller, B.G., 2005. *Coal Energy Systems*. Elsevier.
- Mohammadkhani, F., Shokati, N., Mahmoudi, S.M.S., Yari, M., Rosen, M.A., 2014. Exergoeconomic assessment and parametric study of a Gas Turbine-Modular Helium Reactor combined with two Organic Rankine Cycles. *Energy* 65, 533–543.
- Mondal, P., Dang, G.S., Garg, M.O., 2011. Syngas production through gasification and cleanup for downstream applications — Recent developments. *Fuel Process. Technol.* 92, 1395–1410.
- Mondol, J.D., McIlveen-Wright, D., Rezvani, S., Huang, Y., Hewitt, N., 2009. Techno-economic evaluation of advanced IGCC lignite coal fuelled power plants with CO₂ capture. *Fuel* 88, 2495–2506.
- Nag, P., Raha, D., 1995. Thermodynamic Analysis of a Coal-based Combined cycle power plant. *Heat Recover. Syst.* 15, 115–129.
- Nathen, S. V., Kirkpatrick, R.D., Young, B.R., 2008. Gasification of New Zealand Coals: A Comparative Simulation Study. *Energy & Fuels* 22, 2687–2692.
- Ozcan, H., Dincer, I., 2015. Performance evaluation of an SOFC based trigeneration system using various gaseous fuels from biomass gasification. *Int. J. Hydrogen Energy*.
- Ozcan, H., Dincer, I., 2017. Exergoeconomic optimization of a new four-step magnesium–chlorine cycle. *Int. J. Hydrogen Energy* 42, 2435–2445.
- Ozturk, M., Dincer, I., 2013. Thermodynamic assessment of an integrated solar power tower and coal gasification system for multi-generation purposes. *Energy Convers. Manag.* 76, 1061–1072.
- Penner, S.S., 2006. Steps toward the hydrogen economy. *Energy*.
- Perry, R.H., Green, D.W., Maloney, J.O., 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, Seventh Ed. ed, McGraw-Hill.
- Persson, O., Danell, R., Schneider, J.W., 2009. How to use Bibexcel for various types of bibliometric analysis. *Celebr. Sch. Commun. Stud. A Festschrift Olle Persson his 60th Birthd.* 9–24.
- Prasara-A, J., Gheewala, S.H., 2018. Sustainable utilization of rice husk ash from power plants: A review. *J. Clean. Prod.* 167, 1020–1028.

- Preciado, J.E., Ortiz-Martinez, J.J., Gonzalez-Rivera, J.C., Sierra-Ramirez, R., Gordillo, G., 2012. Simulation of Synthesis Gas Production from Steam Oxygen Gasification of Colombian Coal Using Aspen Plus®. *Energies* 5, 4924–4940.
- Pritchard, A., 1969. *Statistical Bibliography or Bibliometrics*. *J. Doc.* 25, 348–349.
- Ratafia-Brown, J., Manfredo, L., Hoffmann, J., Ramezan, M., 2002. Major Environmental Aspects of Gasification-Based Power Generation Technologies.
- Rosen, M.A., Dincer, I., 2003a. Exergoeconomic analysis of power plants operating on various fuels. *Appl. Therm. Eng.* 23, 643–658.
- Rosen, M.A., Dincer, I., 2003. Exergy–cost–energy–mass analysis of thermal systems and processes. *Energy Convers. Manag.* 44, 1633–1651.
- Rosen, M.A., Dincer, I., 2003b. Thermo-economic analysis of power plants: An application to a coal fired electrical generating station. *Energy Convers. Manag.* 44, 2743–2761.
- Rubin, E.S., Berkenpas, M.B. (Carnegie M.U., Frey, H.C., Chen, C., McCoy, S., Zaremsky, C.J., 2007. Development and Application of optimal design capability for coal gasification systems, Carnegie Mellon University.
- Salkuyeh, Y.K., Adams, T.A., 2013. Combining coal gasification, natural gas reforming, and external carbonless heat for efficient production of gasoline and diesel with CO₂ capture and sequestration. *Energy Convers. Manag.* 74, 492–504.
- Saxena, R.C., Seal, D., Kumar, S., Goyal, H.B., 2008. Thermo-chemical routes for hydrogen rich gas from biomass: A review. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 12, 1909–1927.
- Sciubba, E., 2001. Beyond thermoeconomics? The concept of Extended Exergy Accounting and its application to the analysis and design of thermal systems. *Exergy, An Int. J.*
- Self, S.J., Reddy, B. V, Rosen, M. a, 2012. Review of underground coal gasification technologies and carbon capture. *Int. J. Energy Environ. Eng.* 3, 16.
- Seyitoglu, S.S., Dincer, I., Kilicarslan, A., 2016. Assessment of an IGCC based trigeneration system for power, hydrogen and synthesis fuel production. *Int. J. Hydrogen Energy* 41, 8168–8175.
- Seyitoglu, S.S., Dincer, I., Kilicarslan, A., 2017. Energy and exergy analyses of hydrogen production by coal gasification. *Int. J. Hydrogen Energy* 42, 2592–2600.

- Shokati, N., Ranjbar, F., Yari, M., 2014. A comparative analysis of rankine and absorption power cycles from exergoeconomic viewpoint. *Energy Convers. Manag.* 88, 657–668.
- Shukuya, M., 1994. Energy, Entropy, exergy and Space Heating Systems. In: 3rd International Conference of Healthy Buildings. Budapest, Hungary, pp. 369–374.
- Siefert, N.S., Litster, S., 2013. Exergy and economic analyses of advanced IGCC–CCS and IGFC–CCS power plants. *Appl. Energy* 107, 315–328.
- Siriwardane, R. V., Shen, M.-S., Fisher, E.P., Losch, J., 2005. Adsorption of CO₂ on Zeolites at Moderate Temperatures. *Energy & Fuels* 19, 1153–1159.
- Souza-Santos, M.L. d., 2004. Solid Fuels Combustion and Gasification. Modeling, Simulation and Equipment Operation. *Mech. Eng.*
- Stambouli, A.B., Traversa, E., 2002. Solid oxide fuel cells (SOFCs): A review of an environmentally clean and efficient source of energy. *Renew. Sustain. Energy Rev.*
- Stiegel, G.J., Ramezan, M., 2006. Hydrogen from coal gasification: An economical pathway to a sustainable energy future. *Int. J. Coal Geol.* 65, 173–190.
- Sudiro, M., Bertucco, A., 2009. Production of synthetic gasoline and diesel fuel by alternative processes using natural gas and coal: Process simulation and optimization. *Energy* 34, 2206–2214.
- Szargut, J., 1980. International progress in second law analysis. *Energy* 5, 709–718.
- Szargut, J., Morris, D.R., Steward, F.R., 1988. Exergy analysis of thermal, chemical and metallurgical processes. Hemisphere, New York.
- Tamzok, N., 2005. Kömür rezervlerine sahip ülkelerde elektrik üretiminde kullanılan kaynakların seçimi ve Türkiye'nin konumu. In: TMMOB Türkiye V. Enerji Sempozyumu. Ankara, pp. 279–291.
- Tsatsaronis, G., 2007. Definitions and nomenclature in exergy analysis and exergoeconomics. *Energy* 32, 249–253.
- Tsatsaronis, G., Park, M.H., 2002. On avoidable and unavoidable exergy destructions and investment costs in thermal systems. *Energy Convers. Manag.* 43, 1259–1270.
- Tsatsaronis, G., Winhold, M., 1985b. Exergoeconomic analysis and evaluation of energy-conversion plants — I. A new general methodology. *Energy* 10, 69–80.

- Tsatsaronis, G., Winhold, M., 1985a. Exergoeconomic analysis and evaluation of energy-conversion plants-II. Analysis of a coal-fired steam power plant. *Energy* 10, 81–94.
- TÜBA, 2018. TÜBA- Temiz Kömür Teknolojileri Raporu. Ankara.
- TÜBİTAK-MAM, 2018. Yakıt Pili Teknolojiler [WWW Document]. URL <http://ee.mam.tubitak.gov.tr/tr/arastirma-alanlari/yakit-pili-teknolojileri> (accessed 7.20.18).
- Türkiye Taşkömürü kurumu, 2018. 2017 yılı taş kömürü sektör raporu.
- U.S. Department of Energy, 2018a. gee gasifier netl.pdf [WWW Document]. URL <https://www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/ge> (accessed 8.1.18).
- U.S. Department of Energy [WWW Document], 2018b. URL <https://www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/history-gasification> (accessed 7.20.18).
- VESTEL, 2018. Yakıt pili bileşenleri [WWW Document]. URL <http://www.vestelsavunma.com/tr/yakit-pili-bilesenleri> (accessed 7.25.18).
- Veziroglu, T.N., 2001. Hydrogen energy system for sustainability: Permanent solution to global energy-environmental problems. *J. Adv. Sci.* 13, 101–116.
- Veziroğlu, T.N., Şahin, S., 2008. 21st Century's energy: Hydrogen energy system. *Energy Convers. Manag.* 49, 1820–1831.
- Wang, L., Jia, Y.J., Kumar, S., Li, R., Mahar, R.B., Ali, M., Unar, I.N., Sultan, U., Memon, K., 2017. Numerical analysis on the influential factors of coal gasification performance in two-stage entrained flow gasifier. *Appl. Therm. Eng.*
- Wang, T., Stiegel, G., 2017. *Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Technologies*. Woodhead.
- Wang, Y., Wang, J., Luo, X., Guo, S., Lv, J., Gao, Q., 2015. Dynamic modelling and simulation of IGCC process with Texaco gasifier using different coal. *Syst. Sci. Control Eng.* 3, 198–210.
- Wen, C.Y., Chung, T.Z., 1979. Entrainment Coal Gasification Modeling. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 18, 684–695.
- Wender, I., 1996. Reactions of synthesis gas. *Fuel Process. Technol.* 48, 189–297.
- Wu, C., Nikulshin, V., 2000. Method of thermoeconomical optimization of energy intensive systems with linear structure on graphs. *Int. J. Energy Res.* 24, 615–623.

- Xu, Y., Zang, G., Chen, H., Dou, B., Tan, C., 2012. Co-production system of hydrogen and electricity based on coal partial gasification with CO₂ capture. *Int. J. Hydrogen Energy* 37, 11805–11814.
- YEGM, 2018. Gazlaştırma [WWW Document]. URL http://www.yegm.gov.tr/yenilenebilir/biyo_gazlastirme.aspx (accessed 7.23.18).
- Yong, P.S., Moon, H.M., Yi, S.C., 2002. Exergy analysis of cryogenic air separation process for generating nitrogen. *J. Ind. Eng. Chem.*
- Zare, V., Mahmoudi, S.M.S., Yari, M., 2013. An exergoeconomic investigation of waste heat recovery from the Gas Turbine-Modular Helium Reactor (GT-MHR) employing an ammonia–water power/cooling cycle. *Energy* 61, 397–409.
- Zhang, M., Gao, Z., Zheng, T., Ma, Y., Wang, Q., Gao, M., Sun, X., 2018. A bibliometric analysis of biodiesel research during 1991–2015. *J. Mater. Cycles Waste Manag.* 20, 10–18.
- Zheng, L., Furinsky, E., 2005. Comparison of Shell, Texaco, BGL and KRW gasifiers as part of IGCC plant computer simulations. *Energy Convers. Manag.* 46, 1767–1779.
- Zonouz, M.J., Mehrpooya, M., 2017. Parametric study of a hybrid one column air separation unit (ASU) and CO₂ power cycle based on advanced exergy cost analysis results. *Energy* 140, 261–275.

ÖZGEÇMİŞ

Kişisel Bilgiler

Soyadı, Adı : SEYİTOĞLU, Sertaç Samed
 Uyuşu : T.C.
 Doğum tarihi ve yeri : 17.08.1985 – Kayseri
 Medeni hali : Evli
 Telefon : 0 (364) 227 45 33
 e-mail : sertacseyitoglu@gmail.com

Eğitim

Derece	Eğitim Birimi	Mezuniyet Tarihi
Yüksek Lisans	Erciyes Üniversitesi Makine Müh.	2012
Lisans	Erciyes Üniversitesi Makine Müh.	2009
Lise	Sami Yangın Anadolu Lisesi	2003

İş Deneyimi

Yıl	Yer	Görev
2012-	Hitit Üniversitesi	Araştırma Görevlisi

Yabancı Dil

İngilizce

Yayınlar

1. Seyitoglu Sertaç Samed, Dincer Ibrahim, Kilicarslan Ali (2017), Energy and exergy analyses of hydrogen production by coal gasification, International Journal of Hydrogen Energy, 42(4), 2592-2600
2. Seyitoglu Sertaç Samed, Dincer Ibrahim, Kilicarslan Ali (2016), Assessment of an IGCC based trigeneration system for power, hydrogen and synthesis fuel production, International Journal of Hydrogen Energy, 41(19), 8168–8175

3. Seyitoğlu Sertaç Samed, Diñer İbrahim, Kılıçarslan Ali. (2015), Kömür gazlaştırma yöntemi ile hidrojen üretiminin termodinamik analizi, Ulusal Hidrojen Teknolojileri Kongresi, 20-23 Aralık, İstanbul.

