

YALOVA ÜNİVERSİTESİ ★ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**BİYOKÜTLE KAYNAKLI SENTEZ GAZINDAN HİDROJEN ÜRETİMİNİN
VE ENTEGRE BİR GÜÇ ÜRETİM SİSTEMİNİN İNCELENMESİ**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Mehmet Emre BURULDAY

Enerji Sistemleri Mühendisliği Anabilim Dalı

Enerji Sistemleri Mühendisliği Programı

AĞUSTOS 2019

YALOVA ÜNİVERSİTESİ ★ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**BİYOKÜTLE KAYNAKLI SENTEZ GAZINDAN HİDROJEN ÜRETİMİNİN
VE ENTEGRE BİR GÜÇ ÜRETİM SİSTEMİNİN İNCELENMESİ**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Mehmet Emre BURULDAY

165103006

Enerji Sistemleri Mühendisliği Anabilim Dalı

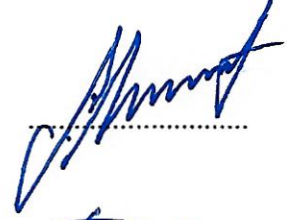
Enerji Sistemleri Mühendisliği Programı

Tez Danışmanı: Dr. Öğr. Üyesi Mehmet Selçuk MERT

AĞUSTOS 2019

YALOVA Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü'nün 165103006 numaralı Yüksek Lisans Öğrencisi **Mehmet Emre BURULDAY**, ilgili yönetmeliklerin belirlediği gerekli tüm şartları yerine getirdikten sonra hazırladığı “**BİYOKÜTLE KAYNAKLI SENTEZ GAZINDAN HİDROJEN ÜRETİMİNİN VE ENTEGRE BİR GÜÇ ÜRETİM SİSTEMİNİN İNCELENMESİ**” başlıklı tezini aşağıda imzaları olan jüri önünde başarı ile sunmuştur.

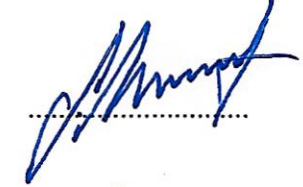
Tez Danışmanı : **Dr. Öğr. Üyesi Mehmet Selçuk MERT**
Yalova Üniversitesi



Jüri Üyeleri : **Prof. Dr. Fikret YÜKSEL**
Yalova Üniversitesi



Dr. Öğr. Üyesi Mehmet Selçuk MERT
Yalova Üniversitesi



Dr. Öğr. Üyesi Ömer Faruk DİLMAÇ
Çankırı Karatekin Üniversitesi



Teslim Tarihi : 24 Temmuz 2019
Savunma Tarihi : 29 Ağustos 2019





Ailem' e,



ÖNSÖZ

Yüksek lisans eğitimim ve tez çalışmam süresince bilgisi, tecrübesi, emeği ve her türlü desteği ile beni yönlendiren değerli hocam **Dr. Öğr. Üyesi Mehmet Selçuk MERT**'e sonsuz minnet ve teşekkürlerimi sunarım.

Yüksek lisans eğitimim boyunca destekleri ile her zaman arkamda duran başta değerli hocam **Prof. Dr. Fikret YÜKSEL**'e ve üzerimde emeği olan tüm hocalarıma teşekkürlerimi sunarım.

Bu çalışma, TÜBİTAK-1003 Öncelikli Alanlar AR-GE Projeleri Destekleme Programı, 'Biyokütleden Gazlaştırma Yoluyla Hidrojen Üretim Teknolojisi' başlıklı proje (Proje No: 213M765) kapsamında gerçekleştirilmiştir. Bu projeyi destekleyen TÜBİTAK'a teşekkürlerimi sunarım. Ayrıca, bu çalışmanın gerçekleştirilmesinde yüksek lisans tez projesi desteği sağlayan **Yalova Üniversitesi Bilimsel Araştırma Projeleri Koordinasyon Birimi**'ne (Proje No: 2018/YL/0009) teşekkür ederim.

Hayatım boyunca sevgileri ile her daim yanımda olan sevgili aileme, bana verdikleri emek, maddi ve manevi her türlü destek ve duydukları sonsuz güven için sonsuz teşekkür ederim.

Temmuz 2019

Mehmet Emre BURULDAY

Enerji Sistemleri Mühendisi



İÇİNDEKİLER

Sayfa

ÖNSÖZ.....	vii
İÇİNDEKİLER	ix
KISALTMALAR	xi
SİMGELER	xiii
ÇİZELGE LİSTESİ.....	xv
ŞEKİL LİSTESİ.....	xvii
ÖZET.....	xxi
SUMMARY	xxiii
1. GİRİŞ.....	1
2. ALTERNATİF BİR YAKIT OLARAK HİDROJEN.....	13
2.1 Hidrojen	13
2.1.1 Hidrojenin yakıt özellikleri.....	13
2.2 Hidrojen Ekonomisi.....	15
2.3 Uygulama Alanları.....	20
2.3.1 Kimyasal proseslerde hammadde olarak hidrojen kullanılması	21
2.3.2 Hidrojenin yakıt olarak kullanılması	22
2.3.3 Gaz türbinlerinde hidrojen kullanımı	26
2.4 Hidrojen Üretimi.....	26
2.4.1 Fosil kaynaklı hidrojen üretimi	30
2.4.2 Elektroliz ile hidrojen üretimi	33
3. BİYOKÜTLE TABANLI HİDROJEN ÜRETİMİ	35
3.1 Hidrojen Kaynağı Olarak Biyokütle	36
3.2 Biyokütlenin Enerji Dönüşümü	37
3.3 Biyokütle Dönüşüm Prosesleri	40
3.3.1 Kurutma	41
3.3.2 Piroliz	42
3.3.3 Sıvılaştırma.....	43
3.3.4 Yanma.....	44
3.4 Biyokütlenin Termokimyasal Gazlaştırılması	45
3.4.1 Oksidatif gazlaştırma	47
3.4.2 Hava ile gazlaştırma	47
3.4.3 Buharlı gazlaştırma.....	48
3.4.4 Dönüşüm verimliliği tanımları	50
3.5 Sülfür Giderimi	51
3.6 Su-Gaz Kayma Reaksiyonu (WGS)	52
3.7 Basınç Salımlı Adsorbsiyon (PSA)	53
3.8 CO ₂ Tutma ve Ayırma	55
4. GÜÇ ÇEVİRİMLERİ.....	57
4.1 Carnot Çevrimi	57
4.2 Gaz Akışkanlı Güç Çevrimleri	58

4.2.1 Otto ve Diesel çevrimleri.....	58
4.2.2 Brayton çevrimi	59
4.2.3 Stirling ve Ericson çevrimleri	61
4.3 Buharlı Güç Çevrimleri	61
4.3.1 Rankine çevrimi.....	61
4.3.2 Organik Rankine çevrimi (ORC).....	63
4.3.2.1 ORC için çalışma akışkanı seçimi	65
4.4 Düşük-Orta Isıl Kaynaklı ORC Güç Üretimi	68
4.4.1 Biyokütle destekli ORC güç çevrimi	69
4.4.2 Jeotermal destekli ORC güç çevrimi	71
4.4.3 Güneş destekli ORC güç çevrimi	73
4.4.4 ORC ile atık ısı geri kazanımı	74
4.4.4.1 Mekanik donanım ve endüstriyel işlemlerde ısı geri kazanımı	74
4.4.4.2 İçten yanmalı motorlarda ısı geri kazanımı	75
5. ENERJİ ve EKSERJİ ANALİZİ	77
5.1 Enerji.....	77
5.2 Enerji Analizi	78
5.3 Ekserji Analizi	79
5.3.1 Sürekli akışlı açık sistemlerde genel ekserji denkliği.....	79
5.3.2 Ekserji bileşenleri	80
5.3.3 Ekipman bazında ekserji denkliği.....	81
5.3.4 Ekserji verimi.....	81
6. HİDROJEN ve GÜÇ ÜRETİM SİSTEMİNİN MODELLENMESİ	83
6.1 Aspen HYSYS Simülasyonu	83
6.2 Hidrojen Üretim Prosesi	91
6.3 Jeotermal Destekli Güç Üretim Modeli	100
6.4 Güneş Destekli Güç Üretim Modeli	110
7. BULGULAR ve DEĞERLENDİRME	127
7.1 Biyokütle Tabanlı Hidrojen Üretim Prosesi Simülasyon Sonuçları	128
7.2 Jeotermal Destekli Güç Üretim Modeli Simülasyon Sonuçları	144
7.3 Güneş Destekli Güç Üretim Modeli Simülasyon Sonuçları	154
8. SONUÇ ve ÖNERİLER	165
KAYNAKLAR.....	169
ÖZGEÇMİŞ.....	187

KISALTMALAR

ABS	: Alçak basınç separatörü
ABT	: Alçak basınç türbini
ASHRAE	: Amerikan Isıtma Soğutma ve Havalandırma Mühendisleri Birliği (American Society of Heating Refrigerating and Air Conditioning Engineers)
ATR	: Oto-termal reformasyon (Auto-thermal reforming)
B	: Biyokütle
CCE	: Karbon dönüşüm verimi (Carbon conversion efficiency)
CGE	: Soğuk Gaz Verimliliği (Cold gas efficiency)
CHP	: Birleşik ısı ve güç sistemi (Combine heat and power)
CI	: Sıkıştırma-ateşlemeli (Compression Ignition)
CSP	: Yoğunlaştırılmış güneş sistemleri (Concentrated solar power)
FC	: Yakıt hücresi (Fuel cell)
FT	: Fischer-Tropsch
GEPA	: Güneş enerjisi potansiyel atlası
GİO	: Geri iş oranı
GWP	: Küresel ısınma potansiyeli (Global warming potential)
HCE	: Hidrojen dönüşüm verimi (Hydrogen conversion efficiency)
HHV	: Üst ısı değer (Higher heating value)
HT	: Yüksek sıcaklık (Hot temperature)
HTF	: Isı transfer akışkanı (Heat transfer fluid)
ICE	: İçten yanmalı motorlar (Internal combustion engines)
IEA	: Uluslararası Enerji Ajansı (International energy agency)
IGCC	: Entegre Gazlaştırma Kombine Çevrimleri (Integrated Gasification combine cycles)
kW	: Güç birimi (KiloWatt)
LHV	: Alt ısı değer (Lower heating value)
LPG	: Sıvılaştırılmış petrol gazı (Liquified petrol gas)
LT	: Düşük sıcaklık (Low temperature)
MW	: Güç birimi (MegaWatt)
ODP	: Ozon delme potansiyeli (Ozone depletion potential)
OMTS	: Octamethyltrisiloxane
ORC	: Organik Rankine çevrimi (Organic Rankine cycle)
PEM	: Polimer Elektrolit Membran
POX	: Kısmi oksidasyon (Partial oxidation)
PSA	: Basınç Salınımlı Adsorbsiyon (Pressure swing adsorption)
PTC	: Parabolik oluk kolektörler (Parabolik through collectors)
S	: Buhar (Steam)
SC	: Sabit Karbon

SI	: Buji-ateşlemeli (Spark Ignition)
TES	: Isı depolama sistemi (Thermal energy storage)
TÜBİTAK MAM	: Türkiye Bilimsel ve Teknolojik Araştırma Kurumu Marmara Araştırma Merkezi
VM	: Uçucu maddeler (Volatile matters)
WGS	: Su-Gaz Kayma (Water-gas shift)
YBS	: Yüksek basınç separatörü
YBT	: Yüksek basınç türbini



SİMGELER

\dot{m}	: Kütleli debi
\dot{m}_b	: Biyokütle debisi
\dot{m}_g	: Gaz debisi
ap	: Yaklaşma noktası (approach point)
A_{PTC}	: Kolektör Alanı
E _{tdi}	: Güneşten gelen doğrudan ışıma değeri
k	: Özgül ısıların oranı
LHV _b	: Gazlaştırıcıya beslenen biyokütlenin alt ısı değeri
LHV _g	: Gazlaştırıcıya beslenen sentez gazının alt ısı değeri
MWe	: Elektriksel güç
MW _{th}	: Isıl güç
P	: Basınç
pp	: Darboğaz noktası (pinch point)
ppb	: Milyarda bir (Part per billion)
ppm	: Milyonda bir (Part per million)
q _ç	: Birim kütlede çıkan ısı miktarı
Q _ç	: Çıkan ısı miktarı
q _g	: Birim kütlede giren ısı miktarı
Q _g	: Giren ısı miktarı
Q _{PTC}	: Kolektörlerden sağlanan ısı miktarı
rp	: Basınç oranı
T	: Sıcaklık
W _{net}	: Net güç miktarı
W _p	: Pompa gücü
W _t	: Türbin gücü
η_{PTC}	: Kolektör verimi
η_{th}	: Isıl verim
$\eta_{th,Carnot}$: Carnot ısı makinası verimi



ÇİZELGE LİSTESİ

Sayfa

Çizelge 2.1: Hidrojenin fiziksel özellikleri (Othmer, 1992).....	14
Çizelge 2.2: Hidrojen yakıtının bazı özelliklerinin diğer yakıtlarla karşılaştırılması (College of the Desert, 2001).....	15
Çizelge 2.3: Bazı yakıtların alt ısı değerleri (College of the Desert, 2001)	15
Çizelge 2.4: Çeşitli yakıt hücresi (FC) sistemleri için bazı temel özellikler (Lane, 1995; Takehara, 1995; Kinoshita, 1988).....	24
Çizelge 3.1: Bazı biyokütle kaynaklarının kimyasal bileşimi (Dascomb, 2013)	37
Çizelge 3.2: Bazı biyokütle tipleri için kimyasal bileşim değerleri (Vassilev, 2010).....	38
Çizelge 3.3: Çeşitli biyokütle kaynaklarının üst ısı değerleri (Dascomb, 2013).....	40
Çizelge 3.4: 725 K'de yaprak dökken ağaçların sıvılaştırılma ürünleri (Demirbaş, 2000)	43
Çizelge 3.5: Önemli gazlaştırma reaksiyonları.....	46
Çizelge 3.6: Gazlaştırıcı reaktanlar ve gazlaştırma üzerine etkileri.	47
Çizelge 4.1: ORC tesislerinde sık kullanılan çalışma akışkanları (Quoilin, 2013) ...	67
Çizelge 5.1: Enerji ve ekserjinin karşılaştırılması (Dinçer ve Çengel, 2001)	79
Çizelge 6.1: PR ve SRK durum denklemlerinin matematiksel modelleri [5].....	88
Çizelge 6.2: Farklı biyokütellerin kimyasal ve fiziksel içeriği (Bocci ve diğ, 2014)	96
Çizelge 6.3: İncelenen biyokütellerin fiziksel ve kimyasal özellikleri.....	97
Çizelge 6.4: Çeşitli biyokütellerin gazlaştırılmasıyla oluşan sentez gazı bileşimleri	97
Çizelge 6.5: Bölgesel biyokütle atık üretimi [9].....	99
Çizelge 6.6: Jeotermal üretim kuyularının kuyu başı değerleri [10]	105
Çizelge 6.7: Çeşitli ısı transfer sınırlarının 1 atm basınçta bazı özellikleri [16].....	119
Çizelge 6.8: LS-2 ve LS-3 güneş kolektörlerinin teknik özellikleri (Harats, 1989)	120
Çizelge 6.9: Çeşitli organik akışkanların bazı temel özellikleri (Wang, 2013).....	121
Çizelge 6.10: Manisa'da kurulmuş olan elektrik santral tipleri [14].....	125
Çizelge 7.1: Hidrojen üretim sistemi benzetim çalışması proses akım değerleri	131
Çizelge 7.2: Hidrojen üretim prosesi simülasyonu sonuçları	137
Çizelge 7.3: Simülasyonda tanımlanan biyokütle ve sentez gazı özellikleri	141
Çizelge 7.4: Simülasyon sonucu hesaplanan soğuk gaz verimliliği.	141
Çizelge 7.5: Sistemden ayrılan atık gazın enerjisi	141
Çizelge 7.6: Hidrojen üretim prosesi enerji yükleri.....	142
Çizelge 7.7: Biyokütle kaynaklı sentez gazı bileşimi	143
Çizelge 7.8: Hidrojen üretim prosesi kuyruk gazı (egzoz akımı) molar bileşimi....	143
Çizelge 7.9: Jeotermal güç santrali benzetim çalışması akım değerleri	145
Çizelge 7.10: Jeotermal güç santrali enerji akımları	145
Çizelge 7.11: Sırasıyla üretim kuyularından gelen kütle, enerji ve ekserji değerleri	148
Çizelge 7.12: ORC-2 Buharlaştırıcılara giren ve çıkan akım özellikleri.....	150

Çizelge 7.13: ORC-2 Kondenserine (E-102) giren ve çıkan akım değerleri	152
Çizelge 7.14: Güneş destekli güç üretim sistemi benzetim çalışması akım değerleri	158
Çizelge 7.15: Güneş destekli güç üretim modeli enerji akımları.....	158
Çizelge 7.16: Modellenen güneş destekli güç modeli ve SEGS ünitelerinin özellikleri (Duffie J.A., 2006)	162



ŞEKİL LİSTESİ

Sayfa

Şekil 1.1: Türkiye yenilenebilir enerji kaynaklı elektrik kurulu güç gelişimi [1]	2
Şekil 1.2: Gazlaştırma bazlı enerji dönüşümü proses akış şeması (Liu, 2010)	3
Şekil 2.1: Küresel hidrojen ekonomisine geçiş öngörüsü (Hefner, 2000).....	16
Şekil 2.2: Hidrojen enerji sistemleri (Jensen, 2000).....	16
Şekil 2.3: Fosil kaynakların tahmini ömürleri [2]	17
Şekil 2.4: Hidrojen enerjisinin uygulama alanları (Midilli, vd. 2005)	21
Şekil 2.5: Araçlarda kullanılan PEM yakıt hücresi akım şeması (Ahluwalia, 2005) ..	25
Şekil 2.6: H ₂ üretimi için çeşitli hammadde ve proses teknolojileri (IEA, 2006)	27
Şekil 2.7: H ₂ üretiminde kullanılan kaynaklar ve üretim yöntemleri (NREL, 2006) ..	29
Şekil 2.8: Elektroliz ile hidrojen üretimi (Hand, 2008)	33
Şekil 3.1: (1-4)-D-glikopiranoz birim hücresini gösteren selüloz moleküler yapısı .	36
Şekil 3.2: Ligninin temsili polimerik yapısı (McKendry, 2002)	37
Şekil 3.3: Selülozun ayrışma süreci (Demirbaş, 2000).....	43
Şekil 3.4: Biyokütleden Piroliz, gazlaşma ve yanma örneği (Reed,1988)	45
Şekil 3.5: Biyokütle gazlaştırma yoluyla metanol, hidrojen veya FT dizel üretimi için genel akış şeması (IEA/HIA, 2006)	45
Şekil 3.6: S/B ağırlık oranının buhar dönüşümüne etkisi (Rauch, 2001)	49
Şekil 3.7 Örnek PSA sistemi temel akış diyagramı [3]	54
Şekil 4.1: Carnot çevriminin P-v ve T-s diyagramları (Çengel, 2012)	58
Şekil 4.2: Benzin ve dizel motoru piston-silindir düzeneği (Çengel, 2012).....	59
Şekil 4.3: Açık Brayton (a) ve İdeal kapalı Brayton (b) çevrimleri (Çengel, 2012) .	60
Şekil 4.4: Brayton çevriminin P-v ve T-s diyagramları (Çengel, 2012).....	61
Şekil 4.5: Basit ideal Rankine çevrimi ve T-s diyagramı (Çengel, 2012)	62
Şekil 4.6: Organik Rankine çevrimi akış şeması ve T-s diyagramı (Antonelli, 2015)	64
Şekil 4.7 Islak, izantropik ve kuru akışkanlar için T-s diyagramları (Badr, 1985)....	66
Şekil 4.8: ORC piyasa evrimi ve kaynakların kullanımındaki payı (Enertime, 2012) .	68
Şekil 4.9: ORC santrallerinde enerji kaynaklarının yüzde kullanım oranları [4]	69
Şekil 4.10: Biyokütle CHP-ORC sistemi enerji akışı (Quoilin, 2013).....	70
Şekil 4.11: Bir biyokütle CHP-ORC sisteminin çalışma prensibi (Quoilin, 2013) ..	70
Şekil 4.12: Jeotermal ORC sisteminin çalışma prensibi (Quoilin, 2013).....	71
Şekil 4.13: Farklı akışkanlar için buharlaşma sıcaklığına göre GIO değişimi (Quoilin, 2013).....	72
Şekil 4.14: PTC-ORC güç sistemi çalışma prensibi (Quoilin, 2013)	74
Şekil 5.1: Ekserjinin bileşenleri (Çomaklı, 2004)	80
Şekil 6.1: HYSYS programında otomatik hesaplanan bazı termodinamik özellikler	85
Şekil 6.2: Faz dengesi hesabında farklı modellerin örnek bir karşılaştırması	87
Şekil 6.3: Aspen HYSYS simülasyon programı örnek ekipman gösterimi.....	88

Şekil 6.4: Aspen HYSYS programı reaktör çeşitleri	89
Şekil 6.5: Biyokütleden gazlaştırma yoluyla H ₂ üretimine ilişkin blok akım şeması	91
Şekil 6.6: ORC entegre hidrojen üretim prosesi akış şeması.....	93
Şekil 6.7: ORC-1 entegre hidrojen üretim prosesinin HYSYS benzetimi ekran görüntüsü ve ekipman tanımları	95
Şekil 6.8: Orman kaynaklı biyokütle haritası ve tarımsal atık potansiyeli [7,8]	99
Şekil 6.9: Jeotermal destekli entegre hidrojen ve güç üretim sistemi.....	102
Şekil 6.10: Jeotermal destekli güç üretim modeli proses akım şeması.....	103
Şekil 6.11: ORC-2 entegre jeotermal kaynaklı güç üretim modeli benzetim ekran görüntüsü ve ekipman tanımları	104
Şekil 6.12: Jeotermal santral lokasyonu Alaşehir ilçesi Piyadeler Köyü Mevkii [10]	105
Şekil 6.13: Üretim – Enjeksiyon Hat ve Kuyu yerleşimi planı [10].....	106
Şekil 6.14: Kuyu başı boru hattı ve ayırıcı ünitesi görünümü [10].....	107
Şekil 6.15: Türkiye jeotermal kaynaklar dağılımı ve uygulama haritası [13]	108
Şekil 6.16: Jeotermal kaynaklı elektrik sahaları [13]	109
Şekil 6.17: Parabolik oluk kolektör (PTC) biriminin temel yapısı [15]	111
Şekil 6.18: Güneş destekli entegre hidrojen ve güç üretim sistemi	112
Şekil 6.19: Güneş destekli güç üretim modeli proses akım şeması	114
Şekil 6.20: RC ve ORC-3 entegre güneş destekli güç üretim modelinin benzetim ekran görüntüsü ve ekipman tanımlar	116
Şekil 6.21: RC ve ORC-3 entegre doğalgazlı güç üretim modelinin benzetim ekran görüntüsü ve ekipman tanımları	118
Şekil 6.22: Türkiye güneş enerjisi potansiyel atlası [17].....	123
Şekil 6.23: Manisa güneş enerjisi potansiyel haritası [19]	125
Şekil 7.1: Organik Rankine çevrimi (ORC-1) T-s diyagramı.....	130
Şekil 7.2: Gazlaştırıcı ikinci kademesi sıcaklığına bağlı sentez gazı debi değişimi	132
Şekil 7.3: Sentez gazı sıcaklığına bağlı olarak WGS reaktörü sıcaklık değişimi	133
Şekil 7.4: Sentez gazı sıcaklığına bağlı olarak WGS dönüşüm yüzdesi değişimi ...	134
Şekil 7.5: Sentez gazı sıcaklığına bağlı Buhar/CO ve H ₂ /CO oranlarının değişimi	134
Şekil 7.6: WGS için beslenen su debisine bağlı sentez gazındaki değişim	135
Şekil 7.7: Şartlandırma için gereken su debisine bağlı WGS dönüşüm yüzdesi	135
Şekil 7.8: Su debisine bağlı WGS reaktörü sıcaklık değişimi	136
Şekil 7.9: E-1 ısı değiştiricisinde ORC-1 akışkanına aktarılan enerji	138
Şekil 7.10: E-2 ısı değiştiricisinde ORC-1 akışkanına aktarılan enerji ve hal değişimi	139
Şekil 7.11: E-3 ısı değiştiricisinde ORC-1 akışkanına aktarılan enerji	140
Şekil 7.12: ORC-1 entegre H ₂ üretim prosesinde giren ve çıkan akımlar	142
Şekil 7.13: Flaş buhar çevrimi T-s diyagramı	147
Şekil 7.14: Organik Rankine çevrimi (ORC-2) T-s diyagramı.....	147
Şekil 7.15: Buharlaştırıcılarda R-134a sıvısına aktarılan enerji ve faz değişimi.....	151
Şekil 7.16: ORC-2 kondenserde gerçekleşen enerji transferi ve faz değişimi.....	152
Şekil 7.17: Evaporatör-1 ısı değiştiricisinde gerçekleşen ısı transferi.....	155
Şekil 7.18: Evaporatör-2 ısı değiştiricisinde gerçekleşen ısı transferi.....	156
Şekil 7.19: E-103 reküperatörü giren ve çıkan akımları gösteren grafik.....	157
Şekil 7.20: Güneş destekli güç sistemi Rankine çevrimi T-s diyagramı	160

Şekil 7.21: Güneş destekli güç sistemi organik Rankine çevrimi (ORC-3) T-s diyagramı..... 160





BİYOKÜTLE KAYNAKLI SENTEZ GAZINDAN HİDROJEN ÜRETİMİNİN VE ENTEGRE BİR GÜÇ ÜRETİM SİSTEMİNİN İNCELENMESİ

ÖZET

Teknolojinin gelişmesi ve endüstriyel büyüme ile birlikte kesintisiz enerjiye olan talep hızla artmaktadır. Özellikle, ülkemizde büyük oranda dışa bağımlı temin edilen fosil kaynaklı yakıtların rezervlerinin gün geçtikçe azaldığı günümüzde ihtiyaç duyulan enerjinin biyokütle, jeotermal, güneş ve rüzgâr gibi sürdürülebilir, yerli ve yenilenebilir kaynaklardan üretilmesi önem kazanmıştır. Bununla birlikte, fosil kaynaklı yakıtlara alternatif temiz yakıt teknolojilerinin geliştirilmesi ve uygulanması da geleceğe yönelik endişelerin giderilmesi bakımından önemlidir. Bu noktada, moleküler olarak doğada yaygın olmamasına rağmen, çeşitli yöntemlerle doğadaki farklı kaynaklardan üretilen ve yüksek enerji içeriğine sahip olan hidrojen gazı alternatif bir yakıt olarak öne çıkmaktadır. Gelecekte hidrojene dayalı teknolojilerin gelişerek artmasıyla birlikte, birleşik hidrojen ve güç üretim sistemlerinin ekonomik ve verimli bir şekilde uygulanmasının, enerjide arz ve talep dengesinin sürdürülebilir kılınmasına büyük katkı sağlayacağı öngörülmektedir.

Bu çalışmada, biyokütlenin gazlaştırılmasıyla oluşan sentez gazından termokimyasal proses işlemleri ile hidrojen üretiminin incelenmesi ve hidrojen üretim prosesinin ihtiyaç duyduğu enerjinin karşılanması için yenilenebilir kaynaklı bir güç üretim sisteminin modellenmesi amaçlanmıştır. Bu kapsamda, yüksek saflıkta hidrojen üretimi sağlayan bir hidrojen üretim prosesi ile entegre jeotermal ve güneş enerjisi destekli olmak üzere iki ayrı güç üretim sistemi modellenmiştir. Modellenen entegre hidrojen ve güç üretim sistemleri Aspen HYSYS paket programı vasıtasıyla bilgisayar destekli benzetim yapılarak incelenmiştir. Ayrıca, ekserji analizi yöntemi kullanılarak, modellenen hidrojen ve güç üretim sistemlerinin performansları ayrı ayrı incelenmiş, enerji ve ekserji verimlilikleri değerlendirilmiştir. Böylece, yerli ve yenilenebilir bir kaynak olan biyokütle esaslı sentez gazından katma değeri yüksek hidrojen gazının üretildiği bir sistem ile beraber hidrojen üretim prosesine entegre olarak yine yenilenebilir kaynakların kullanıldığı hibrit bir güç üretim sisteminin yapılabilirliği araştırılmıştır.



INVESTIGATION OF HYDROGEN PRODUCTION FROM BIOMASS- DERIVED SYNTHESIS GAS AND INTEGRATED A POWER GENERATION SYSTEM

SUMMARY

The demand for uninterrupted energy is increasing rapidly along with the development of technology and industrial growth. The reserves of fossil fuels, which are largely dependent on foreign sources especially in our country today, are decreasing day by day. It has gained importance to generate the required energy from sustainable, domestic and renewable sources such as biomass, geothermal, solar and wind. At the same time, the development and implementation of alternative clean fuel technologies to fossil fuels is important in terms of eliminating future concerns. At this point, although not molecularly common in nature, hydrogen gas which can be produced from different sources in nature by various methods and has high energy content, stands out as an alternative fuel. It is anticipated that the economic and efficient implementation of combined hydrogen and power generation systems will greatly contribute to the sustainability of the supply and demand balance in energy with the increasing of hydrogen-based technologies in the future.

In this study, it is aimed to examine the production of hydrogen from synthesis gas produced by gasification of biomass using thermochemical processes and to model a renewable source based power generation system to supply the energy required by hydrogen production process. Within this scope, two different power generation systems based on geothermal and solar energy sources are modeled integrated with the hydrogen production process that provides high purity hydrogen production. The modeled integrated hydrogen and power generation systems are examined by computer aided simulation using Aspen HYSYS package program. In addition, by using the exergy analysis method, the performances of the modeled hydrogen and power generation systems were examined separately and their energy and exergy efficiencies were evaluated. Thus, the feasibility of a hybrid power generation system using renewable resources integrated with the hydrogen production process together with a system in which high value-added hydrogen gas from biomass based synthesis gas, which is a domestic and renewable resource was investigated.

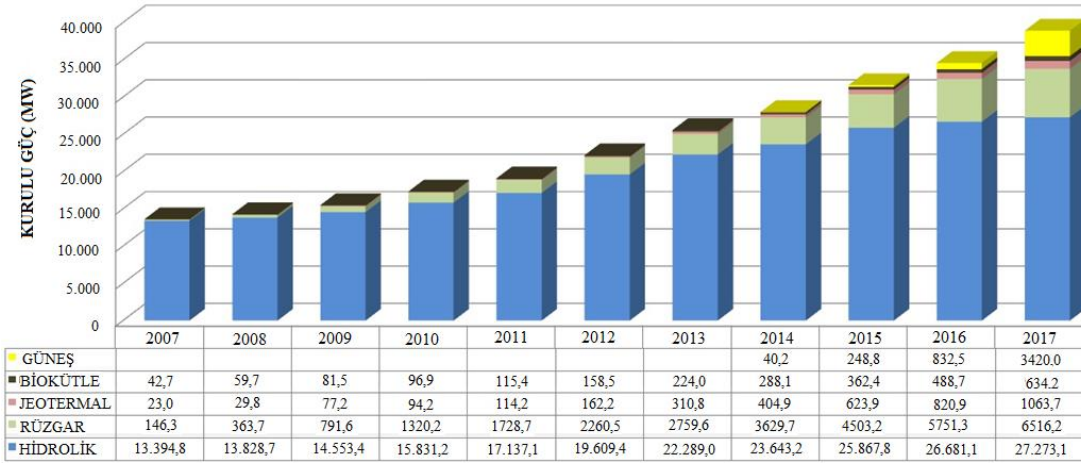


1. GİRİŞ

Teknolojinin ve endüstrinin hızla gelişmesi, artan nüfusla birlikte ihtiyaç duyulan enerjinin de günden güne artmasına sebep olmaktadır. Bu nedenle, sürdürülebilir enerji dengesinin kurulabilmesi için yapılan çalışmalar her geçen gün artmaktadır. Ayrıca, sürdürülebilir enerji arz ve talep dengesinin sağlanması ekonomik kalkınmanın temel unsurlarındandır. Bu noktada, yerli ve yenilenebilir enerji kaynaklarının etkin ve verimli bir şekilde kullanılması, ülkemizin enerji güvenliğinin sağlanması ile beraber ekonomik bağımsızlığı açısından da önem taşımaktadır.

Enerji ihtiyacının karşılanması için günümüzde kullanılan kaynaklar genel olarak yenilenebilir ve konvansiyonel olarak iki kısımda incelenmektedir. Büyük ölçüde dışa bağımlı olarak temin edilen petrol, doğalgaz ve kömür gibi fosil kaynaklı yakıtların tüketiminin azaltılması, ülkemizde önemli potansiyele sahip güneş, rüzgâr, hidroelektrik, jeotermal ve biyokütle gibi yerli ve yenilenebilir enerji kaynaklarının kullanılması ile mümkün görünmektedir.

Yenilenebilir enerji kaynakları sürdürülebilir, ekonomik ve çevre dostu özelliklere sahiptir ve sürekli yenilenen doğal süreçlerden elde edilmektedir. Yenilenebilir kaynaklar kullanılarak doğrudan ya da türetilen biyoyakıtlardan ısı ve elektrik enerjisi elde etmek mümkündür. Teknolojinin gelişmesi ve ekonomik verimlerin artmasıyla özellikle yenilenebilir enerji kaynaklarına dayalı elektrik üretimi sürekli olarak gelişmektedir. Şekil 1.1'de Türkiye için 2007-2017 yılları arasında yenilenebilir enerji kaynaklarına dayalı elektrik üretimi gerçekleştiren tesislerin kurulu güçlerindeki artış görülmektedir [1]. Bununla birlikte, fosil yakıtların kullanılması sonucunda ortaya çıkan sera gazı emisyonları ve olumsuz diğer çevresel etkiler sebebiyle, fosil enerji kaynaklarına alternatif olabilecek temiz yakıt teknolojilerinin geliştirilmesi de günümüzde zorunlu hale gelmiştir. Bu noktada, moleküler olarak doğada yaygın olarak bulunmamasına rağmen, farklı teknolojiler kullanılarak çeşitli kaynaklardan üretilen ve yüksek enerji içeriğine sahip olan hidrojen gazı alternatif bir yakıt olarak öne çıkmaktadır.



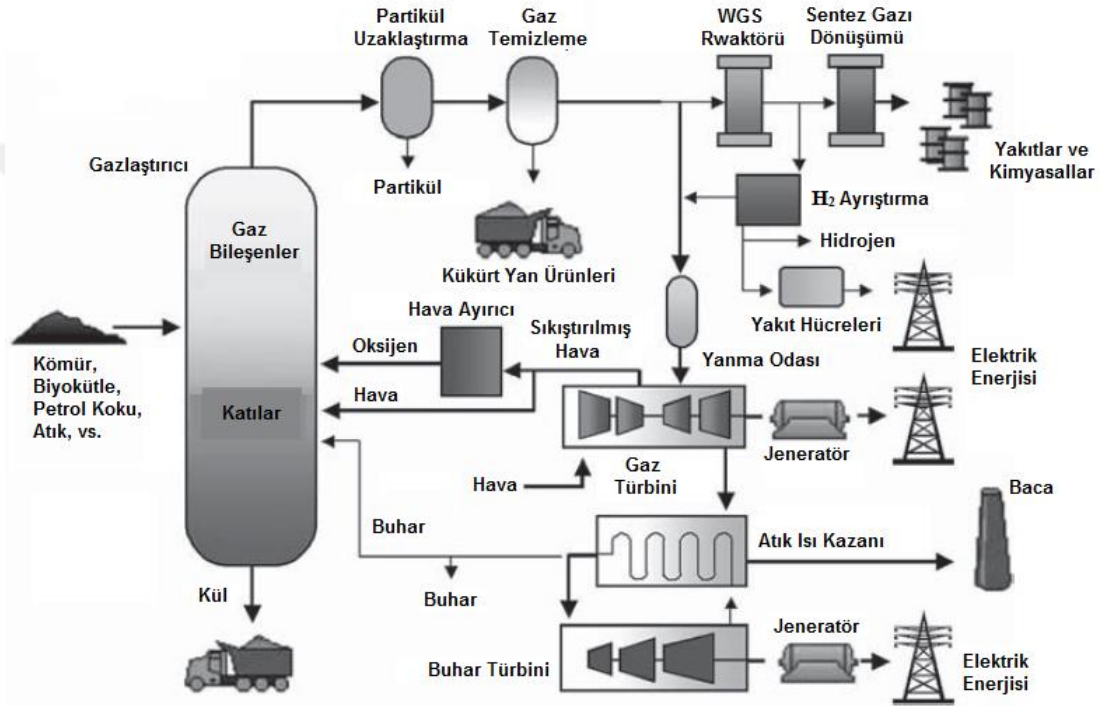
Şekil 1.1: Türkiye yenilenebilir enerji kaynaklı elektrik kurulu güç gelişimi [1]

Biyokütle ve kömür kaynaklarının gazlaştırılması sonucu ortaya çıkan sentez gazından hidrojen gazı üretmek mümkündür. Gazlaştırma prosesi ile elde edilen sentez gazının bir takım proses işlemlerinden geçmesi sonucunda temiz teknolojiler ile kullanılabilen ve katma değeri yüksek bir enerji taşıyıcısı olan hidrojen gazı elde edilir. Biyokütle dönüşüm teknolojileri arasında doğrudan yakma yerine, özellikle biyoyakıt üretiminde verimli ve daha temiz bir teknoloji olması sebebiyle gazlaştırma işlemi tercih edilmektedir. Ayrıca geliştirilen hidrojen sistemleri ile güç sistemlerinin entegre edilmesiyle tasarlanan hibrit enerji sistemleri sonucunda hidrojen ve güç üretimi birlikte sağlanabilmektedir (Adamson, 2004).

Entegre hidrojen ve güç üretimi daha çok entegre gazlaştırma kombine çevrim (IGCC) sistemleri üzerine yoğunlaşmıştır. Kömür, biyokütle, petrol koku ve diğer hammaddelerin gazlaştırılması sonucunda üretilen sentez gazlarıyla doğrudan elektrik üretildiği gibi uygun dönüşüm yöntemleri kullanılarak çok çeşitli kimyasallar (amonyak, metanol, dimetil eter, dizel vs.), hidrojen ve diğer sıvı-gaz yakıtlar üretilebilir. Bu tür gazlaştırmaya dayalı üretim sistemleri için Şekil 1.2’de genel bir proses akış şeması gösterilmiştir.

Kömür, fosil kaynaklara kıyasla düşük maliyetli ve zengin bir enerji kaynağı olmakla birlikte, elektrik enerjisi üretimi için uygun bir seçimdir. Özellikle, yakıt olarak kömür-biyokütle karışımlarının kullanıldığı entegre gazlaştırma kombine çevrimli (IGCC) sistemler, elektrik enerjisi üretiminde geleneksel yakma teknolojilerine göre daha üstün verimlilik değerlerine sahiptir. Bunun yanında, CO₂ emisyonları da dâhil olmak üzere gelecekteki zorlu çevresel yönetmeliklere uyma kabiliyetine sahip umut

verici teknolojilerdendir (Majoumerd, 2012). Temel IGCC sistemler üç ana kısımdan oluşur. İlk kısım, hammaddenin gazlaştırıldığı prosesi içerir ve ana elemanlar olarak hammadde hazırlama, hava ayırıştırma, gazlaştırıcı reaktör ve sentez gazı soğutma ünitelerinden oluşur. İkinci kısım ise sentez gazı temizleme bloğudur. Bu kısım parçacık temizleme ünitesi, karbonil sülfür (COS) hidroliz ünitesi, düşük sıcaklıkta gaz soğutma, asit-gaz temizleme ünitesi ve kükürt geri kazanım ünitesinden oluşur. Son kısım ise genellikle gaz türbini, atık ısı kazanı ve buhar türbinlerini içeren güç bloğudur.



Şekil 1.2: Gazlaştırma bazlı enerji dönüşümü proses akış şeması (Liu, 2010)

Sentez gazına dayalı enerji dönüşüm işlemlerinin, dünyanın gelecekteki enerji görünümünde giderek daha önemli bir rol oynayacağı beklenmektedir. Bu dönüşüm işlemleri ve üretilen ürünlere ilişkin detaylı bir özet Şekil 1.2 ile sunulmuştur. Buradan da anlaşılacağı üzere sentez gazına dayalı hidrojen üretimi ve hidrojen saflaştırma teknolojileri, gelecekte oluşturulmak istenen herhangi bir hidrojen ekonomisine yönelik kritik önem taşımaktadır. Bu alanda yapılan çalışmaların ve gösterilen ilginin günden güne artması, hükümetler ve fon sağlayan kuruluşlar tarafından Ar-Ge faaliyetleri için verilen desteklerin artış eğiliminde olması, bu tür sistemler üzerinde gelecek yıllarda önemli gelişmeler sağlanacağına işaret etmektedir.

Literatürde birleşik hidrojen ve güç üretim sistemleri üzerine yapılan çalışmalar genellikle kömür ya da biyokütlenin termokimyasal yöntemlerle dönüştürülmesi sonucu ortaya çıkan gaz ürünlerin doğrudan yakılması ya da elde edilen sentez gazından ayrıştırılan hidrojenin bir yakma prosesinde değerlendirilmesi ile ısı ve güç üretiminin gerçekleştirildiği entegre gazlaştırma kombine çevrim (IGCC) sistemlerini kapsamaktadır. Ayrıca, entegre yakıt hücreli tasarımlar ve elektroliz ile birlikte biyokütle tabanlı hidrojen üretim sistemleri ve yenilenebilir kaynaklı güç sistemlerinin birlikte değerlendirildiği modeller üzerine çalışmalar mevcuttur. Bu çalışmalardan bazıları aşağıda kısaca özetlenmiştir.

Salkuyeh (2015), çalışmasında yakıt olarak doğalgaz ve kaya gazı kullanarak çeşitli sıvı yakıtların üretimi ile birlikte güç üretiminin gerçekleştirildiği entegre sistem tasarlamıştır. Aspen Plus simülasyon programı kullanarak tasarladığı modellerin tekno-ekonomik analiz ve optimizasyonunu gerçekleştirmiştir. Çalışmada sonuç olarak, incelenen güç sisteminin piroliz ve gazlaştırma gibi termokimyasal yöntemler kullanılarak çeşitli sıvı veya gaz yakıt üretim sistemleri ile verimli bir şekilde entegre edilebileceği ve düşük CO₂ emisyonlarının sağlanabileceği ortaya konulmuştur.

Majoumerd (2012), CO₂ yakalama metotları ile birlikte işletilebilecek hidrojen zengin sentez gazı üretimini incelemiş ve entegre gazlaştırma kombine çevrim (IGCC) uygulaması kapsamında gaz türbinli güç üretim sistemi modeli geliştirmiştir. Yapılan çalışma sonucunda, hidrojen zengin sentez gazının doğalgazlı sistemlere kıyasla gaz türbini uygulamalarında önemli değişikliklere gerek duyulmaksızın yakıt olarak kullanılabilirliği ve düşük CO₂ emisyon değerlerinin sağlanabileceği belirtilmiştir.

Bir diğer çalışmada, Chen vd. (2012), Pro/II® V8.1.1 simülasyon programını kullanarak CO₂ yakalama prosesine sahip bir entegre gazlaştırma kombine çevrim (IGCC) sisteminin performansını incelemiştir. Sistemde güç üretimi için gaz türbini, buhar türbini ve doğrudan sentez gazının iş gördüğü bir türbin sistemi kullanılarak %42,22 verimle 311,78 MW net elektrik çıkışı sağlanmış ve %50 ve %90 oranlarında gerçekleşen CO₂ yakalama sonucunda sistem veriminin sırasıyla %38,96 ve %36,74'e düştüğü hesaplanmıştır.

Bhattacharya, (2014) 6,4 MWe entegre biyokütle gazlaştırma kombine çevrim (IBGCC) tesisinin teknik analizini yapmış ve sistem performansını incelemiştir. Sonuç olarak üç adet içten yanmalı gaz motoru kullanarak 5,85 MW elektrik enerjisi ve sistemin atık ısısını kullanan bir Rankine çevrimi ile ilave 550 kW güç üretimi gerçekleştiren sistemin geleneksel yakma tesislerine kıyasla daha verimli ve avantajlı olduğu sonucuna ulaşmışlardır.

Bai vd. (2017) enerji ihtiyacının yoğunlaştırılmış güneş enerjisi kullanılarak karşılandığı biyokütle kaynaklı gazlaştırmaya dayalı sentez gazı üretimine entegre gaz türbini ve Rankine çevrimli hibrit bir güç üretim sistemi tasarlamışlardır. Sistemin toplam enerji verimliliği %27,93 olarak hesaplanırken güneş enerjisi kullanılarak elektrik üretim veriminin ise %19,89'a ulaştığı kaydedilmiştir.

Perna vd. (2015) 100 kW kapasiteli kojenerasyon uygulaması kapsamında iki ayrı biyokütle gazlaştırma ve entegre katı oksit yakıt hücresi (SOFC) güç üretim sistemi modellemiştir. Modellenen gazlaştırma / SOFC entegre güç sisteminin termodinamik verimi %30 olarak hesaplanmış ve geleneksel sistemlere kıyasla düşük emisyon değerlerine sahip olduğu ifade edilmiştir.

Paengjuntuek vd. (2015) hammadde olarak pirinç samanı kullanan entegre bir biyokütle gazlaştırma yakıt hücresi (BGFC) sisteminin performansını Aspen Plus simülasyon programını kullanarak incelemiştir. Çalışma sonucunda, uygun çalışma koşulları için 205,35 kg/saat pirinç samanının gazlaştırılmasıyla, buhar türbini ve SOFC kullanılarak 1395,61 kW net elektrik üretimi gerçekleştirilmiştir ve sistemin toplam enerji verimi prostedeki atık buhar ısısının da değerlendirilmesiyle %69,38 olarak hesaplanmıştır.

Nooruddin (2011) yakıt olarak linyit kömürü ve pamuk sapının kullanıldığı entegre gazlaştırma kombine çevrim (IGCC) uygulaması kapsamında hibrit bir güç ve hidrojen (H₂) üretim sisteminin simülasyon programı ile bilgisayar ortamında benzetimini yapmış ve optimizasyonunu gerçekleştirmiştir. Çalışmada, sisteme beslenecek uygun yakıt oranının pamuk sapsarı ve linyit kömürü için 40:60 olduğu, sadece kömür yerine biyokütle kömür karışımının yakıt olarak beslenmesi sonucunda gaz türbini çıkışındaki güç miktarında ve H₂ üretiminde artış sağladığı ortaya

konulmuştur. Bununla birlikte, maksimum güç ve hidrojen üretiminin sağlandığı gazlaştırma sıcaklık aralığı da 1100-1130°C olarak bulunmuştur.

Franzoni vd. (2009), buharlı bir güç üretim santrali ile entegre biyokütle ve kömür karışımlarının gazlaştırılmasıyla oluşan sentez gazına dayalı hidrojen üretim sistemi için termodinamik ve ekonomik model geliştirmiştir. Çalışma sonucunda elde edilen sonuçlara göre, gazlaştırmanın, sadece piroliz işlemine kıyasla buharlı enerji santralinin elektrik verimliliği üzerinde daha büyük bir etkiye sahip olduğu ve 200 MWth büyüklüğündeki bir gazlaştırma sisteminin entegrasyonunun, sistemden toplamda 2,5 puanlık bir verim kaybına sebep olduğu bulunmuştur. Ayrıca, gazlaştırma sürecinin, daha yüksek sermaye maliyetleri ve santraldeki verimlilik kaybından kaynaklanan gelir azalması nedeniyle daha maliyetli olduğu bu nedenle, piroliz sistemlerinin, elektrik ve hidrojen üretmek için cazip bir seçenek olarak değerlendirilebileceği ancak piroliz teknolojisinin özellikle büyük boyutlu tesisler için geliştirilmesi gerekliliği vurgulanmıştır.

Ersöz vd. (2018) tarafından lignoselülozik biyokütlenin gazlaştırılmasıyla elde edilen sentez gazından hidrojen üretimi incelenmiş ve biyokütlenin gazlaştırılarak yüksek saflıkta hidrojen üretimi sürecindeki adımlar Aspen HYSYS simülasyon programı kullanılarak modellenmiştir. Elde edilen bulgular temelinde, hidrojen zengin sentez gazı bileşimi belirlenmiş, basınç salınlı adsorpsiyon (PSA) kullanılarak %99,999 saflıkta hidrojen üretimi gerçekleştirilmiştir. PSA biriminden önce ürün gazının alt ısıl değeri yaklaşık 4500 kJ/kg, soğuk gaz verimi ve toplam yakıt işleme verimleri ise sırasıyla, %59 ve yaklaşık %93 olarak bulunmuştur. Ayrıca beslenen 1 kg biyokütle için 76,1 g hidrojen üretiminin gerçekleştiği hesaplanmıştır.

Al'Zahrani, (2013), çalışmasında güç üretimi ve soğutma işlemlerinin bir arada gerçekleştirildiği güneş destekli entegre bir sistemin termodinamik tabanlı tasarım ve analizini yapmıştır. Enerji üretimi için ara ısıtmalı bir süperkritik karbon-dioksit (S-CO₂) Rankine çevrimi bir ısıl enerji depolamalı tasarlanan bir PTC sistemine entegre edilmiştir. Soğutma işlemi için ise süperkritik karbon-dioksit (S-CO₂) Rankine çevrimi ile entegre absorpsiyonlu soğutma sistemi kullanılmıştır. Farklı çalışma koşullarında sistemde enerji ve ekserji verimleri ve çalışma performansı incelenmiştir. Sonuç olarak toplam 1 MW güç kapasiteli tasarlanan CSP için PTC sistemi enerji verimi %66,35 ve ekserji verimi % 38,51 olarak bulunmuştur. Ayrıca

ihtiyaç duyulan toplam kollektör alanı 21.850 m² değerinde hesaplanmıştır. Son olarak ara ısıtım entegre edilen S-CO₂ Rankine güç çevriminin enerji ve ekserji verimleri, CSP tesisi ile ortak çalışma koşulları altında incelenmiş, çevrim boyunca meydana gelen ekserji tahribat oranları değerlendirilmiş ve önerilen entegre sistemin geliştirilebileceği ortaya konmuştur.

Zhang, vd., (2019), önerdikleri çalışmada birleşik soğutma, ısıtma ve güç üretimi sağlayan bir sistemde (CHP), ısıtma ve güç üretimi için biyo-gaz ve doğal gaz yakıtlarının yakıldığı, soğutma için ise toprak kaynaklı ısı pompasına dayalı entegre bir sistem modellenmiş ve sistemin exergoekonomik analizi yapılmıştır. Modellenen sistemde üç farklı gaz kütle oranı altında biyokütle ve doğal gaz maliyeti, faiz oranı, hizmet ömrü ve çalışma süresi katsayısı gibi parametrelerin elde edilen ürünlerin birim ekserji maliyeti üzerindeki etkileri incelenmiştir. Doğal gaz kullanımının sistemin ekserji verimliliğini artırdığını, Ayrıca, biyokütle maliyetinin, doğal gaz maliyetinin ve faiz oranının artmasıyla ürünlerin birim ekserji maliyetinin de arttığını, hizmet ömrü ve çalışma süresi katsayısının artmasıyla birlikte doğrusal olmayan şekilde azaldığı ortaya konmuştur. Önerilen CHP sistemi, diğer hibrit yenilenebilir enerji sistemleri için örnek oluşturmuş ve exergoekonomik analiz kullanılarak bu tür karmaşık entegre enerji sistemleri için daha kolay performans değerlendirmesinin mümkün olduğu sonucuna varılmıştır.

Morrone, vd. (2018) yaptıkları çalışmada birleşik ısı ve güç üretimi için tamamen yenilenebilir kaynaklı mikro hibrit bir enerji sistemi modellenmiş ve sistemin performansı incelenmiştir. Modellenen sistem, geleneksel bir biyokütle kazanından ve parabolik oluk kolektörlerinden oluşan yoğunlaştırıcı bir güneş enerjisi sistemi tarafından beslenen bir organik Rankine çevriminden oluşmaktadır. Modellenen entegre birleşik ısı ve güç sisteminin performansı, karşılık gelen tek kaynaklı sistemler (yalnızca güneş enerjisi ve biyokütle sistemleri) ile karşılaştırılmış ayrıca sistemin konut sektörüne uygunluğu da araştırılmıştır. Araştırma, biyokütle/güneş hibridizasyonunun biyokütle tüketimini azalttığı, maksimum çalışma saatlerini ve sistem verimliliğini ise arttırdığını göstermiştir. Ayrıca, biyokütle entegrasyonu, yıllık net güneş enerjisinden elde edilen elektrik verimliliğini de yükseltmiştir. Sonuç olarak modellenen entegre sistemde olduğu gibi yapılan hibridizasyonun, güneş enerjisi destekli organik Rankine çevrimlerinin kesintisiz şekilde işletilmesini ve

yeterli olmayan düşük enerjili güneş ışınlarının daha iyi kullanılmasını sağladığı ortaya konmuştur.

Zhou, (2014), çalışmasında ısı kaynağı olarak güneş ve jeotermal enerjisi kullanan süperkritik bir ORC güç sistemi modellenmiştir. Modellenen entegre güç sisteminde güneş ve jeotermal enerjinin bir arada kullanılarak sistemin verimliliğinin artırılması hedeflenmiştir. İnceleme sonucunda elde edilen sistem performansı bağımsız güneş enerjisi ve jeotermal tesislerin performanslarıyla karşılaştırılmıştır. Ayrıca modellenen güç çevrimleri Aspen HYSYS yazılımı kullanılarak simüle edilmiştir. Süperkritik bir ORC kullanan hibrit sistemin, ekserji girişinin en az % 66'sının güneş enerjisi ile karşılanması durumunda, geleneksel ORC kullanan sistemlerden.% 4-17 oranında daha iyi performans sağladığını göstermektedir. Ekserji analizi sonucunda %66'dan daha fazla bir güneş ekserji oranı ile hibrit sistemin enerji verimliliği süperkritik sistem için yaklaşık % 27-34 iken subkritik hibrit sistem için % 23-32 civarında bulunmuştur. Ekonomik olarak, süperkritik ORC kullanan hibrit tesisin, alt kritik senaryodakinden yaklaşık %1,5-3,3 daha düşük bir güneş enerjisi değeri ile daha düşük elektrik maliyetine sahip olduğu ortaya konmuştur.

Pantaleo, vd. (2017) çalışmalarında harici yakıtlı bir gaz türbini ve organik Rankine çevrimi içeren güneş ve biyokütle kaynaklı hibrit bir birleşik ısı ve güç (CHP) sisteminin termo-ekonomik analizini gerçekleştirmişlerdir. Birincil enerji girişi, bir biyokütle kazanına bağlı, toplam 22.000-32.000 m² zemin alanını kapsayan hibrit yoğunlaştırılmış güneş enerjisi (CSP) kolektör dizisi tarafından sağlanmıştır. CSP sistemi, ısı transfer akışkanı (HTF) olarak erimiş tuzları kullanan parabolik oluk tipi güneş yoğunlaştırıcılarından (PTC'ler) oluşmaktadır. Ek olarak, tesisin işletme koşullarındaki değişiklikleri azaltmak ve tesisin kapasite faktörünü artırmak için 4,8-18 MWh değerinde (1,3 – 5,0 saatlik çalışma süresine karşılık gelen) Isıl Enerji Depolama (TES) sağlayan iki erimiş tuz tankı modellenmiştir. Sonuç olarak, biyokütle tesislerine kıyasla düşük ekonomik karlılığa sahip CSP sistemlerinin entegrasyonu ile uygun yatırım maliyetlerinde daha yüksek enerji dönüşüm verimliliği ve enerji satış gelirlerinin sağlanabileceği ortaya konmuştur.

Ya-Ling He, vd. (2012), yaptıkları çalışmada, organik Rankine çevriminin entegre edildiği tipik bir parabolik oluk kolektörlü yoğunlaştırılmış güneş enerjisi sistemi ile birlikte ayrıca ısı depolama sistemi ve yardımcı bir güç sistemi modellenmiştir.

TRNSYS simülasyon yazılımı kullanılarak entegre sistemin benzetimi yapılmış ve bilgisayar destekli olarak incelenmiştir. Çalışma sonucunda, güneş kolektörlerinde gerçekleşen ısı kayıplarının başlangıçta yüksek oranlarda gerçekleştiği fakat sistemin yüksek sıcaklıklara ulaştıktan sonraki işletme koşullarında yaklaşık olarak sabit bir değere ulaştığını görülmüştür. Isıl depolama sisteminin en uygun hacminin güneş radyasyonu yoğunluğuna önemli oranda bağlı olduğu bulunmuştur. Optimal hacimler, ilkbahar ekinoks, yaz gündönümü, sonbahar ekinoks ve kış gündönümü için sırasıyla 100, 150, 50 ve 0 m³ olarak belirtilmiş ve modellenen entegre sistem için farklı boyutlarda optimum çalışma koşullarının sağlanması halinde uygulanabilir sistemlerin tasarlanabileceği ortaya konmuştur.

Tian, vd. (2018) tarafından yapılan çalışmada bir enerji üretim birimi, bir absorpsiyonlu soğutucu, bir depolama tankı ve toprak kaynaklı bir ısı pompasından (GSHP) oluşan birleşik soğutma, ısıtma ve güç (CCHP) sistemi önerilmiştir. Sistemin uygun çalışma koşulları ve optimum performansın sağlanması amacıyla elektrik yükü ve termal yük farklı koşullar altında incelenmiştir. Sonuçlar, optimize edilmiş operasyon koşullarında enerji üretim biriminin nominal kapasitesinin yeterli, GSHP'nin optimum nominal kapasitesinin ise düşük olduğunu göstermiştir. Ayrıca birimlerin entegre edildiği sistem performansı, yıllık toplam maliyet azaltma oranı, karbondioksit emisyonlarını azaltma oranı ve birincil enerji kullanımındaki tasarruf oranı sırasıyla % 49,99, % 36,33, % 73,54 ve % 60,11 şeklinde bulunmuştur.

Sterrera vd. (2014), Avusturya hükümetinin iklim fonu tarafından finanse edilen BIOconSOLAR araştırma projesi kapsamında gerçekleştirdikleri çalışmada, düşük güneş radyasyon değerine sahip bölgelerde biyokütle yakma ve güneş enerjisi ısısını yoğunlaştıran organik Rankine çevrimli kolektör teknolojisi kullanılarak ortaya çıkan hibrit CHP sisteminin performansını değerlendirmişlerdir. Çalışmada Avusturya'nın Salzburg şehrinde bulunan 155 MW nominal elektrik gücüne sahip mevcut bir CHP tesisinin teknik tasarımı ve ekonomik koşulları temel alınmıştır. Parabolik oluk kolektör alanı tarafından sağlanan güneş enerjisi, biyokütle tüketimini ve işletme maliyetlerini buna bağlı olarak azaltmak ve aynı zamanda Salzburg şehir ısıtma sistemi için termal enerji arzını artırmak amacıyla elektrik enerjisi üretiminde birincil enerji olarak kullanılmıştır. Ayrıca IPSEpro programı kullanılarak hem biyokütle CHP hem de parabolik oluk tesisinin simülasyon modeli geliştirilmiştir. Yapılan

analiz CHP tesislerinin biyokütle konsantrasyonunun güneş enerjisi santralleri ile güçlendirilmesinin, CHP tesislerinin ekonomik performansını iyileştirmek için umut verici bir seçenek olduğunu göstermiştir. Ön performans analizindeki belirsizliğe, özellikle güneş alan maliyetlerine rağmen, elde edilecek kazanç ve gelişmelerle bu tür sistemlerin ekonomik olarak uygun olduğu kanısına varılmıştır. Fakat ayrıca güneş alanının ayrıntılı planlaması, parabolik oluk kolektörlerinin konumlandırılması yoluyla güneş enerjisi veriminin optimizasyonu, kontrolün geliştirilmesi gibi teknik ve mühendislik sorularının geliştirilmesi gerektiği de ortaya konmuştur.

Zhang, vd. (2018) tarafından yapılan çalışmada, biyokütle, jeotermal enerji ve doğal gazla dayalı yeni bir birleşik soğutma, ısıtma ve güç (CCHP) sistemi modellenmiştir. Modellenen entegre sistem biyokütle gazlaştırma, buhar ve gaz türbinleri ile elektrik üretim, atık ısı kullanım ve toprak kaynaklı ısı pompası alt sistemlerinden oluşmaktadır. Önerilen sistemin termodinamik ve ekonomik analizi kapsamında temel işletme parametreleri incelenmiştir. Elde edilen sonuçlar, doğal gaz kullanımının, önerilen CCHP sisteminin genel enerji veriminin artmasında katkı sağladığını ve enerji maliyetini önemli ölçüde azalttığını göstermiştir. Yapılan incelemede (gaz kütle oranı: 0,5, baca gazı ayrılma oranı: 0,5 için), CCHP sisteminin genel enerji verimi ve elektrik üretim verimi sırasıyla %97,05 ve %30,89, enerji maliyeti ise 0,0315 \$/kWh olarak bulunmuştur. Önerilen sistem, biyokütle, doğal gaz ve jeotermal enerjinin entegre kullanımı için umut verici bir yaklaşım olan yenilenebilir enerji ve fosil yakıtlara dayalı poli-jenerasyon sistemlerinin kullanımında yeni bir yaklaşım sunmuştur.

Khalid, vd. (2017) çalışmalarında güneş ve biyokütle enerjisini kullanan entegre bir sistem modeli geliştirilmiş, modellenen sistemin enerji ve ekserji analizleri ile termodinamik performansı değerlendirilmiştir. Geliştirilen sistem ile elektrik üretimi, alan ısıtma, soğutma ve sıcak su üretimi amaçlanmıştır. Tüm sistemin enerji ve ekserji verim değerleri sırasıyla % 91,0 ve % 34,9 olarak belirlenmiştir. Elektrik güç sisteminin net bugünkü maliyeti yaklaşık 2.700.496 \$ ve seviyelendirilmiş elektrik maliyeti ise 0,117 \$/kWh olarak hesaplanmıştır. Bu çalışmadan elde edilen sonuçlar, mevcut hibrit sistemin, güneş ve biyokütle sistemlerinin ayrı ayrı çalıştığı durumlara kıyasla daha verimli ve ekonomik olduğunu doğrulamaktadır.

Bu çalışmada, biyokütleden elde edilmiş sentez gazından, hidrojen gazı üretilmesi ve bu proses için ihtiyaç duyulan elektrik enerjisinin yenilenebilir kaynaklı bir güç üretim sisteminden karşılanması amacıyla simülasyon ve modelleme çalışması yapılarak, hidrojen ve güç üretiminin bir arada sağlandığı düşük CO₂ emisyonlu hibrit bir sistemin yapılabilirliği araştırılmıştır. Sisteme entegre edilmesi düşünölen güç üretim sistemleri, tesisin kurulumunun planlandığı bölgenin sahip olduğu enerji kaynaklarının potansiyeline bağlı olarak jeotermal ve güneş enerjisi destekli iki farklı seçenek olarak modellenmiştir. Bu amaçla modellenen hidrojen üretim prosesi ve entegre güç üretim sistemlerinin Aspen HYSYS simülasyon programı kullanılarak bilgisayar destekli benzetimi yapılmıştır. Modellenen entegre hidrojen ve güç üretim sistemlerinin uygun çalışma parametreleri incelenmiş, enerji ve ekserji verimlilikleri değerlendirilmiştir.



2. ALTERNATİF BİR YAKIT OLARAK HİDROJEN

2.1 Hidrojen

Günümüzde kullanılan yakıtlar içerisinde birim kütle başına en yüksek enerji içeriğine sahip olan hidrojen gazı, yenilenebilir kaynaklar kullanılarak üretilen bir enerji taşıyıcısıdır. Atom kütlesi 1,00797 ve atom numarası 1 olan hidrojen, $1s^1$ elektron diziliminde periyodik tablodaki ilk elementtir. Hidrojenin atomik ağırlıkları 1, 2 ve 3 olan ^1H , ^2H ve ^3H şeklinde gösterilen üç izotopu vardır ve bunlar sırasıyla hidrojen, döteryum ve trityum olarak adlandırılmaktadır. Renksiz, tatsız ve kokusuz olan hidrojen, standart atmosfer koşullarında $0,0695 \text{ kg/m}^3$ değerinde yoğunluğa sahip en hafif elementtir. Hidrojen, yirmibirinci yüzyılda, çevreyle uyumlu olması, sürdürülebilir karakteri ve yüksek enerji taşıma kapasitesi nedeniyle geleceğin potansiyel bir yakıtı olarak kabul edilmektedir. Ayrıca hidrojen, farklı yollarla ve çok çeşitli fosil yakıtlar veya yenilenebilir kaynaklı teknolojiler kullanılarak üretilmektedir (Granovskii, vd. 2007).

2.1.1 Hidrojenin yakıt özellikleri

Standart koşullarda hidrojen molekülleri bir şekilde tetiklenmedikçe nispeten reaktif değildir. Bunun aksine hidrojen moleküllerini oluşturan atomik hidrojen, kimyasal olarak çok reaktiftir ve bu yüzden doğada atomik yapıda bulunmaz. Hidrojen atomları, diğer moleküllerin çoğuna kıyasla daha küçük olan H_2 moleküllerini oluştururlar. Moleküler hidrojenin atomik hidrojene ayrılması için çok yüksek sıcaklıklara ihtiyaç vardır. Örneğin 5000 K değerinde dahi hidrojenin ancak yaklaşık % 5'i atomlarına ayrılmaktadır. Sadece hidrojen olarak adlandırılan moleküler form, havadan yaklaşık olarak 14 kat daha hafiftir ve diğer gazlara kıyasla havada hızlı yayılır. Hidrojenin fiziksel özellikleri Çizelge 2.1'de özetlenmiştir (Othmer, 1992).

Doğada hidrojen çoğunlukla oksijen ya da karbon atomlarına bağlı bir şekilde görünmektedir. Yani doğal bileşiklerden hidrojen elde etmek için enerji harcamak gerekir. Bu nedenle hidrojen, birincil enerji kaynaklarından elde edilen enerjinin depolanmasını ve aktarılmasını sağlayan bir enerji taşıyıcısı olarak nitelenir.

Çizelge 2.1: Hidrojenin fiziksel özellikleri (Othmer, 1992).

Özellik	Değer
Moleküler ağırlık	2,01594
Gaz yoğunluğu (0 °C ve 1 atm'de)	0,08987 kg/m ³
Katı yoğunluğu (259 °C'de)	858 kg/m ³
Sıvı yoğunluğu (253 °C'de)	708 kg/m ³
Erime sıcaklığı	-259 °C
Kaynama sıcaklığı (1 atm.)	-253 °C
Kritik sıcaklık	-240 °C
Kritik basınç	12,8 atm.
Kritik yoğunluk	31,2 kg/m ³
Füzyon ısısı (259 °C'de)	58 kJ/kg
Buharlaştırma ısısı (-253 °C'de)	447 kJ/kg
Isıl iletkenlik (25 °C'de)	0,019 kJ/(ms°C)
Viskozite (25 °C'de)	0,00892 cP
Gaz ısı kapasitesi (C _p , 25 °C'de)	14,3 kJ/(kg°C)
Sıvı ısı kapasitesi (C _p , -256 °C'de)	8,1 kJ/(kg°C)
Katı ısı kapasitesi (C _p , 259,8 °C'de)	2,63 kJ/(kg°C)

Hidrojen, geniş bir sıcaklık aralığında yüksek derecede yanıcı bir maddedir. Doğalgaz (Metan), sıvılaştırılmış petrol gazları (LPG) ve benzin gibi geleneksel yakıtlarla karşılaştırıldığında hidrojen, bir takım benzerliklere ve farklılıklara sahiptir. Yüksek yayılma, düşük viskozite ve kendine has kimyasal özellikleri sebebiyle, hidrojenin yanıcılığı diğer yakıtlardan biraz farklıdır. Çeşitli yanıcılık özellikleri Çizelge 2.2'de görülmektedir (Romm, 2004 ve Wee, 2007).

Çizelge 2.2: Hidrojen yakıtının bazı özelliklerinin diğer yakıtlarla karşılaştırılması (College of the Desert, 2001)

Yakıt	LHV (MJ/kg)	HHV (MJ/kg)	Sitokiyometrik H/Y Oranı (kg)	Yanma Oranı (%)	Alev Alma Sıcaklığı (°C)	Minimum Ateşleme Enerjisi (MJ)	Otomatik Ateşleme Sıcaklığı (°C)
Metan	50	55,5	17,2	5-15	1914	0,30	540-630
Propan	45,6	50,3	15,6	2,1-9,5	1925	0,30	450
Oktan	47,9	15,1	0,31	0,95-6	1980	0,26	415
Metanol	18	22,7	6,5	6,7-36	1870	0,14	460
Hidrojen	119,9	141,6	34,3	4-75	2207	0,017	585
Benzin	44,5	47,3	14,6	1,3-7,1	2307	0,29	260-460
Dizel	42,5	44,8	14,5	0,6-5,5	2327	-	180-320

Hidrojen ayrıca diğer yakıtlara kıyasla birim kütle başına en yüksek enerji içeriğine sahiptir. Örneğin, ağırlık bazında hidrojen, benzinin yaklaşık üç katı enerji içeriğine sahiptir (141,6 MJ/kg'a karşı 47,3 MJ/kg). Bununla birlikte, hacim bazında sıvı hidrojen için enerji değeri 8.491 MJ/m³ iken benzin için 31,15 MJ/m³'tür. Hidrojenin düşük hacimsel yoğunluğu sebebiyle özellikle otomotiv uygulamalarında depolama problemiyle karşılaşmaktadır. Hidrojenin enerji değerlerine ilişkin özellikleri Çizelge 2.2 ve Çizelge 2.3'de diğer yakıtlarla karşılaştırılmıştır.

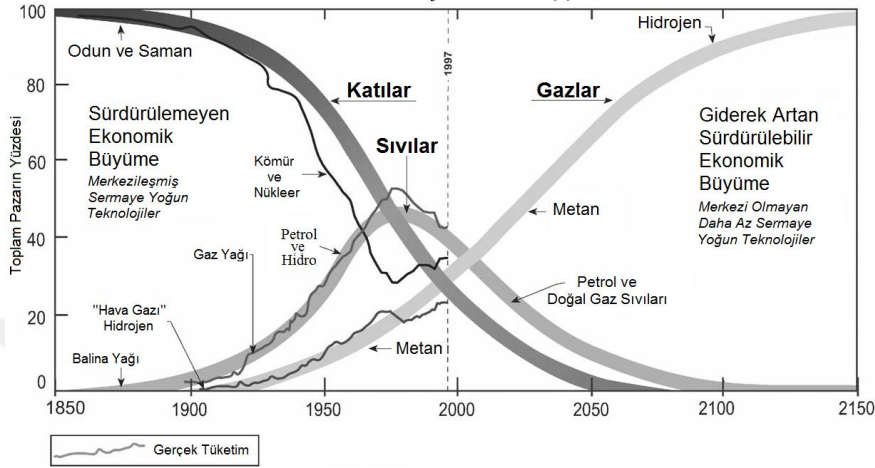
Çizelge 2.3: Bazı yakıtların alt ısıl değerleri (College of the Desert, 2001)

Yakıt	1 atm ve 15 °C'de Enerji Yoğunluğu (MJ/m ³)	200 atm. 15 °C'de Enerji Yoğunluğu (MJ/m ³)	690 atm. 15 °C'de Enerji Yoğunluğu (MJ/m ³)	Sıvı Enerji Yoğunluğu (MJ/m ³)	Gravimetrik Enerji Yoğunluğu (MJ/kg)
Hidrojen	10,0	1.825	4.500	8.491	140,4
Metan	32,6	6.860	-	20.920	43,6
Propan	86,7	-	-	23.488	28,3
Benzin	-	-	-	31.150	48,6
Dizel	-	-	-	31.435	33,8
Metanol	-	-	-	15.800	20,1

2.2 Hidrojen Ekonomisi

Hidrojen ile ilgili yapılan çalışmaların her geçen gün artması ve hidrojen teknolojilerinin gelişmesi sonucunda, yakın bir gelecekte kullanımı temiz ve kolay olan hidrojen ekonomisine dayalı sistemlerin yaygınlaşması kaçınılmaz olarak görülmektedir. Hidrojen ekonomisi, fosil yakıtları kullanan geleneksel enerji sistemlerinin yerine hidrojen kullanan, sürdürülebilir ve çevreyle uyumlu sistemlerin

geçmesini kapsar. Yani hâlihazırda taşımacılık ve enerji sistemlerinde kullanılan fosil kaynaklı yakıtların sağladığı enerjinin, depolanan hidrojen enerjisiyle sağlandığı bir gelecek ekonomisidir. Şekil 2.1’de katı, sıvı ve gaz yakıtların kullanıldığı küresel enerji sistemlerinin öngörülen hidrojen ekonomisine geçişi tarihsel olarak verilmiştir (Hashaikah, 2005).

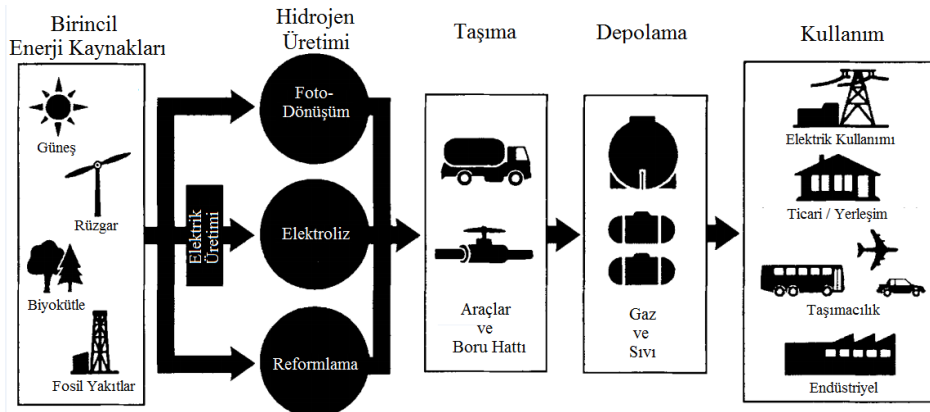


Şekil 2.1: Küresel hidrojen ekonomisine geçiş öngörüsü (Hefner, 2000)

Hidrojen ekonomisinin uygulanmasında üç temel bileşen öne çıkmaktadır:

1. Hidrojen üretimi
2. Hidrojenin depolanması ve taşınması
3. Yakıt hücrelerinde ve diğer uygulamalarda hidrojenin kullanımı

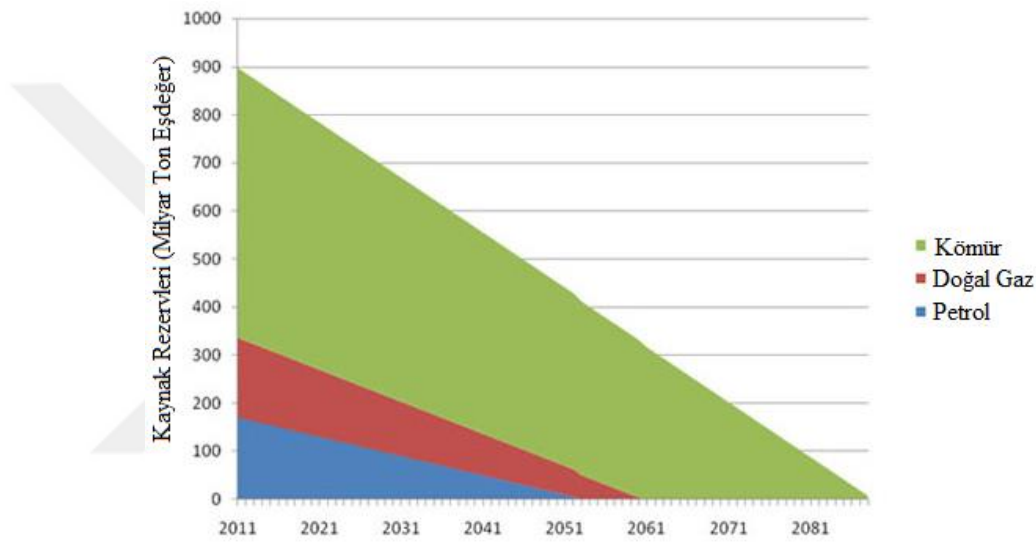
Aşağıda verilen Şekil 2.2’de hidrojen enerji sistemlerine dayalı ekonominin temel bileşenleri gösterilmektedir.



Şekil 2.2: Hidrojen enerji sistemleri (Jensen, 2000)

Hidrojen yakıtının önemi ve gerekliliği;

Günümüzde fosil yakıtlar içerisinde yer alan kömür, petrol ve doğal gaz gibi birincil enerji kaynak rezervlerinin yakın bir gelecekte tükeneceği bilinmektedir. Petrol zengini ülkelerin bir kısmının önümüzdeki birkaç 100 yıllık süreçte dünya enerji talebini karşılayamayacağına kesin gözüyle bakılmaktadır. Örneğin, Birleşik Arap Emirlikleri'nin petrol ve doğal gaz rezervlerinin 2042'ye kadar büyük oranda tükeneceği bildirilmiştir. Ayrıca Mısır'daki fosil kaynakların da 2020 civarı büyük oranda azalacağı tahmin edilmektedir. Şekil 2.3'de fosil kaynakların ömürlerine ilişkin değerlendirmeler görülmektedir (Abdallah, vd. 1999; Kazım, 2001).



Şekil 2.3: Fosil kaynakların tahmini ömürleri [2]

Küresel çapta her yıl yaklaşık 11 milyar tondan fazla petrol tüketilmekte ve ham petrol rezervleri yılda 4 milyar ton oranında azalmaktadır. Bu şekilde devam eden bir senaryo için bilinen petrol yatakları işletmeciliğinin ancak 2052 yılına kadar devam edeceği tahmin edilmektedir. 2052 yılında petrolün tükendiği bir senaryoda petrolden kaynaklanan enerji boşluğunun gaz üretimi ile doldurulması sonucunda kullanılacak doğalgaz rezervlerinin 2060 yılına kadar sadece 8 yıl yeteceği belirtilmiştir. Petrol ve doğalgaza nispetle kömür rezervlerinin ömrü daha fazladır ancak petrol ve gaz rezervlerinin tükenmesiyle oluşan boşluğun doldurulması için kullanılacak kömür rezervlerinin de 2088'de bitebileceği öngörülmüştür [2].

Ayrıca yakın geçmişimizden günümüze kadar gelen süreçte fosil kaynakların kullanımını sonucunda gezegenimizin atmosferinde oluşan CO₂ ve diğer sera gazı emisyonları sebebiyle dünyanın ortalama sıcaklığı tehlikeli boyutlarda artış göstermiştir (Jefferson, 2006). Yer kürenin ortalama yüzey sıcaklığı son iki yüzyılda 0,6 °C artmıştır (Barnett, 2005). Bu nedenlerden dolayı alternatif, temiz yakıtların geliştirilmesi uzun vadede zaruri hale gelmiştir. Bu kapsamda hidrojen yakıtı sahip olduğu özellikler dolayısıyla son yıllarda fosil yakıtlara potansiyel bir alternatif olarak kabul görmüştür. Fakat endüstride ve özellikle taşımacılıkta halen benzin ve dizel gibi fosil yakıtlar dünyanın her yerinde kullanılmaktadır ve iyi kurulmuş bir altyapıya sahiptir. Bununla birlikte, hidrojen üretimi, depolama, nakliye ve dağıtımının güçlü bir ekonomik çerçevesi geliştirilinceye kadar fosil yakıtlar kullanılmaya devam edecektir. Bu nedenle ortaya çıkacak hidrojen talebinin sağlanması ile birlikte hidrojen ekonomisinin kabul edilebilir ve tamamıyla uygulanabilir şekilde gelişmesi önem arz etmektedir. Birçok uzman, teknolojiye katedilecek ilerlemeler ile hidrojenin yarının endüstrilerine güç sağlayacağını ve böylece kömür, petrol ve doğalgazın yerini alabileceğini öngörmektedir (Veziroglu, 1992 ve Dincer, 2002).

Hidrojen kullanımının avantajları;

Hidrojen teknolojilerinin ekonomik ve yaygın bir şekilde kullanılmasının, enerji güvenliği ve hava kalitesi açısından tüm dünyada pozitif etkiler oluşturacağı bir gerçektir. Ekonomik ve temiz teknolojiler kullanılarak üretilen hidrojenin, yakıt hücresi ve diğer enerji sistemleri ile birleştirilmesi ile elde edilebilecek bir kısım faydalar şunlardır (Hahn, 2006):

- Ulusal Enerji Güvenliğini Güçlendirilmesi: Diğer alternatif enerji kaynaklarına ek olarak hidrojenin kullanılması fosil yakıtlara olan ihtiyacı ve dolayısıyla dışarıdan yüksek maliyetlerle temin edilen petrol ithalatını azaltabilir.
- Sera Gazı Emisyonlarının Düşürülmesi: Hidrojen biyokütle gibi yenilenebilir kaynaklardan üretildiğinde, fosil kaynaklara kıyasla CO₂ emisyonları çok daha düşük değerdedir.

- Hava Kirliliğinin Azalması: Fosil yakıtların elektrik santrallerinde ve araçlarda yakılarak kullanılması atmosferi kirleten gazların (CO₂, SO_x, NO_x vs.), duman ve zararlı partiküllerin önemli bir kısmına neden olmaktadır. Saf hidrojenle beslenen yakıt hücreleri ve diğer enerji sistemleri sonucunda bu zararlı kirleticiler kısıtlı durumlar haricinde ortaya çıkmamaktadır.
- Enerji Verimliliğinin Artması: Yakıt hücreleri, fosil kaynakların yakılmasına dayalı enerji üretim teknolojilerinden daha fazla enerji verimliliğine sahiptir. Konvansiyonel bir elektrik santrali tipik olarak yüzde 33 ila 35 verimlilikte elektrik üretirken, hidrojenin kullanıldığı yakıt hücresi santrallerinde yüzde 85'e varan verimlilik ile elektrik ve ısı üretilmektedir.

Ayrıca alternatif bir yakıt olarak hidrojeni son derece elverişli yapan bazı özellikleri arasında (Zittel, 2007);

- Ağırlıkça % 90'ını oluşturduğu evrende en çok bulunan element olması,
- Benzine kıyasla birim kütle başına düşen üç kat daha fazla enerji içeriğine sahip olması,
- Stokiyometrik yakıt-oksijen karışımı için gerekli minimum ateşleme enerjisinin nispeten daha küçük olması (hidrojen için 0,02 MJ, metan için 0,29 MJ ve propan için 0,26 MJ),
- Hava ile birlikte hacimce geniş bir yanıcılık aralığına sahip olması (hacimce %4 - 75 hidrojen, % 5,3 - 15 metan ve % 2,1- 9,5 aralığında propan),
- Hidrojenin yenilenebilir enerji kullanılarak suyun elektrolizi gibi fosil olmayan kaynaklardan üretilmesinin yanında, yanma öncesi ve sonrasında kanserojen bileşik içermemesi yer almaktadır.

Hidrojen kullanımında kısıtlayıcı parametreler;

Yirmibirinci yüzyılın mevcut enerji görünümünde hidrojenin fosil yakıtlara cazip bir alternatif sunmasının yanında hidrojen ekonomisine ulaşılması için üstesinden gelinmesi gereken bazı ekonomik engeller ve teknik zorluklar vardır. Özellikle hidrojenin nazır bir şekilde üretilmesi ve hidrojen ekonomisinin ihtiyaç duyduğu

altyapı maliyetleri başlıca temel kısıtları oluşturmaktadır. Ayrıca hidrojenin yakıt pillerinde ve diğer alternatif sistemlerde ergonomik ve kontrollü bir şekilde uygulanması için yakıt depolama teknolojilerinin geliştirilmesi gerekmektedir. Günümüzde üretilen hidrojenin büyük kısmı, doğalgazın reformlanmasına dayanmaktadır. Bu üretim yöntemi, geleneksel fosil yakıtların dönüştürülmesine kıyasla daha pahalıdır. Ayrıca doğalgazdan hidrojen üretmek, yan ürün olarak CO₂ emisyonuna sebep olacağı için bu noktada hidrojenin sunduğu çevresel faydalar da kaybolur (Hahn, 2006).

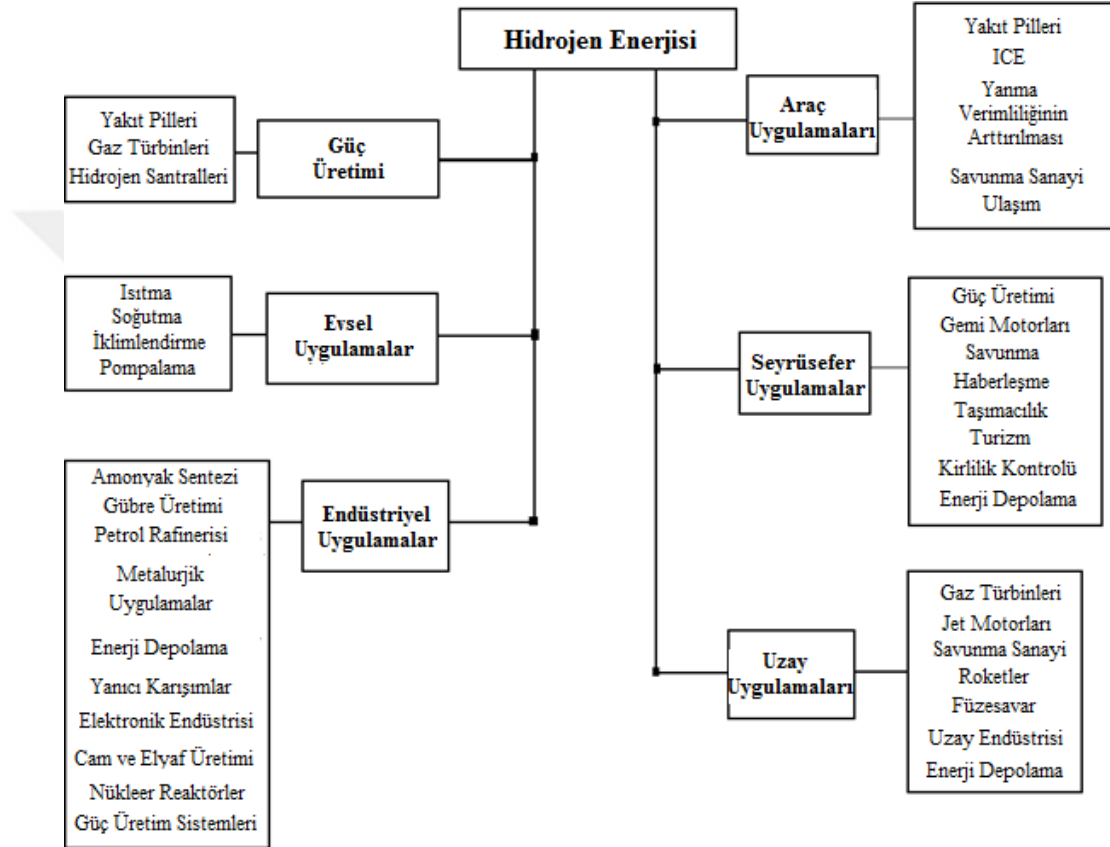
Hidrojen enerjisinin sürdürülebilir kılınması açısından çok çeşitli kaynaklardan daha ekonomik bir şekilde üretilebilir hale gelmesi gerekmektedir. Biyokütle gibi yenilenebilir kaynakları kullanan ve gelişmekte olan temiz teknolojiler, bu sorunların bir kısmına cevap verebilir. Hidrojen gazı fosil yakıtlara kıyasla kütle bazında en yüksek enerji içeriğine sahipken, hacim bazında oldukça düşük enerji içeriğine sahiptir. Bu sebeple hidrojenin taşınması ve dağıtımı zor ve masraflı gerçekleşmektedir (DOE/EIA, 2006).

Hidrojene dayalı mevcut yakıt hücresi sistemleri, hidrojen enerjisinin en verimli kullanıldığı uygulamalardır. Ancak, özellikle polimer elektrolit membran (PEM) yakıt hücrelerinde proton değişim membranı ve değerli katalizör malzemeleri yüksek yakıt hücresi maliyetlerine sebep olmaktadır. Ayrıca devam eden araştırmalarla birlikte ele alınan dayanıklılık, sıcaklık direnci ve katalizör zehirlenmesi gibi başka diğer teknik engeller de söz konusudur. Hidrojen gazının hacim bazında düşük enerji yoğunluğuna sahip olması etkili bir depolama teknolojisini geliştirilmesini zorlaştırmaktadır. Hâlihazırda hidrojenin sıvı veya gaz olarak depolanmasını uygun hale getirmek için muhtemel çözümler olarak metal hidritler ve nanoyapılar üzerinde araştırmalar yapılmaktadır (Hahn, 2006).

2.3 Uygulama Alanları

Kimyasal bir hammadde ve ara ürün olarak endüstriyel ve petrokimyasal süreçler için önemli bir rol oynayan hidrojen bu yönüyle, ikincil bir enerji taşıyıcısı ve hammadde olarak çok yönlü kullanım alanına sahiptir. Ayrıca, temiz sentetik

yakıtlarının üretiminde dolaylı olarak veya kimya endüstrisinde proses ısısının üretilmesi amacıyla doğrudan yakıt olarak kullanılmaktadır. Ayrıca hidrojen, yakıt hücrelerinde, ulaşım araçlarında, gaz türbinlerinde, metalürji, ilaç, elektronik, havacılık ve uzay endüstrislerinde uygulanmaktadır. Bunlarla birlikte, ısı, mekanik veya elektrik enerjisi üretiminde gelecekteki büyük ölçekli kullanımı noktasında hidrojen büyük bir potansiyele sahiptir. Hidrojen enerjisinin uygulama alanları Şekil 2.4'de özet olarak sunulmuştur (Socher, 1992).



Şekil 2.4: Hidrojen enerjisinin uygulama alanları (Midilli, vd. 2005)

2.3.1 Kimyasal proseslerde hammadde olarak hidrojen kullanılması

Kimyasal hidrojen ekonomisi yirminci yüzyılda kok ocaklarında bileşiminin % 60'ını hidrojenin oluşturduğu proses ve hava gazlarının üretilmesiyle başlamıştır. Daha sonrasında günümüze kadar daha çok sentez gazının bir parçası olarak hidrojenden doğrudan ve dolaylı olarak faydalandığı çok çeşitli sistemler geliştirilmiştir. Bunlar (IAEA, 1999; Goyal vd. 2008):

- Amonyak sentezi
- Metanol sentezi
- Demir cevherinin doğrudan azaltılması
- Fosil yakıtların işlenmesi
- Fischer-Tropsch sentezi
- Uzun mesafeli enerji taşımacılığında metanlaşma
- Hidro-gazlaştırma
- Un, soya fasulyesi, balık, pamuk tohumu, mısır, yer fıstığı ve hindistan cevizi kaynaklı doymamış yağlarının hidrojenasyonu
- Sabun ve hayvan yemi üretimi için yenmeyen yağların ve greslerin hidrojenasyonu
- Silikon üretimi ve işlenmesi
- Çeşitli şekilsiz malzemelerde hidrojenin alaşım elementi olarak kullanılması

2.3.2 Hidrojenin yakıt olarak kullanılması

Hidrojen bir "yakıt" olarak ilk kez düşük yoğunluklu fiziksel özelliğinden dolayı 18. yüzyılın sonlarında uçan balonlarda kullanılmaya çalışılmıştır. Nitekim 1783'te Fransız J.A. César Charles, demir üzerine sülfürik asit dökerek ürettiği 40 m³'lük hidrojen ile doldurduğu bir balonun ("Charliere") yaklaşık 1 km yükseklikte 25 km'lik bir mesafe katettiği uçuşunu gerçekleştirmiştir. Günümüzde hidrojenin yakıt olarak ısıtmada, yakıt hücrelerinde ve araçlarda kullanımı gün geçtikçe yaygınlaşmaktadır (Gupta, 2009).

Isıtmada hidrojen enerjisi;

Hidrojenin katalitik veya alevsiz yanması, alevli yanma ile karşılaştırıldığında bir takım avantajlar sunar. Yanmanın nispeten düşük sıcaklıklarda (800 K civarı) oluşması bakımından güvenlidir ve yanıcı gaz % 99,9 oranda dönüşür. Difüzyon brülörlerinde katalitik yanma küçük miktarlarda Pt veya Pd katalizörlerinin

varlığında meydana gelir ve ocak, fırın, su ısıtıcısı, ısıtıcı gibi mutfak aletleri için ısıtma işlemlerinde yeterlidir (Stephan, 1996; Vezıroglu, 1996).

Yakıt hücresinde hidrojen kullanımı;

Hidrojenin bir diğer geniş uygulama alanı yakıt hücreleridir. Yakıt hücreleri, elektrolizin tersine çalışan enerji dönüşüm cihazlarıdır. Hücrede, yakıt enerjisi direkt olarak elektrokimyasal bir reaksiyonla doğru akım (D.C.) elektriğine dönüştürülür. Üretilen elektrik devreler aracılığıyla yakalanarak faydalı işe dönüştürülebilir. Sonrasında yakıt hücresinin egzoz akımı olarak elektrolitten su ve ısı çıkarılır. Dolaylı enerji dönüşümü ile karşılaştırıldığında bir yakıt hücresinin ana avantajları yüksek verimliliği ve temizliğidir. Ayrıca hücre başına yaklaşık 0,7–0,8 V'luk olmak üzere onlarca veya yüzlerce watt'lık güç çıkışı sağlanabilmektedir (Dicks, 1996).

Genellikle kullanılan elektrolitlere göre sınıflandırılan çeşitli yakıt hücresi tipleri geliştirilmiştir. Çizelge 2.4'te yakıt hücresi tipleri çalışma sıcaklıkları ve anot / katot reaksiyonları ile listelenmiştir.

Çizelge 2.4: Çeşitli yakıt hücresi (FC) sistemleri için bazı temel özellikler (Lane, 1995; Takehara, 1995; Kinoshita, 1988)

<i>Yakıt Hücresi Tipi</i>	<i>Sıcaklık (°C)</i>	<i>Yakıt</i>	<i>Verim (%)</i>	<i>Anot Reaksiyonu</i>	<i>Katot Reaksiyonu</i>
PEFC⁽¹⁾	50- 140	H ₂	50-60	$H_2 \rightarrow 2 H^+ + 2 e^-$	$O_2 + 4 H + 4 e^- \rightarrow 2 H_2O$
AFC⁽²⁾	25 - 120	H ₂	50-65	$H_2 + 2 OH^- \rightarrow 2 H_2O + 2 e^-$	$O_2 + 2 H_2O + 4 e^- \rightarrow 4 OH^-$
DMFC veya SPFC⁽³⁾	80 - 130	CH ₃ OH	24-40	$CH_3OH + H_2O \rightarrow CO_2 + 6 H^+ + 6 e^-$	$\frac{3}{2} O_2 + 6 H^+ + 6 e^- \rightarrow 3 H_2O$
PAFC⁽⁴⁾	60 - 210	H ₂	35-45	$H_2 \rightarrow 2 H^+ + 2 e^-$	$O_2 + 4 H^+ + 4 e^- \rightarrow 2 H_2O$
MCFC⁽⁵⁾	620 - 660	H ₂ , CO	45 -60	$H_2 + CO_3 \rightarrow H_2O + CO_2 + 2 e^-$ $CO + CO_3 \rightarrow 2 CO_2 + 2 e^-$	$O_2 + 2 CO_2 + 4 e^- \rightarrow 2 CO_3$
SOFC⁽⁶⁾	800- 1000	H ₂ , CO, CH ₄	50- 60	$H_2 + O^- \rightarrow H_2O + 2 e^-$ $CO + O^- \rightarrow CO_2 + 2 e^-$ $CH_4 + 4 O^- \rightarrow 2 H_2O + CO_2 + 8 e^-$	$O_2 + 4 e^- \rightarrow 2 O^-$

(1) PEFC - Polimer Elektrolit Yakıt Hücresi veya PEM-FC - Proton Değişim Membran Yakıt Hücresi

(2) AFC = Alkali Yakıt Hücresi

(4) PAFC - Fosforik Asit Yakıt Hücresi

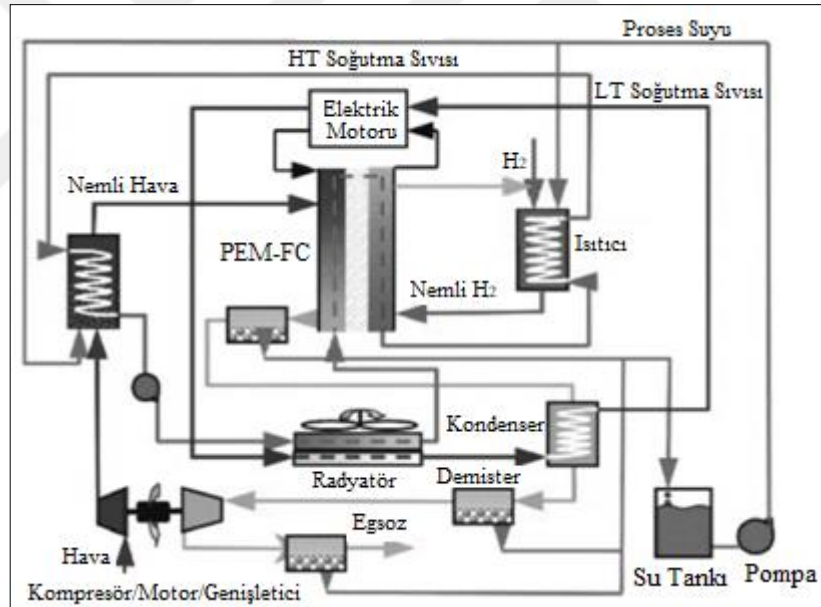
(3) DMFC = Direkt Metanol Yakıt Hücresi veya SPFC = Katı Polimer Elektrolit Yakıt Hücresi

(5) MCFC = Erimiş Karbonat Yakıt Hücresi (6) SOFC - Katı Oksit Yakıt Hücresi

Araçlarda yakıt olarak hidrojenin kullanılması;

Yüksek yanma ve özgül ısı değerlerinin yanı sıra temiz yanma özelliği sayesinde hidrojen, ulaşımda ve araç uygulamalarında yakıt olarak değerlendirilmek üzere önemli bir seçenek haline gelmiştir. Hidrojen bir yakıt olarak kara, hava, deniz ve demir yolu taşımacılığı olmak üzere otomobillerde, uçaklarda, gemilerde ve lokomotiflerde geniş bir kullanım alanına sahiptir.

Hidrojen yakıtlı hibrit bir elektrikli taşıt, benzinli içten yanmalı motora sahip araçlar ile yakıt hücreli araçlar arasındaki geçiş adımını temsil etmektedir. Hidrojenin uygun hale getirilmiş bir motorda yanmasıyla elde edilen tahrik kuvveti sayesinde çalıştırılacak bir jeneratör ile araçta kullanılan piller şarj edilir. Tahmini %39 verimle çalışan bir sistem için 3,3 kg'dan daha fazla hidrojen yakıtı için teorik seyir mesafesi 480 km'ye kadar çıkabilmektedir (Lipman, T.E., 1996). Şekil 2.5'te araçlarda kullanılan bir PEM yakıt hücresine ait akım şeması gösterilmiştir.



Şekil 2.5: Araçlarda kullanılan PEM yakıt hücresi akım şeması (Ahluwalia, 2005)

Sıvı hidrojen, uzay uçuşlarında kullanılan önemli bir roket yakıtıdır. Uzay taşımacılığında hidrojen ABD, Rusya, Avrupa, Çin, Japonya ve Hindistan tarafından halihazırda kullanılmaktadır (Peschka, 1992). Havacılıkta ağırlık ve hacim kısıtlamaları göz önüne alındığında, geleneksel yakıtlara kıyasla yakıt ağırlığı ve buna bağlı olarak oluşan motor yükü bakımından sıvı hidrojenin kullanılması

avantajlıdır. Birim kütle başına yüksek yanma ısı, hızlı ateşleme ve yüksek ısı tutma kapasitesiyle birlikte hidrojen, özellikle süpersonik uygulamalar için mükemmel bir adaydır. Bununla birlikte, NO_x haricinde diğer hiçbir fosil yakıt kirleticilerinin hiçbirinin oluşmaması da önemli bir ayrıntıdır. Ayrıca hidrojenin gazyağı ile karşılaştırılması sonucunda, yakıtın uçuşa bağlı enerji içeriği kütle bazında yaklaşık 2,8 kat artmıştır. Geleneksel yakıt olarak kerosene kıyasla hidrojenin kullanılması sonucunda, motor ömrünün daha uzun olması ve bakım gereksinimlerinin azalması beklenmektedir. Bununla birlikte, en önemli dezavantaj hidrojen tanklarının, kerosene kıyasla 4 kat daha büyük olan depolama hacmidir (Brewer, 1991; Peschka, 1992).

Hidrojenin yakıt olarak kullanıldığı düşük sıcaklıklı yakıt hücreleri ile gemi motorlarının çalıştırılması mümkün olmaktadır. Katı polimer elektrolit yakıt hücresi (SPFC) sistemleri tarafından tahrik edilen denizaltıların operasyonu başarıyla gerçekleştirilmiştir. Alman bir denizaltı sınıfı (U212), bağımsız bir Siemens PEM yakıt hücresi sürücüsü ile donatılmıştır. Hidrojene dayalı denizcilik uygulamaları önemli ölçüde ilk olarak Avustralya, Kanada ve Almanya'da gerçekleştirilmiştir (HDW, 1994; Gretz, 1995).

2.3.3 Gaz türbinlerinde hidrojen kullanımı

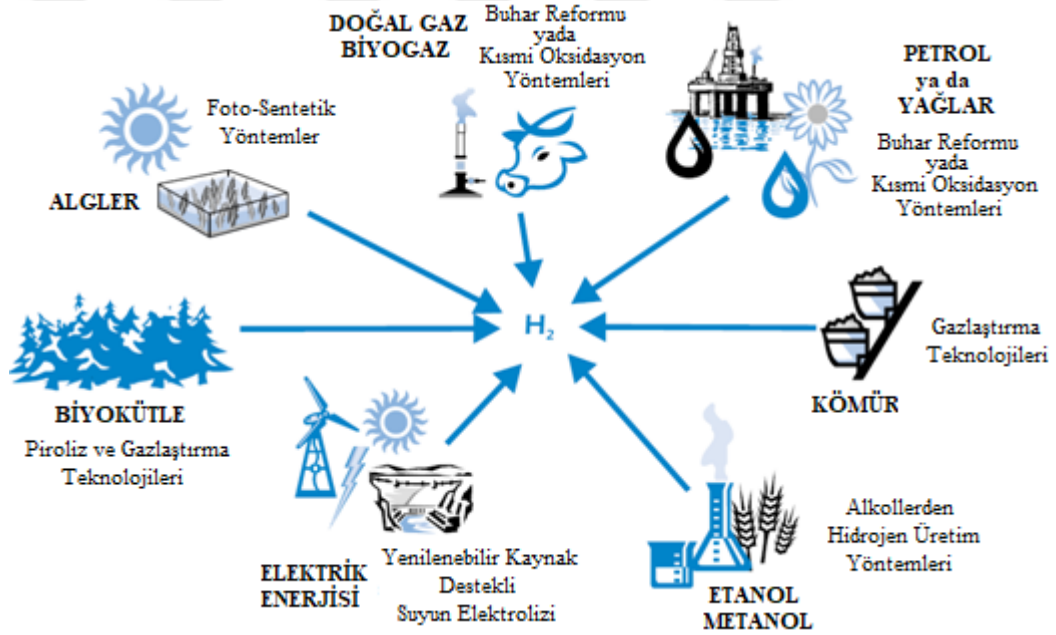
Hidrojen gaz türbinleri için ideal bir yakıttır. Hava ile hızlı karışması nedeniyle hidrojenin yanması daha küçük bir yanma odasında geleneksel yakıtlara göre daha yüksek bir verimde gerçekleşir. Aynı zamanda, hidrojenin sıvı olarak yakıldığı gaz türbinlerinde, fosil yakıtlı türbinlere kıyasla % 10'a kadar daha yüksek ısı verim sağlanmaktadır. Bu tür sistemlerin geliştirilmesi ile elde edilecek sistemlerin ısı verimliliklerinin % 50'den fazla olması tahmin edilmektedir. En önemli dezavantajı havacılık uygulamalarında olduğu gibi NO_x üretimidir (Voigt, 1986).

2.4 Hidrojen Üretimi

Kabul edilebilir bir maliyetle yeterli miktarlarda hidrojen üretiminin sağlanması hidrojen ekonomisinin kurulmasında temel parametredir. Günümüzde dünyanın yıllık hidrojen üretimi yaklaşık 10 milyon tondur ve bu miktarın çoğunluğu metanın

buharla reformasyonu sonucunda üretilmektedir (Brown, 2016). Sadece Amerika Birleşik Devletlerinde taşımacılık için toplam yıllık enerji kullanımı 200 milyon ton hidrojen ile eşdeğerdir (Dresselhaus, 2003). Bu durum hidrojen üretimi açısından doldurulacak önemli bir boşluk olduğunu göstermektedir.

Moleküler düzeydeki hidrojen, doğal bir kaynak şeklinde doğada serbest olarak mevcut değildir. Fakat çok çeşitli hammadde ve besleme stoklarına sahiptir. Hidrojen enerjisi rüzgâr, güneş, hidroelektrik, jeotermal ve biyokütle gibi yenilenebilir kaynakların yanı sıra nükleer enerji ve fosil kaynaklar olan kömür, petrol ve doğalgaz kullanılarak üretilmektedir. Hidrojen üretiminde kimyasal, biyolojik, elektrolitik, fotolitik ve termo-kimyasal olmak üzere çeşitli proses teknolojileri kullanılmaktadır. Şekil 2.6'da çeşitli hammadde ve proses teknolojileri üzerine genel bir çerçeve sunulmuştur (IEA, 2006).



Şekil 2.6: H₂ üretimi için çeşitli hammadde ve proses teknolojileri (IEA, 2006)

Büyük ölçekli hidrojen üretimi, uzun vadede hidrojen ekonomisinin gerçekleştiği bir senaryoda mümkün görünmektedir. Kısa ve orta vadede, hidrojen için üretim seçenekleri ilk olarak suyun elektrolizine ve doğalgaz veya kömürün dönüştürüldüğü teknolojilere dayanmaktadır. Daha büyük merkezi hidrojen üretim tesislerinin ileriki aşamalarda gelişmesi ve zamanla bu teknolojilerin yerini alması muhtemeldir. Bu tesislerin yakın gelecekte muhtemelen CO₂ tutma ve depolama sistemleri ile entegre

edildiği biyokütle veya fosil yakıtların dönüşümüne dayanacağı düşünülmektedir. Uzun vadede ise yenilenebilir kaynak destekli elektroliz ve nükleer destekli hidrojen üretiminin önem kazanacağı öngörülmektedir (IEA, 2006).

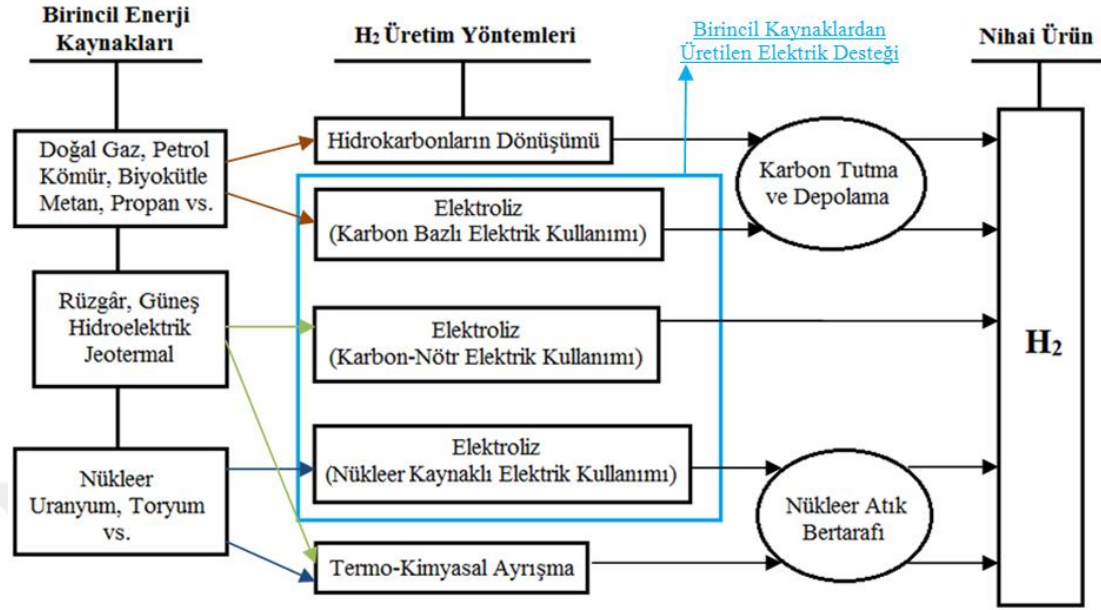
Hidrojen üretim yöntemleri, uygulanan proses teknolojilerine göre üç ana başlık altında sınıflandırılmaktadır (HPR, 2009). Bunlar:

- Isıl prosesler,
- Elektrolitik prosesler ve
- Fotolitik prosesler

olarak adlandırılmaktadır.

Isıl prosesler ile uygulanan ısıl işlemler sonucunda doğalgaz, kömür veya biyokütle gibi kaynakların moleküler yapılarının bir parçası olan hidrojenin serbest kalması sağlanır. Ayrıca su moleküllerinin içerisinde bulunan hidrojenin serbest kalması için kullanılan kimyasal işlemlerin gerçekleşmesi için de ısıl işlemler uygulanmaktadır. Bu işlemler "termokimyasal" süreçler olarak adlandırılmaktadır. Isıl süreçler arasında doğalgazın reformasyonu, kömürün ve biyokütlenin gazlaştırılması, yenilenebilir sıvı yakıtların reformasyonu ve yüksek sıcaklıkta suyun ayrıştırılması yer alır. Elektrolitik prosesler ile suyun hidrojen ve oksijene ayrılması için elektrik enerjisi kullanılır. Elektroliz yoluyla üretilen hidrojen, kullanılan elektriğin kaynağına bağlı olarak sera gazı emisyonuna neden olmadan hidrojen üretimi sağlayabilmektedir. Elektroliz yoluyla hidrojen üretiminin faydaları değerlendirilirken, gerekli elektriğin kaynağı (maliyeti ve verimliliği ile birlikte elektrik üretiminden kaynaklanan emisyonlar dâhil) dikkate alınmalıdır. Geniş çaplı hidrojen üretiminde en çok ilgi gören elektroliz yöntemleri, düşük veya sıfır karbonlu elektrik kaynaklarının (rüzgar veya güneş gibi) veya yüksek sıcaklıkta nükleer enerjinin kullanıldığı hidrojen üretimidir. Fotolitik proseslerde ise suyun hidrojen ve oksijene ayrılması için güneşten gelen foton (ışık) enerjisi kullanılmaktadır. Fotolitik prosesler düşük çevresel etkileri sebebi ile sürdürülebilir hidrojen üretiminde uzun vadeli bir potansiyel sunmaktadır. Bu prosesler foto-kimyasal ve foto-biyolojik olmak üzere iki

ana kategoride incelenmektedir (HPR, 2009). Birincil enerji kaynaklarına dayalı hidrojen üretim yöntemlerine ilişkin bir sınıflandırma Şekil 2.7’de görülmektedir.



Şekil 2.7: H₂ üretiminde kullanılan kaynaklar ve üretim yöntemleri (NREL, 2006)

Hidrojen üretimi ayrıca küçük, orta ve büyük ölçekli olmak üzere üretim kapasitesine göre de üç kısımda sınıflandırılabilir. Bunlar; özellikle akaryakıt istasyonlarında günde 100 ila 1500 kg hidrojen üreten küçük ölçekli (dağıtılmış) tesisler, günde 1500 ila 50.000 kg arasında hidrojen üreten orta ölçekli (yarı-merkezi) tesisler ve günde 50.000 kg'dan fazla hidrojen üreten büyük ölçekli (merkezi) tesislerdir.

Dağıtılmış sistem, yakın dönemde hidrojenin bir enerji taşıyıcısı olarak üretilmesinde en uygun görünen yaklaşımdır. Bu yaklaşım hidrojen ekonomisinin ilk gelişim sürecinde gerekli olan düşük kapasiteli hidrojen yakıtının üretimi için düşük sermaye yatırımı ile birlikte kolay taşıma ve dağıtım altyapısının sağlanmasında önemlidir. Etanol ve biyo-yag gibi biyo-türevli sıvılar dâhil olmak üzere doğalgaz veya sıvı yakıtların reforme edilmesi ve suyun elektrolizi küçük ölçekli hidrojen üretimine örnek olarak gösterilebilir. Yarı merkezi sistemler, tipik olarak kentsel alanların dışında kurulan ve orta ölçekli hidrojen üretimi sağlayan tesislerdir. Bu tesislerin kurulum lokasyonları yakıt ikmali sahalarına nispeten yakın planlanmaktadır ve dolayısıyla hidrojen teslimatı için ortaya çıkan maliyet ve altyapı zorluklarının düşürülmesi hedeflenir. Rüzgâr veya güneş destekli elektroliz, biyolojik türevli

hidrojen üretimi, doğalgazın reformasyonu ve fotoelektrokimyasal sistemler bu üretim ölçeğine uygundur. Merkezi hidrojen üretimi ise özellikle hidrojen ekonomisinin gerçekleştiği bir gelecekte artan hidrojen yakıtı talebinin karşılanması için gerekli olan büyük ölçekli üretimi kapsamaktadır. Karbon yakalama ve depolama gibi stratejiler aracılığıyla sera gazı emisyonlarının daha iyi kontrol edildiği kömür ve biyokütlenin gazlaştırılmasının, ayrıca nükleer ve yenilenebilir kaynaklı hidrojen üretim sistemlerinin büyük ölçekli üretim kapasitesi sağlayabileceği düşünülmektedir. Merkezi üretim sistemi, hidrojen depolama ve dağıtım altyapısının önemli derecede geliştirilmesini gerektirmektedir (HPR, 2009).

2.4.1 Fosil kaynaklı hidrojen üretimi

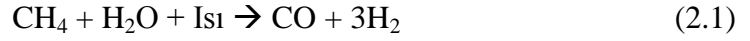
Hidrojen kömür, petrol ve doğalgaz gibi fosil kaynaklar kullanılarak üretilmektedir. Ayrıca fosil yakıtların kullanılması sonucunda yan ürün olarak karbondioksit gazı ortaya çıktığı için bu sistemler CO₂ tutma ve depolama teknolojileri ile birlikte geliştirilmektedir (Dascomb, 2013).

Hidrojenin doğalgazdan üretimi yaygın olarak üç farklı kimyasal işlem sonucunda gerçekleştirilebilmektedir ve bunlar:

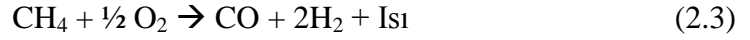
- Buhar Metan Reformasyonu (SMR)
- Kısmi oksidasyon (POX) ve
- Ototermal reformasyon (ATR)

işlemleridir.

Buhar metan reformasyonu (SMR), denklem (2.1)'de görüldüğü şekliyle metan ve su buharının endotermik olarak hidrojen ve karbon monoksit dönüşümünü ifade etmektedir. SMR reaksiyonunun gerçekleşmesi için gerekli olan ısı enerjisi genellikle metan gazının bir kısmının yanması sonucunda elde edilmektedir. Ayrıca reaksiyon tipik olarak 700 ila 850 °C sıcaklıklarda ve 3 ila 25 bar basınç aralığında gerçekleşir. SMR sonucunda ortaya çıkan ürün gazı, yaklaşık olarak % 12 oranında CO içerir. Sonrasında CO miktarı Denklem (2.2)'de görülen su-gaz kayma reaksiyonu (WGS) yoluyla CO₂ ve H₂'ye dönüştürülebilir (Dascomb, 2013):

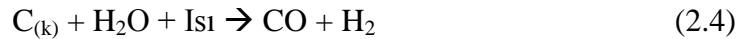


Doğalgazın kısmi oksidasyonu, metan gazının oksijenle yakılması yoluyla hidrojen üretildiği bir süreçtir (2.3). Bu işlemde, ısı enerjisi ekzotermik reaksiyon sonucunda üretildiği için reaktörün herhangi bir harici ısıtmaya ihtiyaç duymaması daha kompakt bir tasarımı mümkün kılmaktadır. Ortaya çıkan CO, denklem (2.2) 'de ifade edildiği üzere yine hidrojene dönüştürülür (Dascomb, 2013):



Ototermal reformasyon ise, hem buhar metan reformasyonu (2.1) hem de kısmi oksidasyonun (2.3) birleşimidir. Toplam reaksiyon ekzotermiktir ve reaktör çıkış sıcaklığı 950-1100 °C arasında, gaz basıncı ise 100 bar değerlerine kadar çıkmaktadır. Ototermal reformasyon sonucunda oluşan CO, yine su-gaz kayma reaksiyonu (2.2) ile hidrojene dönüştürülebilir. Fakat elde edilen ürün gazlarının arıtılma ihtiyacının bulunması, ek maliyetlere sebep olduğu için sistem verimliliğini azaltan önemli bir etkidir.

Hidrojen ayrıca kömürün gazlaştırılması işlemiyle de üretilebilmektedir. Uygulamada karbon dönüşümünün tamamen gerçekleşmesi için yüksek sıcaklıklarda gerçekleşen gazlaştırma işlemleri tercih edilmektedir. Böylece gazlaştırma sonunda katran ve fenollerin önemli miktarlarda oluşumu önlenebilmektedir. Gazlaştırma prosesinin temel reaksiyonu, karbonun karbon monoksit ve hidrojene dönüşümü Denklem (2.4)'de görülmektedir:



Karbonun dönüştürüldüğü (2.4) denklemi ile verilen reaksiyon endotermik olduğu için SMR'de olduğu gibi ek ısı enerjisi gereklidir. Gazlaştırma sonucunda oluşan CO, daha sonra yine denklem (2.2) 'de tarif edilen su-gaz kayma reaksiyonu yoluyla CO₂ ve hidrojene dönüştürülür. Kömürün gazlaştırılmasına dayalı hidrojen üretim sistemleri ticari olarak uygulanmakla birlikte doğalgazdan hidrojen üretim sistemlerine kıyasla daha karmaşıktır ve elde edilen hidrojenin maliyeti de daha yüksektir. Ancak, dünya genelinde kömür rezervlerinin nispeten bol olmasından ve

yerli kömürün bir enerji kaynağı olarak kullanımının enerjide dışa olan bağımlılığı azaltmasından dolayı temiz kömür teknolojilerinin ileriki süreçlerde gelişimi devam edecektir (Dascomb, 2013).

Fosil yakıtlardan hidrojen üretiminde ayrıca petrol ve ağır naftanın reformasyonu da büyük bir paya sahiptir. Karbon sayısı 6 ve 12 arasında olan ağır nafta, ham petrolün bir bileşeni olup 90 - 200 °C sıcaklık aralığında kaynamaktadır. Ayrıca ağır naftanın oktan oranı benzininkinden daha düşüktür ve dolayısıyla yükseltme gerektirir. Oktan oranının yükseltilmesi için de nafta, yüksek basınç ve sıcaklıklarda (500 °C) platin ve renyum varlığında katalitik olarak reforme edilir. Reformasyonun amacı, enerji yoğunluğunu arttıran bileşiklerdeki çift bağların miktarını arttırmaktır. Reformasyon reaksiyonunun bir yan ürünü olarak, n-heptan (C_7H_{14}) tolüene (C_7H_8) dönüştürülürken, dört mol hidrojen serbest bırakılır. Bu ve diğer dehidrojenasyon reaksiyonları ile en az bir çift bağ oluşturan hidrokarbonların yapılarında bulunan hidrojen serbest bırakılır. Naftadan ayrılan hidrojen diğer işlemlerde kullanılmak üzere toplanır. Petrol reformasyonunda ise SMR'ye benzer reaksiyonların gerçekleşmesi sonucu hidrojen üretilmektedir. Hidrojenin üretimi için petrol reformasyonu, metan maliyetinin düşük olması ve sıvıların gazlara dönüşümü için gerekli olan ilave reformasyon adımları için nadiren kullanılmaktadır (Dascomb, 2013).

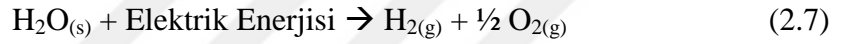
Fosil yakıtların kullanıldığı hidrojen üretiminde önemli derecede CO_2 emisyonu oluşmaktadır. Ortaya çıkan CO_2 miktarı, besleme stoğunun hidrojen içeriğine göre değişmektedir. Sürdürülebilir bir hidrojen üretimi elde etmek için CO_2 tutma ve depolama teknolojileri geliştirilmektedir. Bu süreç de-karbonizasyon olarak da bilinmektedir. Bir yanma işleminde CO_2 'in tutulması için üç farklı seçenek vardır:

- Yanma sonrası CO_2 tutumu: Geleneksel buhar türbini veya CCGT (kombine çevrim gaz türbini) santrallerinde gerçekleşen yanma işleminden sonra oluşan CO_2 egzoz gazından çıkarılabilir.
- Yanma öncesi CO_2 tutumu: Yukarıda değinilen işlemlerden herhangi biri ile hidrojen üretilirken CO_2 'nin yakalandığı sistemlerdir.

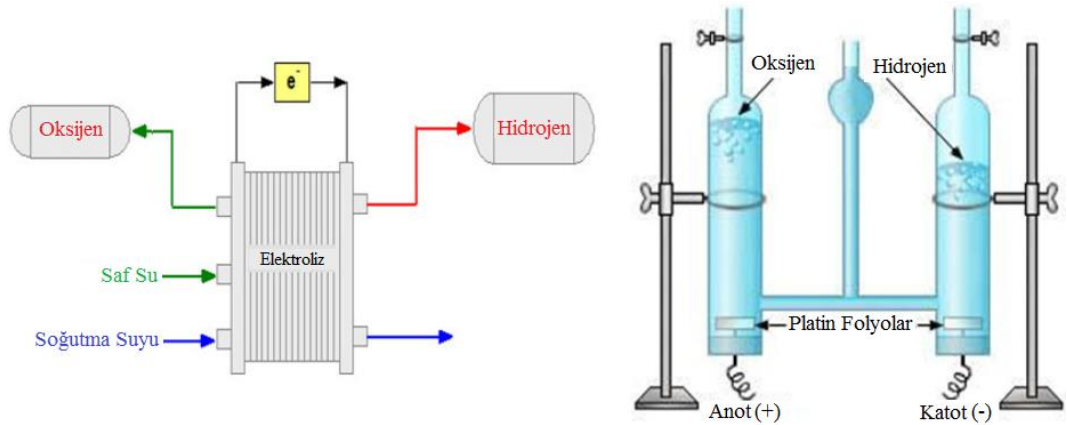
- Oksi-yakıt yakma ile CO₂ tutumu: Fosil yakıtlar, geleneksel bir buhar türbini veya CCGT santrallerinde yanma işlemi ile ısı enerjisine dönüştürülür. Bu işlem okside edici olarak saf oksijenin kullanılmasıyla yapılır. Çoğunlukla egzoz veya baca gazlarında direkt olarak CO₂ ve su buharı ortaya çıkar ve CO₂ su buharının yoğunlaştırılmasıyla kolayca ayrılabilir.

2.4.2 Elektroliz ile hidrojen üretimi

Suyun elektrolizi aşağıdaki denklemler ile ifade edilen reaksiyonlar sonucunda suyun hidrojen ve oksijene elektrokimyasal olarak ayrılmasıdır:

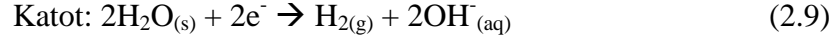
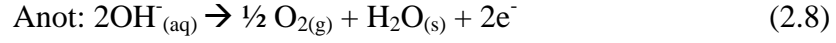


Elektrik enerjisinin tüketildiği elektroliz işlemi, hidrokarbonların dönüştürülmesiyle hidrojen üretildiği sistemlere göre daha maliyetli bir yoldur. Yüksek bir güç maliyeti olmasına rağmen güneş, rüzgâr, hidroelektrik ve biyokütle gibi yenilenebilir kaynaklardan ve nükleer enerjiden sağlanan elektriğin kullanımıyla suyun elektrolizi, temiz ve verimli bir hidrojen üretim yöntemidir. Şekil 2.8’de suyun elektrolizine ilişkin anot ve katot reaksiyonları ve çalışma prensibi görülmektedir.



Şekil 2.8: Elektroliz ile hidrojen üretimi (Hand, 2008)

Elektroliz işleminde anot ve katot elektrotlarında gerçekleşen kimyasal denklemler aşağıdaki (2.8) ve (2.9) denklemlerinde olduğu gibidir:



Yüksek verimli PEM teknolojisinin kullanıldığı elektroliz işleminde hidrojenin ısıtma değerine bağlı olarak hidrojen enerjisinin yaklaşık %70 eşdeğerinde elektrik üretilebilmektedir. Bununla birlikte elektrik, % 35'lik bir verimlilikte çalışan geleneksel bir santralde üretilirse, yakıtın hidrojene dönüştürülmesinde toplam verim % 25 civarında olmaktadır. Yüksek verimli PEM hücreleri için, elektrotlar platin gibi değerli metallere, membranlar ise pahalı polimerlerden yapılmaktadır. Tüketilen elektrik ve kullanılan değerli malzemeler, elektroliz işleminde ortaya çıkan maliyetin en önemli unsurlarını oluşturmaktadır (Simbeck, 2002; Romm, 2005).

3. BİYOKÜTLE TABANLI HİDROJEN ÜRETİMİ

Biyokütle tabanlı hidrojen üretimi ile ilgili olarak biyokütle temini ve maliyet konularından bir takım eleştirel yorumların yapılmasına rağmen hidrojen kaynağı olarak biyokütlenin kullanılması, yakın ve orta vadeli gelecek için pratik ve uygulanabilir bir seçenek olarak kabul edilmektedir. Bununla birlikte, hidrojen enerji sistemlerini sürdürülebilir ve uygulanabilir kılmak için, hidrojen üretim teknolojisi zincirinin ve depolama seçeneklerinin mevcut enerji sistemlerine entegre edilmesi ve hidrojen ekonomisine geçişte sosyal kabulün sağlanması gibi önemli parametreler de ele alınmalıdır. Mevcut fosil yakıt tabanlı enerji ekonomisinden hidrojene dayalı sürdürülebilir enerji ekonomisine geçiş sürecinde fosil ve yenilenebilir enerji kaynaklarının bir arada verimli kullanımı ile gerçekleştirilebileceği göz önünde bulundurulmalıdır. Bunun yanında fosil yakıtlardan üretilen hidrojenin kullanılması, hidrojene dayalı sürdürülebilir bir enerji sisteminin gerçekleştirilmesine yönelik muhtemel ilk adım olacaktır (Milne, 2001; Demirbas, 2006). Biyokütle dönüştürme işlemlerinde ilk olarak hidrojen içeren bir gaz, denklem (2.4)'te olduğu gibi kömürün gazlaştırılmasına benzer bir şekilde üretilir. Bununla birlikte, biyokütleden hidrojen üretmek için büyük kapasitelerde ticari tesisler mevcut değildir. Biyokütleden hidrojen üretiminde yakın zamanda geliştirilen ve izlenen yollar biyokütlenin buharlı gazlaştırması (doğrudan veya dolaylı), sürüklemeli akışlı gazlaştırma, süperkritik suda gazlaştırma, termokimyasal dönüşüm veya ara maddelerin (örneğin etanol, biyo-yağ veya torrifiye) dönüştürülmesi gibi yöntemlerdir. Biyokütle hammaddeleri, arıtılmamış, değişken ve düşük ısı kaliteye sahip ürünlerdir. Bu sebeple, hidrojen üretim yöntemleri ürün türüne, lokasyona ve iklim değişikliklerine göre değişmektedir. Heterojen yapılı ve düşük kaliteli kaynakların daha gelişmiş dönüşüm sistemlerine ihtiyaç duyması muhtemeldir. Bu sebeple, kabul edilebilir standartlarda, ekonomik olarak daha tutarlı ve daha yüksek kalitede yakıtların üretilmesi için biyokütle üretim ve hazırlanma sistemlerinin rasyonel hale getirilmeye ihtiyacı vardır (IEA, 2005).

3.1 Hidrojen Kaynağı Olarak Biyokütle

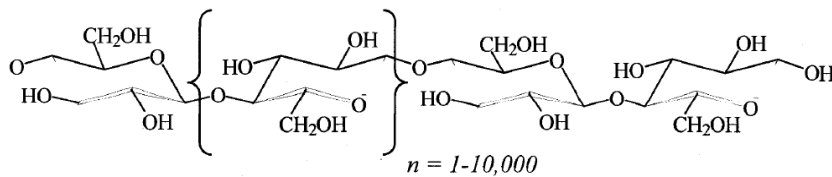
Biyokütle, güneş enerjisi sayesinde yeşil bitkiler tarafından üretilen ve bitki kökenli tüm organik maddeleri (yosunlar, ağaçlar ve mahsuller dâhil) içeren bir enerji kaynağıdır (McKendry, 2002). Biyokütle kaynakları, tarımsal artık ve atıklar, orman atıkları ve kalıntıları, edüstriyel ve belediye atıkları ve enerji bitkileri olarak temin edilebilmektedir (Leung, 2006). Ayrıca, enerji mahsulleri açısından, biyokütle iki genel tipte sınıflandırılabilir (McKendry, 2002):

1. Otsu bitkiler ve
2. Odunsu bitkiler

Ülkemiz lignoselülozik biyokütle çeşitliliği bakımından zengin kaynaklara sahiptir ve selüloz, hemiselüloz ve lignin yapıları içerisindeki hidrojen bağları termokimyasal işlemlerle parçalanabilmektedir. Bu çalışmada hidrojen içeriği bakımından zengin odunsu ve lignoselülozik biyokütleden hidrojen üretilmesi hedeflenmektedir.

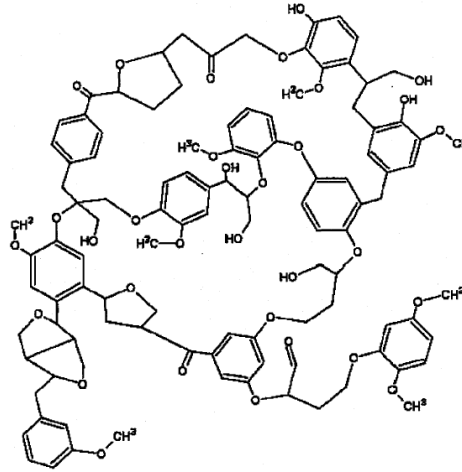
Hem odunsu hem de otsu bitki türleri, selüloz, lignin ve hemiselüloz olmak üzere üç ana bileşene sahip olan lignoselülozdan oluşur (Çizelge 3.1). Geriye kalan malzeme (%5) tamamen biyokütle içeriğine bağlı olan ekstraktlar olarak adlandırılır.

Selüloz, polimerize bir glikozdur ve Şekil 3.1’de gösterildiği gibi zincirler arasında meydana gelen hidrojen bağı nedeniyle yüksek oranda kararlı olan kristal bir malzemedir (McKendry, 2002).



Şekil 3.1: (1-4)-D-glikopiranoz birim hücreğini gösteren selüloz moleküler yapısı

Lignin, karmaşık bir yapıya sahip olan polimerik bir maddedir. Ligninin ana yapı taşlarının, fenil-propan olarak adlandırılan altı karbonlu halkalara bağlanan üç karbon zinciri olduğuna inanılmaktadır (McKendry, 2002). Lignin Şekil 3.2’de görüldüğü üzere düzensiz, dallı bir yapıya sahiptir.



Şekil 3.2: Ligninin temsili polimerik yapısı (McKendry, 2002)

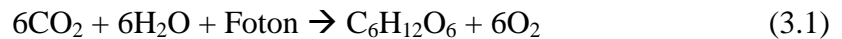
Hemiselüloz ise genel olarak glikoz, mannoz, ksiloz ve arabinoz gibi şekerlerden oluşan farklı sakkarit tiplerinde bir polimerdir. Hemiselüloz polimeri de şekilsiz ve dallı bir yapıya sahiptir (McKendry, 2002).

Çizelge 3.1: Bazı biyokütle kaynaklarının kimyasal bileşimi (Dascomb, 2013)

Biyokütle	Lignin (%)	Selüloz (%)	Hemiselüloz (%)
Yumuşak Kereste	27-30	35-40	25-30
Sert Kereste	20-25	45-50	20-25
Buğday Samanı	15-20	33-40	20-25
Dallı Darı	5-20	30-50	10-40

3.2 Biyokütlenin Enerji Dönüşümü

Biyokütleden elde edilebilecek kimyasal enerji potansiyeli muazzamdır ve biyokütle içerisindeki enerjinin tamamı ise güneş temellidir. Bitkinin gerçekleştirdiği fotosentez sırasında bitki hücresinde bulunan klorofil vasıtasıyla güneş ışınımı soğurularak su molekülleri O_2 ve H^+ 'ne ayrışmak üzere oksitlenir. Bu işlem ile moleküllerin yapı taşları olan birer elektron ve proton serbest bırakılır. Serbest kalan elektron, nihai olarak CO_2 'nin oksidasyon potansiyelini artırır ve glikoz gibi daha büyük moleküllerin ($C_6H_{12}O_6$) oluşturulmasında kullanılır. Basitleştirilmiş net fotosentez reaksiyonu denklem (3.1)'de gösterilmiştir (Klass, 1998).



Glikoz, bitki hücrelerinin ana yapı taşlarından birisidir ve çoğu biyokütle molekülünün atomik oranı glikoza benzerdir. Biyokütle esas olarak karbon, oksijen ve hidrojen atomları ile birlikte az miktarda azot, sülfür ve metallere oluşur.

Bazı biyokütle tiplerinin ağırlıkça bileşimlerinin analizi Çizelge 3.2'de gösterilmiştir. Biyokütle, kabaca % 50 karbon, % 40-45 oksijen ve % 5-6 hidrojen içermektedir. Biyokütlerdeki karbon içeriği kömüre göre %78 oranda daha düşükken oksijen içeriği yaklaşık olarak %14 daha yüksektir.

Çizelge 3.2: Bazı biyokütle tipleri için kimyasal bileşim değerleri (Vassilev, 2010)

Biyokütle Tipleri	Kısmi Analiz (kuru ağırlıkça %)			Nihai analiz (kuru, külsüz ağırlıkça %)				
	VM	SC	Kül	C	O	H	N	S
Odunsu	78,0	18,5	3,5	52,1	41,2	6,2	0,4	0,08
Tarımsal	75,2	19,1	5,7	49,9	42,6	6,2	1,2	0,15
Otsu	79,0	16,2	4,8	49,2	43,7	6,4	0,9	0,13
Saman	74,3	17,1	8,6	49,4	43,2	6,1	1,2	0,15
Yosun	50,5	25,9	26,6	43,2	45,8	6,2	2,2	2,60
Kömür	32,8	46,3	20,9	78,2	13,6	5,2	1,3	1,70

Biyokütlenin uçucu madde (VM), sabit karbon (SC), kül ve nem içeriği miktarının belirlenmesi için kısmi analiz uygulanmaktadır. Uçucu madde miktarı, biyokütle numunesinin yaklaşık 900 °C'ye ısıtılmasıyla gaz fazında ayrılan moleküllerini içerir. Uçucu maddeler olarak sınıflandırılan moleküller arasında organik polimerler, kısa ve uzun zincirli hidrokarbonlar ve çoğu yağ ve aromatik hidrokarbon bulunur. Uçucu maddeler, büyük miktarlarda kimyasal enerji içerdikleri ve ısı dönüşüm sırasında geri kazanılmasının nispeten kolay olmasından dolayı arzu edilirler. Çoğu biyokütle türü % 75'in üzerinde uçucu madde içerir ve bu durum biyokütlenin ısı olarak dönüşümünü kolaylaştırır (Dascomb, 2013).

Biyokütle içeriğinde bir diğer yararlı kısım ise sabit karbondur. Sabit karbon, oksijensiz bir ortamda ısıtıldıktan sonra katı kalan biyokütlenin yanıcı parçası olarak

tanımlanabilir. Biyokütle içerisindeki toplam ısıtma değerinin büyük bir kısmı sabit karbon ile tutulmaktadır. Sabit karbon, esas olarak odun kömürüne benzer ve kararlı kristal yapıları oluşturan elementel bir karbondur. Sabit karbonda bulunan enerjinin kullanılması için sabit karbonun O_2 , H_2O , CO veya CO_2 ile yüksek sıcaklıklarda (>800 °C) reaksiyona girmesi ve yanıcı gaza dönüştürülmesi gereklidir. Biyokütle ağırlıkça % 40-60'lara varan oranlarda nem içeriğine sahiptir. Neredeyse tüm ısı dönüşüm süreçleri için nem istenmeyen bir özelliktir. Çünkü kullanılacak kimyasal enerji içermez ve biyokütlenin ısıtılması için gereken enerjinin artmasına sebep olur. Nem ayrıca yanma sırasında görülen maksimum alevlenme sıcaklığını ve geri kazanılabilir enerjiyi azaltır. Biyokütlenin ısıtılmasıyla uçucu madde ve nem içeriği giderilmektedir. Sonda kalan katı karışım çoğunlukla sabit karbon ve külden oluşur. Isıl dönüşüm sırasında arta kalan bu katı karışıma çar denmektedir. (Dascomb, 2013).

Kül ise biyokütlenin dönüştürülmesinden sonra arta kalan, reaktif olmayan katı kısmıdır ve CaO , K_2O , Na_2O ve MgO_2 gibi metal oksitlerden oluşur. Kül miktarının fazla olması biyokütlenin ısı enerjisini azaltmasından dolayı istenmeyen bir durumdur. Bununla birlikte, kül yüksek sıcaklıklı ısı dönüşüm sırasında eriyerek cürufişma olarak adlandırılan durumun oluşmasıyla birlikte bir dizi soruna neden olabilir. Bu sebeplerden ötürü arta kalan kül miktarı, tutma ve bertaraf etme sistemleri ile ayrıştırılmaktadır. Odunsu biyokütle için külün kuru ağırlığı genellikle % 1 veya daha az iken, otsu biyokütle ve çimenler için bu oran % 10'un üzerinde olabilmektedir (Klass, 1998).

Biyokütle içerisindeki kimyasal enerjinin miktarı, genellikle biyokütlenin ısı değeriyle açıklanmaktadır. Isıl değer, bir molekülün oksijenle tam yanma geçirdiği zaman üretilen ısı miktarını ifade eder. Yanma sırasında oluşan su buharının yoğunlaşmadığı durumdaki net enerji miktarı alt ısı değer (LHV) ile açıklanmaktadır. Üst ısı değer (HHV) ise suyun buharlaşma ısını da içerir, dolayısıyla LHV'ye eşit veya LHV'den daha yüksektir (Klass 1998).

Karbon oksidasyonu yanma sırasında sadece CO_2 oluşturur, dolayısıyla LHV ve HHV aynı değerdedir. Buna karşın, hidrojenin yanması sonucunda ürün olarak

sadece su buharı oluşur. Bu durumda alt ısı değer, üst ısı değerden %15 daha azdır. Çizelge 3.3'de, çeşitli biyokütle besleme stoklarının üst ısı değerleri verilmiştir. Çoğu biyokütle türleri 17-21 MJ/kuru-kg arasında bir üst ısı değere sahiptir. Kömür ise biyokütleye göre daha yüksek oksijen ve karbon içeriğine sahip olması sebebiyle önemli ölçüde daha fazla enerji (31 MJ / kuru kg) içerir. Biyokütle, ortalama olarak kuru ağırlığa göre % 40'lık oksijen içeriğine sahiptir. Her ne kadar oksijen yanma için gerekli olsa da katı yakıtın ısı değerine bir katkıda bulunmaz (Dascomb, 2013).

Çizelge 3.3: Çeşitli biyokütle kaynaklarının üst ısı değerleri (Dascomb, 2013)

Tip	Ad	HHV (MJ/Kuru kg)
Odunsu Biyokütle	Çam	20,5
	Kavak	20,7
	Talaş	20,5
Tarımsal Biyokütle	Pirinç Kabuğu	15,3
	Fıstık Kabuğu	20,2
	Yonca	17,8
Atık Biyokütle	Hayvansal Atık	17,1
	Belediye Atıkları	17,3
Alg	Algler	18,82
Otsu Biyokütle	Çimen	18,9
	Çin Fidesi	19
Kömür	Mangal Kömürü	31

3.3 Biyokütle Dönüşüm Prosesleri

Bir takım işlemler sonucunda dönüşüme hazır hale getirilen biyokütle stokları farklı sıcaklık derecelerinde ısıtıldıklarında bir dizi ayrışma adımlarına maruz kalırlar. Yüksek sıcaklıklara maruz kalan biyokütlenin yapısında bulunan polimerlerin geri dönüşümsüz bozulması sonucunda daha düşük molekül ağırlıklı bileşikler ortaya çıkar. Biyokütlenin ısı dönüşümü sonucunda geniş bir kullanım yelpazesine sahip yanıcı katı, sıvı ve gaz ürünler üretilir. Isıl dönüşüm süreçleri kurutma, piroliz, sıvılaştırma, gazlaştırma ve yanma adımlarını içerir.

Temiz bir enerji taşıyıcısı olan hidrojen gazının üretimi için biyokütle bazı kaynakların termokimyasal ya da biyolojik süreçlerden geçirilmesi temiz bir üretim zincirinin oluşmasına olanak sağlamaktadır. termokimyasal yolla biyokütle dönüşümü özellikle iki çekici özelliğe sahiptir. Bunlar; termokimyasal dönüşüme elverişli çok geniş bir biyokütle hammaddesi yelpazesinin olması ve bu

hammadelerin orta/uzun vadede biyokütle esaslı olarak öngörülen büyük ölçekli sentez gazı üretimi için fosil tabanlı altyapı ile entegre edilebilir olmasıdır. Termokimyasal ve biyolojik dönüşümler arasındaki temel fark, sıcaklık seviyesidir. Biyolojik süreçler ortam sıcaklığından biraz daha yüksek sıcaklık seviyelerinde gerçekleşirken, termokimyasal dönüşüm yolları birkaç yüz santigrat derece sıcaklıkta gerçekleşmektedir (Dascomb, 2013).

3.3.1 Kurutma

Biyokütlenin ön işlemlerden geçtikten sonra diğer işlemlere alınması, güvenilir bir besleme sistemi için temel parametredir. Ön işlemler genellikle biyokütlenin boyutlandırma ve kurutma işlemlerini kapsamakla birlikte, biyokütlenin depolanması, taşınması ve nakliyesinde büyük bir etkiye sahiptir. Özellikle yüksek sıcaklık ve düşük kalış süreleri uygulanan gazlaştırma süreçleri için beslenen biyokütlenin boyutunun küçültülmesi gerekmektedir. Biyokütlenin enerji hammaddesi olarak kullanılması için, kurutma işlemlerinden geçirilmesi ise bir gerekliliktir. Kurutmanın gerçekleşeceği sıcaklık derecesi, uygulanan gazlaştırma işlemine bağlıdır ve genellikle kütlece %35 nem oranlarında çalışılması istenmektedir (Demirbaş, 2002). Biyokütleden nemin büyük ölçüde uzaklaştırılması için çeşitli kurutma yöntemleri uygulanmaktadır, ancak bu yöntemler arasında hava ile kurutma, en ekonomik yöntemdir ve biyokütlenin nem içeriğini % 35'in altına indirebilir (Klass, 1998). Ham biyokütle kaynakları %60'a kadar nem içeriğine sahip olabilmektedir. Bu durum gerekli yanma sıcaklığını ve ısı dönüşüm sırasında ortaya çıkacak ısıtma ihtiyacını artırır. Optimum gazlaştırma işlemi için, nem içeriğinin %15'den daha düşük olması önerilmektedir (McKendry 2002, Fagern'as vd. 2010).

Ortam havasının sıcaklığına ve nemine bağlı olarak, havayla kurutma işlemleri gazlaştırma işlemi için yeterli düşük nem miktarını sağlayabilir. Bu tür durumlarda düşük sıcaklıklarda ek kurutma işlemleri uygulanabilmektedir. Bunun için genellikle atık işlem ısısı döner, delikli veya konveyör tipi kurutma tesislerinde biyokütle üzerinden geçirilir. Ayrıca sıcak kuru su buharının doğrudan biyokütle veya kurutma havası ile birlikte bir ısı değiştiricisinden geçirilmesiyle de nem giderimi sağlanabilir. Kömür gibi diğer katı yakıtların aksine biyokütlenin kurutma

işlemlerinde ekstra özen gerekmektedir. Biyokütlenin ısıl ayrışması sırasında oluşan CO gibi gaz emisyonların en aza indirgenmesi için kurutma sıcaklığı 100 °C'nin altında tutulmalıdır. Fakat pratikte bu sıcaklık 200 °C civarlarına çıkabilmektedir. Kurutma işleminin sistem içerisine entegrasyonu (buharla kurutma) ve basınçlı gazlaştırıcılar için güvenilir besleme sistemlerinin geliştirilmesi hala önemli Ar-Ge'ye ihtiyaç duyan alanlardır.

3.3.2 Piroliz

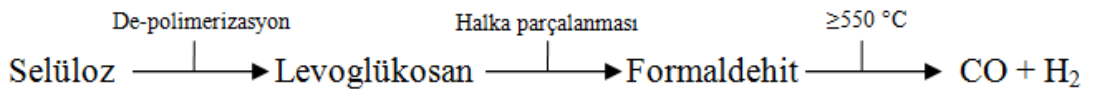
Biyokütlenin doğrudan ısıl ayrışmasının ilk basamağına, yunanca kökenli olan ve yeniden anlamına gelen “pyro” kelimesinden türetilen piroliz adı verilir. Biyokütle 150 °C'nin üzerindeki sıcaklıklara ısıtıldığında küçük miktarlarda depolimerizasyona başlar. Selülozdaki uzun glikoz zincirleri parçalanmaya başlar ve bu da düşük molekül ağırlıklı bileşikler oluşturur. Biyokütle numunesi oksijensiz ortamda daha fazla ısıtılırsa sonuçta H₂, CO, CO₂ ve katran buharları oluşur. Oksijensiz ortamda selülozun ısıtılarak piroliz işleminden geçirilmesine ilişkin meydana gelen aşamaların ilk olarak dehidrasyon reaksiyonu veya bir depolimerizasyon reaksiyonunun gerçekleşmesi şeklinde olduğu ortaya konmuştur (Banyasz, vd. 2001). Farklı organik bileşikler farklı sıcaklık aralıklarında ayrışmaktadır ve ilk olarak 220-315 °C arasında hemiselüloz bileşikleri parçalanmaktadır. Daha sonra 315-400 °C arasında selüloz bozulmaya başlar. Son olarak 400 °C'nin üzerindeki piroliz sıcaklıklarında ligninler görülmektedir. Pirolize uğrayan biyokütle numunelerinin içerdiği polimerlerin parçalanması ve gaza dönüşmesi sonucunda biyokütle numunesinin ağırlığı azalır ve geriye sadece kül ve çar kalır. Dönüşüm geçiren ilk bölge hemiselülozun ana bileşeni olarak ifade edilen ksilan ve ardından kalan hemiselülozlardır. Hemiselüloz daha sonra yavaşça %25'inin çar olarak kaldığı 350 °C ile 850 °C arasında parçalanmaktadır. Hızlı bir şekilde 350 - 450 °C arasında dönüştürülen selüloz ise genel olarak en yüksek gaz dönüşüm oranına sahiptir ve orijinal ağırlığının sadece %10'unda çar içerir. Lignin molekülleri %40'ın üzerinde çar oranına sahiptir. Bu kısmen ligninlerin yüksek karbon fraksiyonundan kaynaklanmaktadır (Yang, 2006).

3.3.3 Sıvılaştırma

Sıvılaştırma, yaklaşık 500 °C sıcaklıkta meydana gelen piroliz işleminden gaz halindeki organik bileşiklerin hızlı bir şekilde çıkarılması durumunda meydana gelir. Bu işleme kül pirolizi adı verilir ve selülozik biyokütleden elde edilen sıvı üretimini maksimuma çıkarır. Kül pirolizi için ideal piroliz sıcaklıkları bir saniyeden az olan gaz kalma süreleri (ısıtma bölgesinde harcanan zaman) için 450-600 °C arasındadır. Bu işlem, kuru biyokütle ağırlığının %55-65'lik bir kısmını sıvıya dönüştürebilmektedir (Klass, 1998; Acikgoz, 2007). Yaprak döken odunların hammadde olarak kullanıldığı bir sıvılaştırma işleminde Çizelge 3.4'de görüldüğü üzere ağırlıkça en fazla asetik asit, hidroksiaseton ve metanol sıvı bileşenleri oluşmuştur. Üretilen sıvı genellikle birçok organik maddenin birleşimi şeklinde olmaktadır. Sonrasında arta kalan katı kalıntı miktarı, biyokütle numunesindeki lignin miktarı ile orantılı olarak değişmektedir (Demirbaş, 2000). Ürünler içerisinde yer alan ve özellikle su molekülleri içermeyen fazın biyo-yağ olarak kullanılması mümkündür.

Çizelge 3.4: 725 K'de yaprak döken ağaçların sıvılaştırılma ürünleri (Demirbaş, 2000)

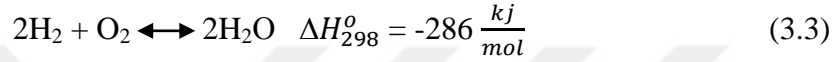
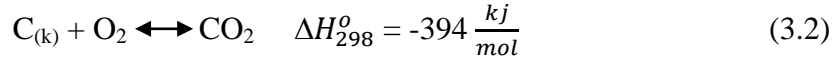
Sıvı Ürün	Kuru Ağırlık %
Asetik Asit ($C_2H_4O_2$)	16,78
Hidroksi Aseton ($C_3H_6O_2$)	7,01
Metanol (C_3OH)	4,11
1-hidroksi-2-butanon ($C_4H_8O_2$)	3,47
Furfural ($C_5H_4O_2$)	2,09
Syringol ($C_8H_{10}O_3$)	1,97
Levoglükosan ($C_6H_{10}O_5$)	1,89
α -Angelica lakton ($C_5H_6O_2$)	1,81
4-metil-2,6,-dimetoksifenol ($C_9H_{12}O_3$)	1,81



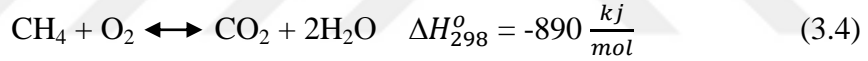
Şekil 3.3: Selülozun ayrışma süreci (Demirbaş, 2000)

3.3.4 Yanma

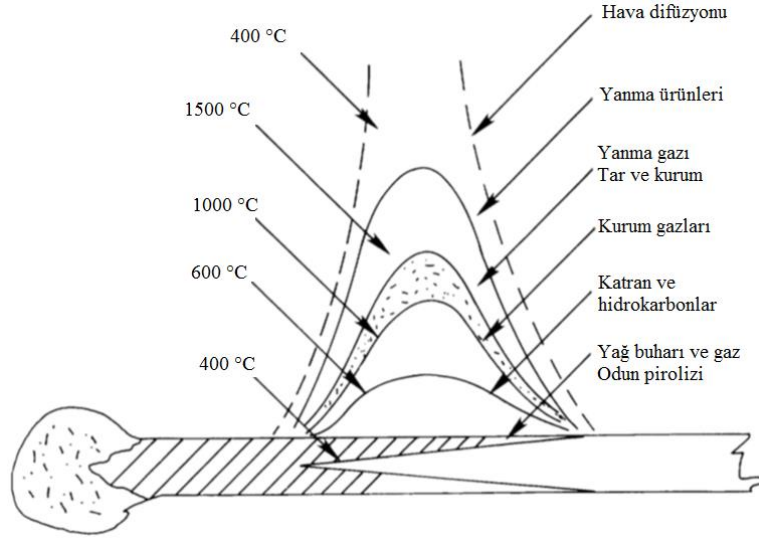
Biyokütle dönüşüm proseslerinden biri de yanmadır. Yanma son derece ekzotermik olan geri dönüşümsüz bir oksidasyon reaksiyonudur. Temel iki yanma reaksiyonu Denklem (3.2) ve (3.3)'te gösterilmiştir ve standart koşullarda reaksiyonun entalpisindeki değişiklik (ΔH_{298}^o) verilmiştir. Entalpi değişimindeki negatif işaret, reaksiyon ürünlerinde bulunan kimyasal enerjinin, reaksiyona giren maddelerin kimyasal enerjisinden (reaktantlardan) daha az olduğunu ve bunun bir enerji salınımına yol açtığını belirtir.



Hidrokarbonların yanmasıyla ürün olarak bir karbondioksit ve su buharı ortaya çıkmaktadır. En basit hidrokarbon olan metanın oksidasyon reaksiyonu Denklem (3.4)'te gösterilmiştir. Metan atomlarını bir arada tutan bağın kırılması için gereken enerjiden dolayı 1 mol metanın oksidasyonu, 2 mol hidrojen ve 1 mol karbon oksidasyonunun toplamından biraz daha az enerji üretir.



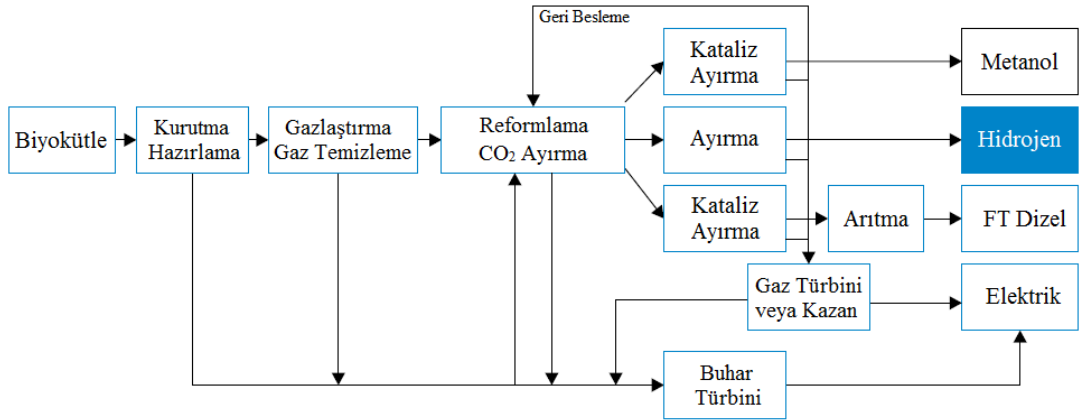
Katı biyokütlenin yakılması, yukarıda açıklanan tüm termokimyasal dönüşüm işlemlerini içermektedir. Yanma öncesinde kurutma ve piroliz işlemlerinin gerçekleşmesi sonrasında uçucu bileşikler, kendiliğinden devam eden bir kimyasal süreçte yanmadan önce gazlaştırılır. Yanma kaynaklı ısı, ortaya çıkan yağın pirolizi için enerji sağlar. Yanacak başka uçucu bileşik kalmayana kadar süreç devam eder. Uçucular tükendiğinde geriye katı çar kaldığından reaksiyon durur.



Şekil 3.4: Biyokütleden Piroliz, gazlaşma ve yanma örneği (Reed,1988)

3.4 Biyokütlenin Termokimyasal Gazlaştırılması

Biyokütlenin termokimyasal olarak gazlaştırılması, günümüzde özellikle hidrojen ve biyoyakıt üretimi kapsamında incelenen bir konudur. Gazlaştırma ve piroliz işlemleri, biyokütle tabanlı hidrojen üretim teknolojilerinin ticarileştirilmesinde ümit vaat eden sistemler içerisinde yer almaktadır. Biyokütlenin termokimyasal yollarla hidrojen ve diğer bazı ürünlere dönüştürülmesine ilişkin bir akış şeması Şekil 3.5’de sunulmuştur.



Şekil 3.5: Biyokütle gazlaştırma yoluyla metanol, hidrojen veya FT dizel üretimi için genel akış şeması (IEA/HIA, 2006)

Katı karbonun 600 °C'nin üzerindeki sıcaklıklarda O₂, H₂O, CO ve H₂ ile reaksiyona girmesi sonucunda sentez gazı üretilebilmektedir. Sentez gazı üretimi için piroliz

işlemine bazı reaktanların eklenmesi ile oluşan süreç gazlaştırma olarak adlandırılır. Gazlaştırma, reaktöre beslenen hammaddeden, kalorifik değeri kendisinden daha yüksek bir yakıt olan sentez gazının üretilebildiği termokimyasal bir dönüşüm teknolojisidir (Yılmaz, 2013). Gazlaştırma sonucunda üretilen sentez gazı içeriğini CO, H₂, CH₄ ve CO₂ gazının yanında katran gibi hidrokarbonlar oluşturmaktadır. Gazlaştırma reaktörüne beslenen biyokütle türüne ve gazlaştırma işleminin çalışma koşullarına bağlı olarak sentez gazında sülfirik asit (H₂S), hidroklorik asit (HCl) gibi istenmeyen gazlar veya azot (N₂) gibi atıl gazlar bulunabilmektedir. Çizelge 3.5'te gazlaştırma sürecinde meydana gelen temel karbon-gaz reaksiyonları ve toplam entalpi değişimleri gösterilmiştir. Karbon gazı reaksiyonlarının entalpileri, ekzotermik olan karbonun kısmi oksidasyonundan, endotermik gerçekleşen karbonun buharla reaksiyonuna kadar değişmektedir. Reaksiyonlarının çoğu 600 °C'nin altında düşük dönüşüm oranlarına sahiptir ve dolayısıyla gazlaştırma işlemi genellikle yüksek sıcaklıklarda (800-1000 °C) meydana gelmektedir.

Çizelge 3.5: Önemli gazlaştırma reaksiyonları

Reaksiyon	ΔH_{298K}^0 (kJ/mol)	Reaksiyon Adı
$C + O_2 \rightarrow CO_2$	-393,5	Tam Yanma
$C + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO$	-110,5	Kısmi Yanma
$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	131,3	Su-Gaz Reaksiyonu
$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$	172,5	Boudouard reaksiyonu
$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$	-74,8	Metan dönüşüm reaksiyonu
$CO + H_2O \leftrightarrow H_2 + CO_2$	-41,2	Su-Gaz Kayma Reaksiyonu
$CO + 3H_2 \leftrightarrow H_2O + CH_4$	-206,1	Ters metan reformasyonu

Gazlaştırma reaksiyonları sonucunda oluşan ürünlerin niteliğini belirleyen önemli faktör gazlaştırıcı reaktanlardır. Karbondioksit, hava, buhar, oksijen veya bunların karışımları gazlaştırıcı reaktan olarak kullanılmaktadır. Kullanılan gazlaştırma reaktanları ve bu reaktanların gazlaştırma üzerine olan etkilerine Çizelge 3.6'da değinilmiştir.

Çizelge 3.6: Gazlaştırıcı reaktanlar ve gazlaştırma üzerine etkileri.

Gazlaştırıcı Reaktan	Gazlaştırma Üzerine Etkileri
Hava	Temel ısı kaynağı olarak kısmi yanmadır. Katran ve çar içeriği makul düzeydedir.
Oksijen	Karbon dönüşüm oranı yüksektir. H ₂ , CO ve CH ₄ bakımından daha zengin ürün gazı elde edilir. Yüksek oranda katranın giderilmesi
Buhar	Yüksek ısı değerinde ürün gazı elde edilmesi Hidrojen zengin ürün gazı elde edilmesi

3.4.1 Oksidatif gazlaştırma

Biyokütlenin ısı dönüşümü endotermik bir işlemdir. Hammaddeyi ve gazlaştırma ajanını reaksiyon sıcaklıklarına kadar ısıtmak için belli bir miktarda enerji gerekir. Bu enerjiyi sağlamanın en kolay yolu, biyokütlenin bir bölümünü oksitlemektir. Eğer oksijen gazlaştırma ajanı olarak eklenmişse, ekzotermik oksidasyon ve karbonun kısmi oksidasyonu tüm gazlaştırma reaksiyonu için gerekli enerjiyi sağlayabilir. Hammaddenin bir kısmının yanmasının bariz dezavantajı H₂, CO ve CH₄ gibi ısıtma değerine sahip gazlarına dönüşüm oranlarının düşmesine sebep olmasıdır. Kısmi oksidasyonun gerçekleştiği gazlaştırma sonucunda ürünlerde CO₂ ve H₂O fazlaca görülmektedir. Reaksiyona sınırsız miktarda oksijen beslemesi yapılırsa, gazlaştırma sürecinde sadece ısı ve yanma gazları üretilecektir. Pozitif ısıtma değerine sahip bir gazın üretilmesi için, stokiyometrik miktarlardan (her bir yakıt molekülünü oksitlemek için gerekli olan oksijen miktarı) daha az oksijen beslemesi yapılmalıdır. Gerekli reaksiyon sıcaklıklarının korunması için stokiyometrik oran yaklaşık 0,2'dir. Saf oksijenle gazlaştırma sonucunda, 12-18 MJ/Nm³'lük ısıtma değeri ve %14-32'lik bir hidrojen oranına sahip ürün gazı üretimi mümkün olabilir (Dascomb, 2013).

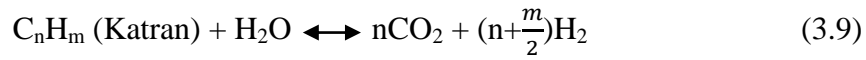
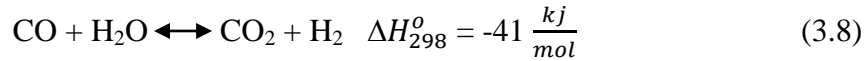
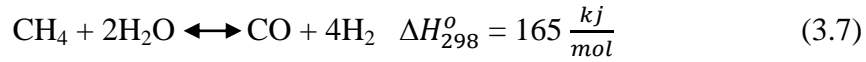
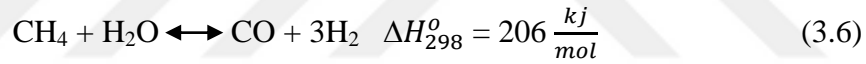
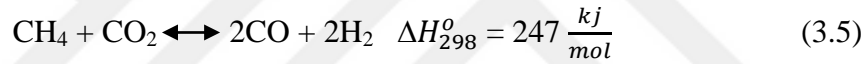
3.4.2 Hava ile gazlaştırma

Saf oksijen üretme maliyetini ortadan kaldırmak için gazlaştırma maddesi olarak yaygın bir şekilde hava kullanılabilir. Hava kullanımının dezavantajı ise, üretilen sentez gazının, yanma ürünleri ve azot ile seyreltilmiş olmasıdır. Havanın %79'luk kısmını azot gazı oluşturduğundan, gazlaştırma maddesi olarak hava

kullanılarak üretilen sentez gazı % 50'den fazla bir oranda azot içerebilmektedir. Gazlaştırma reaktanı olarak hava kullanılması sonucunda, 4-8 MJ/Nm³ arasında ısıtma değerine ve % 8-10 arasında hidrojen konsantrasyonuna sahip düşük kalorifik değerinde bir ürün gazı üretilir (Gil, 1999; McKendry, 2002).

3.4.3 Buharlı gazlaştırma

Gazlaştırma ajanı olarak oksijen yerine buhar kullanılması hidrojenje zengin sentez gazı üretimi sağlayabilmektedir. Aynı zamanda içerisinde azot gazı ve yanma gazları olmadığı için oluşan sentez gazının kalorifik değeri daha yüksek düzeyde elde edilir. Buhar yüksek sıcaklıklarda CH₄, CO ve katran gibi hidrokarbonlarla reaksiyona girer. Bu reaksiyonlar (Denklem 3.6-3.8), üretilen sentez gazının bileşimindeki hidrojen miktarını ve dolayısıyla sentez gazının ısıtma değerini artırır. Buhar moleküllerinin ayrışması, ürün gazının biyokütle besleme stoğunda bulunandan daha fazla hidrojen içermesini mümkün kılar. Buna ek olarak, buhar kullanımının katran oluşumunu da azalttığı gösterilmiştir (Herguido, 1992; Luo, 2009).



Buharlı gazlaştırma ile üretilen hidrojen konsantrasyonu, yukarıda verilen kayma reaksiyonu (Denklem 3.7) ele alınırsa, ürünlerin reaktantlara nispi konsantrasyonu Denklem 3.10'da gösterilen denge sabiti denkliği kullanılarak bulunabilir. Ayrıca, denge sabiti Denklem 3.11'de gösterilen reaksiyonun standart Gibbs Serbest enerjisindeki değişim (ΔG_{Rxn}^o) kullanılarak hesaplanabilir (Dascomb, 2013).

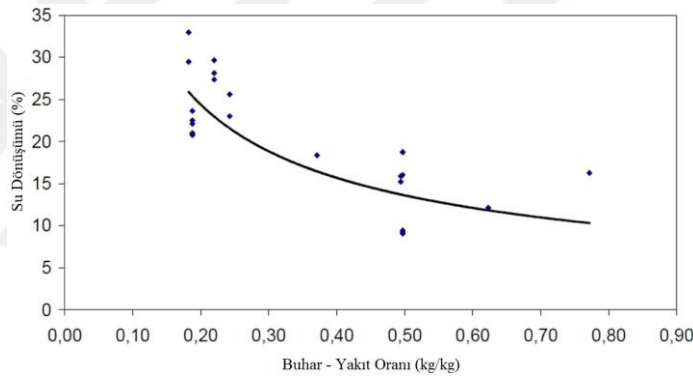
$$K^d = \text{Denge sabiti} = \frac{[\text{CO}_2][\text{H}_2]}{[\text{CO}][\text{H}_2\text{O}]} \quad (3.10)$$

$$K^d = \exp\left(\frac{-\Delta G_{Rxn}^o(T)}{RT}\right) \quad (3.11)$$

Kayma reaksiyonuna fazla miktarda buhar eklenirse, kimyasal dengenin sağlanması çabasıyla reaksiyon ürünler (CO₂ ve H₂) yönünde kayacaktır ve CO konsantrasyonu düşerken CO₂ ve H₂ konsantrasyonları artacaktır. Böyle bir durumda gaz ve hidrojen konsantrasyonunu belirleyen en önemli parametre buhar/hammadde oranıdır.

Buhar moleküllerinin ayrışıp hidrojen oluşturma hızına, buhar dönüşüm oranı denir (Denklem 3.12). Buhar dönüşüm oranı sıcaklığa, buhar debisi/yakıt debisi oranına (S/B) ve bazı katalizörlerin varlığına bağlıdır. Şekil 3.6'da S/B oranının su dönüşümündeki etkisi gösterilmektedir. Dönüşüm oranı, S/B oranı arttıkça önemli ölçüde azalmaktadır (Rauch, 2001). Yine başka bir çalışmada, 0,37 S/B oranında buhar dönüşümünün % 67'ye kadar çıktığı ortaya konmuştur. Bu dönüşüm hidrojen miktarını hacimce %11 kadar arttırmıştır (Guo, 2009).

$$\text{Buhar dönüşümü (\%)} = \frac{M_{\text{reaksiyona eklenen buhar}} - M_{\text{sentez gazındaki buhar}}}{M_{\text{reaksiyona eklenen buhar}}} \quad (3.12)$$



Şekil 3.6: S/B ağırlık oranının buhar dönüşümüne etkisi (Rauch, 2001)

Buharlı gazlaştırmanın temel dezavantajı reaktör için gerekli ısıtma yükü ve düşük buhar dönüşüm oranıdır. Reaksiyon sırasında oksidasyon olmadığından, biyokütleyi ısıtmak için gereken enerji reaksiyon harici olarak sağlanmalıdır. Küçük ölçekli çalışmalarda (<200 kWth) gazları dışarıdan ısıtmak için kullanılan yaygın yöntem elektrikli ısıtıcılar kullanmak ya da gazlaştırıcıyı sıvı veya gaz bir yakıtın yandığı bir yanma odasında tutmaktır. Ayrıca, reaktörde büyük sıcaklık geçişlerini önlemek için yatağa girmeden önce buharı ısıtmak için de enerji harcanmaktadır. Normal buharlaşma koşullarında düşük su dönüşüm oranları, buharın neredeyse % 90'ından fazlasının dönüştürülmeyeceği anlamına gelmektedir. Bu durum termodinamik verimliliği de kısıtlamaktadır.

3.4.4 Dönüşüm verimliliği tanımları

Gazlaştırma işleminin etkinliğinin belirlenmesinde aşağıda incelenen farklı dönüşüm verimleri tanımlanmaktadır (Dascomb, 2013). Bunlardan ilki Denklem 3.13'te verilen karbon dönüşüm verimidir (CCE). CCE, biyokütle besleme stoğundaki karbonun CO, CO₂, CH₄ ve diğer hafif hidrokarbonları içeren sentez gazına dönüşme derecesini belirtir. Çar ve katran oluşumları karbon dönüşüm etkinliğini azaltan önemli etkenlerdir.

$$\text{Karbon dönüşüm verimi (CCE)} = \frac{M_{\text{sentez gazı}} \cdot X_{\text{karbon(sentez gazı)}}}{M_{\text{hammadde}} \cdot X_{\text{karbon(hammadde)}}} \quad (3.13)$$

Bir başka temel etken hidrojen dönüşüm verimidir (HCE). Hidrojen dönüşümü, Denklem 3.14'te verildiği şekli ile üretilen sentez gazı içindeki elementel hidrojenin, beslenen biyokütlede bulunan hidrojene oranı olarak tanımlanır. Hidrojen dönüşüm verimi, sadece sentez gazında bulunan elementel hidrojen değil, aynı zamanda hidrokarbonlarda bulunan moleküler hidrojeni de içermektedir. Dönüştürülmemiş hidrojen miktarı genellikle katran içerisinde yer almaktadır, arta kalan çar ve kül içerisinde çok az miktarlarda hidrojen bulunabilir. Buhar dönüşümünden kaynaklanan hidrojen ilavesi nedeniyle, hidrojen dönüşüm verimliliği % 100'ü geçebilir.

$$\text{Hidrojen dönüşüm verimi (HCE)} = \frac{M_{\text{sentez gazı}} \cdot X_{\text{hidrojen(sentez gazı)}}}{M_{\text{hammadde}} \cdot X_{\text{hidrojen(hammadde)}}} \quad (3.14)$$

Denklem 3.15'te verilen ve kimyasal verim olarak da adlandırılan soğuk gaz verimi (CGE) bir başka önemli parametredir. Soğuk gaz verimi, sentez gazının sahip olduğu ısıtma değerinin beslenen biyokütlenin ısıtma değerine oranıdır. Soğuk gaz verimi de, hidrojen dönüşüm verimine benzer şekilde gazlaştırma reaktanı olarak kullanılan buharın dönüşümünden dolayı 1'den büyük olabilmektedir.

$$\text{Soğuk gaz verimi (CGE)} = \frac{M_{\text{sentez gazı}} \cdot HHV_{\text{sentez gazı}}}{M_{\text{hammadde}} \cdot HHV_{\text{hammadde}}} \quad (3.15)$$

Önemli dönüşüm verimliliklerinden bir diğeri termodinamik dönüşüm verimliliği olarak da adlandırılan enerji verimidir. Enerji verimi, sistemin tükettiği toplam enerjinin ne kadarının ısıtma potansiyeline sahip sentez gazına dönüştürüldüğünü ifade eder ve Denklem 3.16'da gösterilmiştir. Burada tüketilen toplam enerji sisteme

beslenen biyokütle stoğunun sahip olduğu enerji ($M_{hammadde}HHV_{hammadde}$), gazlaştırma ajanı olarak sisteme eklenen buharı üretmek için gereken enerji ($M_{buhar}\Delta H_{buhar}$) ve gazlaştırıcı reaktör için gerekli olan ısıtma ihtiyacının (W_{isitma}) toplamıdır. Enerji verimi gerçek bir dönüşüm verimliliğidir ve 1'den büyük olamaz.

$$Enerji\ verimi = \frac{M_{sentez\ gazı} HHV_{sentez\ gazı}}{M_{hammadde} HHV_{hammadde} + W_{isitma} + M_{buhar}\Delta H_{buhar}} \quad (3.16)$$

Denklem 3.17'de verilen hidrojen üretim verimi (HPE) ise, enerji kaynağının elementel hidrojene dönüşümünü ifade eder ve ısıtma değeri ile birlikte hesaplanır. Hidrojen üretim verimi, enerji verimliliği ile hidrojen dönüşüm veriminin birleşiminden oluşur ve biyokütlenin gazlaştırılmasıyla hidrojen üretiminin enerjik maliyetinin doğru bir tanımını verir.

$$Hidrojen\ üretim\ verimi = \frac{M_{sentez\ gazı} X_{hidrojen(sentez\ gazı)} HHV_{hidrojen}}{M_{hammadde} HHV_{hammadde} + W_{isitma} + M_{buhar}\Delta H_{buhar}} \quad (3.17)$$

Ayrıca biyokütleden üretilecek hidrojen gazı miktarı “hidrojen üretim hızı” hesaplanarak değerlendirilebilir (Ersöz, vd. 2017). Denklem (3.18) ile verilen hidrojen üretim hızı; birim saatte sisteme beslenen birim kilogram kuru biyokütleden elde edilen hidrojenin gram olarak miktarını ifade etmektedir.

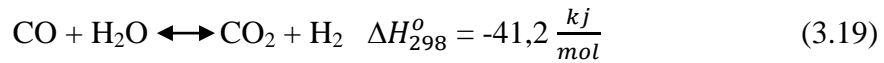
$$Hidrojen\ Üretim\ Hızı \left(\frac{gH_2}{kg\ kuru\ biyokütle} \right) = \frac{Üretilen\ hidrojen\ miktarı \left(\frac{kg}{h} \right) * 1000}{Beslenen\ kuru\ biyokütle \frac{kg}{h}} \quad (3.18)$$

3.5 Sülfür Giderimi

Sülfür bileşenleri petrol, doğalgaz ve kömür dâhil olmak üzere çoğu hidrokarbon kaynağında bulunur. Sülfür giderimi, gazlaştırma işlemi öncesinde veya sonrasında gerçekleşen sentez gazı ve hidrojen üretimi için ve ayrıca özellikle geleneksel katı, sıvı, gaz yakıt kullanan çoğu yakıt hücresi uygulaması için önemli bir konudur. Gazlaştırma işlemine beslenen hammadde içerisinde bulunan kükürt, reformasyon ve su-gaz kayma katalizörleri gibi yakıt işleme katalizörlerini zehirleyebilir. Ayrıca, beslenen yakıttaki az miktarda kükürt bile yakıt hücrelerinde anot katalizörlerini zehirleyebilmektedir. Bu nedenle, çoğu yakıt hücresi için sülfürün 1 ppm'in altına düşürülmesi zorunludur ve tercihen 60 ppb'nin altına düşürülmelidir (Song, 2002; Song, 2003; Liu, 2010).

3.6 Su-Gaz Kayma Reaksiyonu (WGS)

Su-gaz kayma (WGS) reaksiyonu, karbon monoksit ve su buharı arasında gerçekleşen, ürün olarak karbondioksit ve hidrojen gazının elde edildiği tersinir ve ekzotermik bir reaksiyondur. WGS reaksiyonu yoluyla dönüştürülen her bir mol CO sayesinde 1 mol hidrojen üretilmektedir. Denklem 3.19'da gösterilen WGS reaksiyonu katalizör eşliğinde gerçekleşir ve hidrojen üreten tesislerde endüstriyel olarak çokca uygulanmaktadır. Endüstride WGS reaksiyonunun asıl amacı, sentez gazında H₂/CO molar oranını arttırmak ve CO'yu ayırmaktır (Bac vd. 2017).



Denklem 3.20'de verilen formüle göre hesaplanabilen WGS reaksiyonunun termodinamik denge sabiti sıcaklıkla azalır (Kolb, 2005). Bu sebeple düşük sıcaklıklarda daha yüksek CO dönüşümü elde edilebilir. Denge, sistem basıncına karşı neredeyse duyarsızdır ve adyabatik koşullar altında tek bir katalitik yatakta gerçekleşen dönüşümler termodinamik olarak sınırlıdır. Reaksiyon ilerledikçe reaksiyon ısı artar ve artan çalışma sıcaklığı dönüşümü sınırlar. Reaksiyonun termodinamik sınırlaması, tek bir yatak yerine ara soğutmalı iki veya daha fazla katalitik yatak kullanılarak aşılabilmektedir (Javier, 2007).

$$K^d = \exp \left(\frac{4577,8}{T} - 4,33 \right) \quad (3.20)$$

Endüstriyel ölçekte WGS reaksiyonu, reaksiyon dengesini istenen yöne kaydırmak için genellikle yüksek ve düşük sıcaklıkta WGS olmak üzere iki ayrı adımda gerçekleştirilir. CO'nun çoğunluğunun dönüştürüldüğü yüksek sıcaklık basamağı, Fe-Cr temelli katalizörler üzerinde genellikle 350-500 °C sıcaklık aralığında gerçekleştirilir. Cu-Zn temelli katalizörler üzerinde ise 200-250 °C arasında çalıştırılan düşük sıcaklık WGS reaksiyonu, hacimce % 0,5-1,0'ın altında bir CO oranındaki ürün gazı ile sonuçlanır. Katalizör bileşimi genellikle klorürler ve sülfürler tarafından zehirlenmeye ve sinterlenmeye karşı çok hassas olan CuO/ZnO/Al₂O₃'tür. Bu katalizörler aktivasyondan sonra havaya maruz kaldıklarında kendiliğinden serbestçe salınırlar ve sıcaklığı arttırırlar (Nishida, 2008; Reina, 2015).

3.7 Basınç Salımlı Adsorpsiyon (PSA)

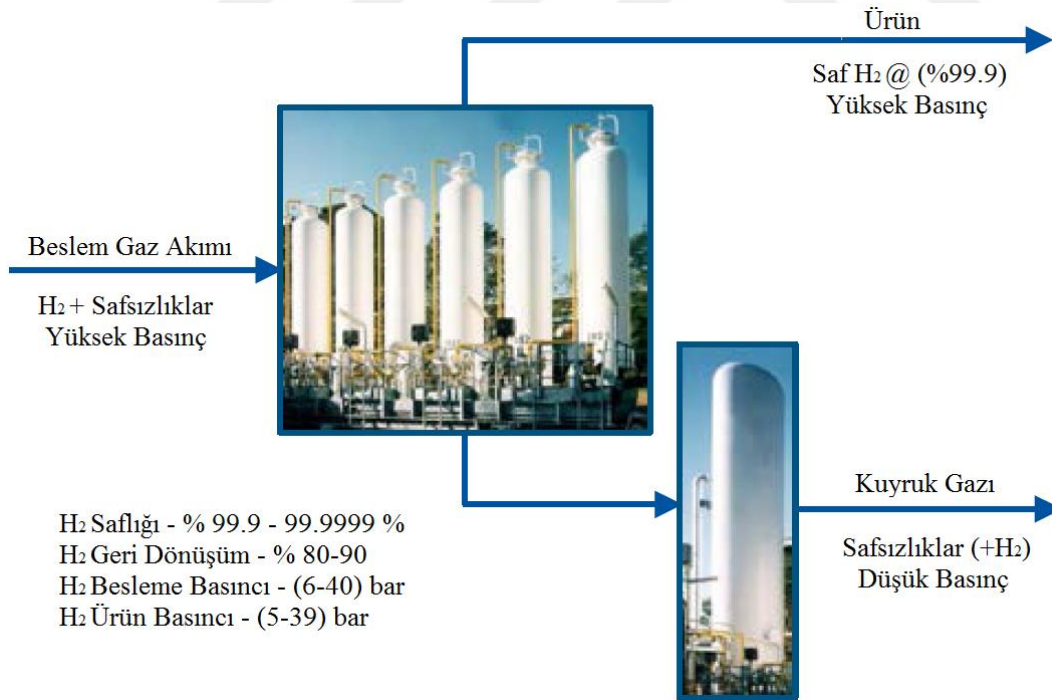
Basınç salımlı adsorpsiyon (PSA) sistemi günümüzde operasyonel ve ekonomik hedeflerine ulaşması bakımından özellikle rafinerinin anahtar teknolojilerinden biri haline gelmiştir. 1960'larda ortaya çıkışından bu yana, meydana gelen teknik gelişmeler, PSA sistemlerinin zorlu uygulamalarda dahi yaygın bir şekilde kullanılmasını sağlamıştır. Basınç salımlı adsorpsiyon işlemi % 60-90 mol hidrojen içeren gaz karışımlarından yüksek saflıkta hidrojen üretimi gerçekleştirilebilen ve özellikle petrokimya endüstrilerinde aktif bir şekilde kullanılan bir teknolojidir. Mevcut küresel hidrojen üretim sistemlerinin % 85'inden fazlasında hidrojen saflaştırması için PSA teknolojisi kullanılmaktadır (Suresh, 2004; Grande, 2016).

Hidrojen içeren gaz akımında bulunan diğer bileşenler bir reaktör kolonunda nispeten yüksek bir basınçta mikro ve gözenekli katı adsorban (zeolitler, aktif karbonlar, silika ve alümina jeller) üzerine seçici olarak adsorbe edilir. Adsorbe edilen bileşenler daha sonra basınçları düşürülerek katıdan desorbe edilir ve böylece adsorban tekrar kullanılabilir (Sircar, 1989). İçerdiği hidrojenin ayrılması için yaygın olarak kullanılan besleme gazları genellikle buhar-metan reformasyonu ve petrol rafinerisi sonrasında oluşan ürün gazlarıdır. Bu alandaki temel araştırma ve geliştirme hedefleri, yüksek saflıkta hidrojen geri kazanımını arttırmak (% 99,9 H₂) ve adsorban malzeme ve donanım maliyetlerini azaltmaktır (Sircar, 2002).

PSA teknolojisinin temel mantığı, gaz moleküllerinin adsorban bir materyale fiziksel olarak bağlanması işlemine dayanır. Gaz molekülleri ve adsorban malzeme arasındaki ilişki gaz bileşenine, adsorban malzemenin tipine, gaz bileşeninin kısmi basıncına ve çalışma sıcaklığına bağlıdır. Hidrojeni ya da herhangi bir maddeyi bulunduğu gaz akımından ayırmak için, ayrılması istenen madde ile gaz akımında bulunan diğer bileşenlerin adsorban maddeye bağlanma kuvvetleri arasındaki farklılıklardan yararlanır. N₂, CO, CO₂, hidrokarbonlar ve su buharı gibi moleküllerin aksine hidrojen gibi düşük polariteli yani son derece uçucu bileşenler kolaylıkla adsorbe edilemez ve böylece PSA işlemi ile hidrojen içeren gaz akımı içerisinde bulunan diğer tüm safsızlıklar adsorbe edilerek yüksek saflıkta hidrojen geri kazanılabilmektedir (Voss, 2014).

Bir PSA sistemi temel olarak adsorban materyali, ara bağlantı borulu valf kızıakları ve kontrol valfleri içeren kolonlardan oluşur. Basınç salınımlı adsorpsiyon işlemi adsorpsiyon, basınçsızlaştırma, rejenerasyon ve basınçlandırma olmak üzere dört temel adımında gerçekleşir ve hidrojenin sürekli beslemesini sağlamak için en az dört adsorpsiyon reaktörü gereklidir (Casas, 2013; Luberti, 2014).

Gaz akımındaki safsızlıkların adsorpsiyonu, besleme gazının basıncı ile belirlenir ve denge yüküne ulaşılan kadar 10 - 40 bar aralığında yüksek basınçlarda gerçekleştirilir. Besleme gazının adsorbe edici reaktörde yukarı yönde akması ile su, ağır hidrokarbonlar, hafif hidrokarbonlar, CO₂, CO ve azot gibi safsızlıklar adsorban malzemenin yüzeyinde seçici olarak adsorbe edilir. Yüksek saflıktaki hidrojen ise adsorbe edici kabın üstünden çıkar. Belirli bir süre sonra adsorpsiyon aşaması durur ve rejenerasyon başlar. Başka bir adsorpsiyon reaktörü, sürekli hidrojen tedarikini sağlamak için adsorpsiyon görevini üstlenir. Rejenerasyon aşaması ile hidrojen kayıplarının en aza indirilmesi ve sonuç olarak PSA sisteminin hidrojen geri kazanım hızının en yükseğe çıkarılması amaçlanır. Şekil 3.7’de örnek bir basınç salınımlı adsorpsiyon sistemi gösterilmiştir (Thomas, 1998; Moon, 2016):



Şekil 3.7 Örnek PSA sistemi temel akış diyagramı [3]

3.8 CO₂ Tutma ve Ayırma

CO₂ tutma ve ayırma sistemleri sadece hidrojen ve sentez gazı temizliği için değil, aynı zamanda sera gazı kontrolü için de önemli bir küresel konu haline gelmiştir. Sentez gazı kullanılarak sıvı yakıtların elde edilmesinde oluşan CO₂'nin geri kazanılması ve H₂/CO oranının istenilen seviyede ayarlanması için besleme akımına eklenmesi, hidrojen ve sentez gazı üretim sistemlerini daha sürdürülebilir kılmaktadır. Ayrıca, CO₂ tutma ve ayırma sistemleri Fischer-Tropsch sentezi ve metanol üretimi için istenen H₂/CO oranlarını sağlamak için de kullanılabilir (Song, 2004; Song, 2006; Ma, 2009).





4. GÜÇ ÇEVİRİMLERİ

Yenilenebilir ya da konvansiyonel enerji sistemleri ile güç üretiminin çeşitli yolları olsa da birçoğu aynı temel termodinamik prensiplere dayanmaktadır. Kullanılan farklı termodinamik güç çevrimleri, temellerini termodinamik yasalardan alır ve genellikle kullanılan enerji kaynağına ya da çevre şartlarına göre termodinamik olarak sınırlıdır. Termodinamik güç çevrimlerinde kullanılacak en yüksek sıcaklık sistem elemanlarının malzemelerinin dayanabildiği sıcaklıkla sınırlıyken, en düşük sıcaklık ise atmosferik hava, akarsu ve göller gibi çevrimin ortam sıcaklığıyla sınırlıdır.

Güç üretimi gerçekleştiren hemen hemen tüm sistemler termodinamik bir çevrime göre çalışır. Gerçek bir termodinamik çevrimde meydana gelen iç kaynaklı tersinmezlikler ve diğer karmaşıklıklar göz ardı edildiğinden tamamen içten tersinir hal değişimlerinden oluşan bir sistem elde edilir ve böyle bir çevrime ideal çevrim denilmektedir. Bir güç çevrimi tamamen geri dönüşümlü yani tümünden tersinir olduğunda Carnot çevrimi olarak bilinir. Carnot çevrimi tersinir doğası nedeniyle tüm termodinamik çevrimler içerisinde en verimli çevrimdir (Çengel, 2012).

Termodinamik çevrimler, çalışma akışkanının fazına bağlı olarak gaz ve buhar çevrimleri olmak üzere iki başlık altında incelenebilir. Gaz çevrimlerinde çalışma akışkanı tüm çevrim boyunca bir gaz olarak kalırken, buhar çevrimlerinde çalışma akışkanı, çevrimin bir bölümünde sıvı diğer bir kısmında ise buhar fazında kalır.

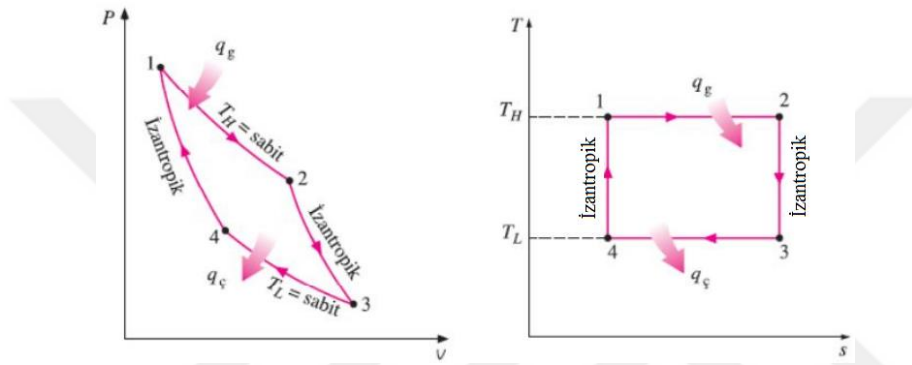
4.1 Carnot Çevrimi

Carnot çevrimi, 1824 yılında Fransız fizikçi Sadi Carnot tarafından önerilen, yüksek sıcaklıkta bir kaynak ile düşük sıcaklıkta bir kuyu arasında çalıştırılacak, mümkün olan en yüksek verime sahip, varsayımsal ve ideal bir ısı makinasını ifade eder. İdeal çevrimler içten tersinirdir fakat dıştan tersinir olmayabilirler. Buna karşın bir Carnot ısı makinası hem içten hem de dıştan tersinirdir.

Isı makinaları ısı enerji kullanarak iş üretmeye olanak sağlar ve bu makinaların performansları, makinaya giren toplam ısı enerjisinin ne kadarının net işe dönüştürüldüğünü ifade eden **ısıl verim** ile değerlendirilir (Çengel, 2012) ;

$$\eta_{th} = \frac{W_{net}}{Q_g} \quad (4.1)$$

Carnot çevriminde tüm den tersinir hal değişimleri meydana gelmektedir. Şekil 4.1'de P-v ve T-s diyagramlarında görülen bu hal değişimleri, izotermal yani sabit sıcaklıkta sisteme ısı girişi (1-2), izantropik yani sabit entropide akışkanın genişlemesi (2-3), sistemden izotermal ısı çıkışı (3-4) ve izantropik sıkıştırma (4-1) (Çengel, 2012).



Şekil 4.1: Carnot çevriminin P-v ve T-s diyagramları (Çengel, 2012)

Bir çevrimin ısı verimi, kaynak sıcaklığının yükseltilmesi veya kuyu sıcaklığının düşürülmesi ile artırılabilir. Carnot çevrimi, T_H sıcaklıkta bir kaynak ile T_L sıcaklıkta bir ısı kuyusu arasında çalıştırılacak en verimli çevrimdir ve ısı verimi şöyle ifade edilir (Çengel, 2012):

$$\eta_{th,Carnot} = 1 - \frac{T_L}{T_H} \quad (4.2)$$

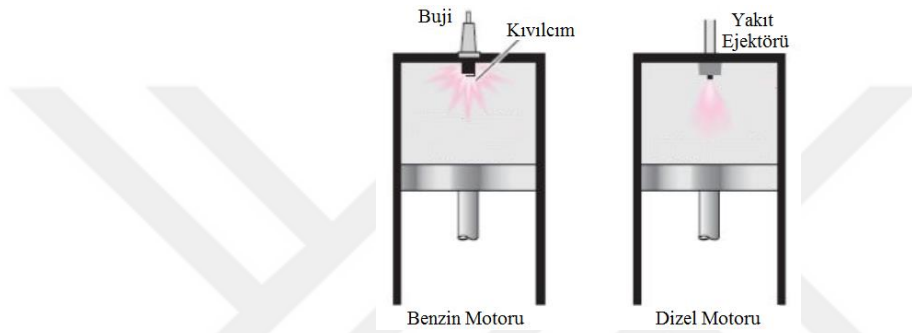
4.2 Gaz Akışkanlı Güç Çevrimleri

4.2.1 Otto ve Diesel çevrimleri

Gaz çevrimlerinin büyük çoğunluğunu pistonlu motorlar, gaz türbinleri ve Stirling motorları oluşturur. Pistonlu motorlar (piston-silindir düzeneği), silindirler içerisinde yanmanın başlatılma şekline göre **buji-ateşlemeli (SI)** ve **sıkıştırma-ateşlemeli (CI)**

motorlar şeklinde sınıflandırılır. Buji-ateşlemeli motorların ideal çevrimi **Otto**, sıkıştırma-ateşlemeli motorların ideal çevrimi ise **Diesel çevrimi** olarak bilinir.

Benzinli motorlar olarak da bilinen SI motorlarda hava-yakıt karışımı yakıtın kendiliğinden tutuşma sıcaklığının altındaki bir değere kadar sıkıştırılır ve yanma işlemi bujide oluşturulan bir kıvılcım ile başlatılır. Dizel motorları olarak bilinen CI motorlarda ise hava, yakıtın kendiliğinden tutuşma sıcaklığı üzerindeki bir değere kadar sıkıştırılır ve yanma işlemi yakıtın sıkıştırılmış sıcak havaya püskürtülmesi sonucunda elde edilir. Şekil 4.2’de benzinli ve dizel motorlarda yanmanın başlatılmasına ilişkin temel fark görülmektedir.



Şekil 4.2: Benzin ve dizel motoru piston-silindir düzeneği (Çengel, 2012)

Hem dizel hem de benzinli pistonlu motorlar genellikle elektrik üretimi için küçük jeneratör gruplarında kullanılmaktadır. Bu tür küçük ünitelerin güç üretim kapasitesi genellikle birkaç kW ile sınırlıdır. Küçük jeneratör setleri nispeten ucuzdur ve yaygın uygulama alanına sahiptir. Pistonlu motorlar ayrıca kara, deniz ve demir yolu taşıtlarında ve küçük uçaklarda güç sağlamak amacıyla kullanılmaktadır (Çengel, 2012).

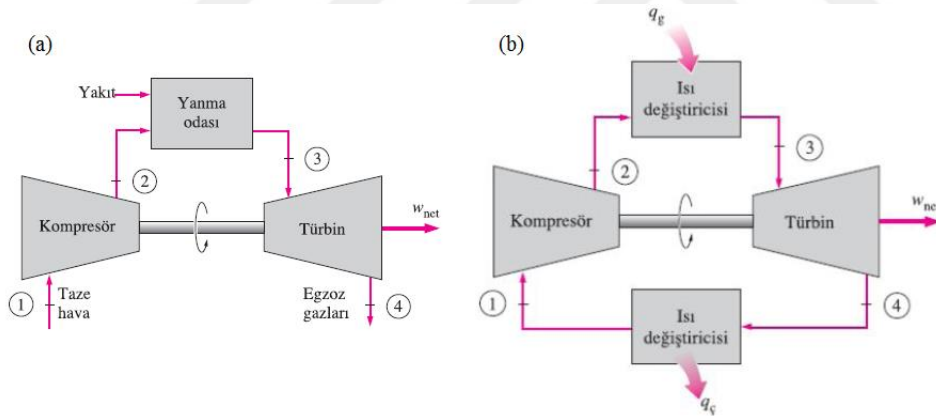
4.2.2 Brayton çevrimi

Diğer bir gaz çevrimi, gaz türbin sistemlerinin ideal çevrimi olan Brayton çevrimidir. Şekil 4.3(a)'da görüleceği üzere genelde açık çevrim mantığına göre çalışan gaz türbinlerinin ana bileşenleri; çevre koşullarındaki taze havanın sıkıştırıldığı kompresör, yüksek sıcaklık ve basınç değerindeki hava ile yakıt karışımının sabit basınçta yandığı bir yanma odası ve yanma sonucu oluşan yüksek enerjili gazların çevre basıncına genişlemesiyle mekanik enerjinin üretildiği bir türbinden oluşur.

Sistemden çıkan egzoz gazlarının tekrar çevrime sokulmadan atmosfere atılmasıyla açık çevrim gerçekleşmiş olur (Çengel, 2012). Açık bir gaz türbin çevrimi için hava standardı kabullerinin uygulanması ile Şekil 4.3(b)'de olduğu gibi kapalı bir çevrim modeli elde edilebilir. Bu kabuller (Çengel, 2012);

- (1) İş akışkanı olarak çalışan gazın, kapalı bir çevrimde sürekli olarak dolaştığı ve ideal bir gaz olarak davranan hava olduğu, (2) güç çevrimini oluşturan tüm hal değişimlerinin içten tersinir yani çift yönlü gerçekleşebilir olduğu, (3) gerçekleşen yanma işleminin yerine dış kaynaklı çevrime ısı girişi olduğu ve (4) egzoz yerine çevrimden dışarı ısı çıkışı olduğu varsayımlarıdır.

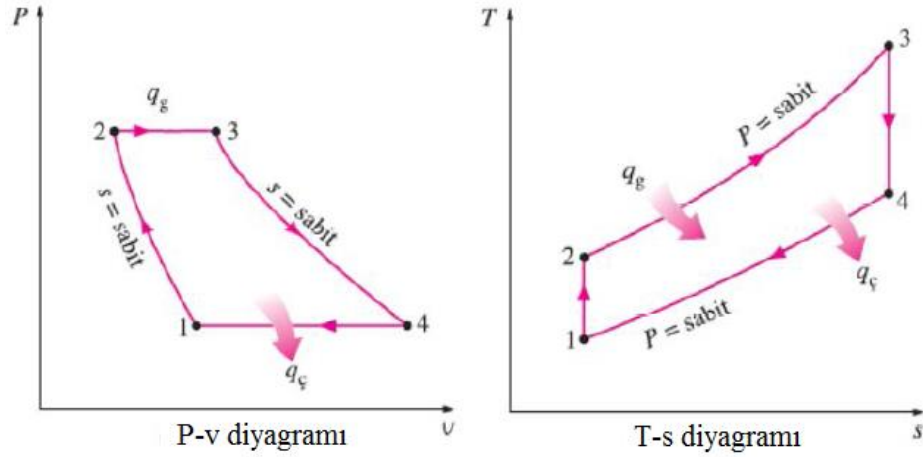
Böylece yanmanın yerini sisteme sabit basınçta ısı girişi, egzoz akımının yerini ise yine sabit basınçta gerçekleşen sistemden ısı çıkışı alır. Gaz türbin sistemlerinin bu kapalı ideal çevrimine **Brayton çevrimi** denir ve dört adet içten tersinir hal değişiminden oluşmaktadır. Bunlar, kompresörde izantropik sıkıştırma, sabit basınçta ısı girişi, türbinde izantropik genişleme ve yine sabit basınçta sistemden ısı çıkışıdır (Çengel, 2012).



Şekil 4.3: Açık Brayton (a) ve İdeal kapalı Brayton (b) çevrimleri (Çengel, 2012)

İdeal Brayton çevriminin P-v ve T-s diyagramları Şekil 4.4'de verilmiştir. Çevrimde gerçekleşen dört hal değişimi de sürekli-akışlı açık sistemlerde meydana gelmektedir. Kinetik ve potansiyel enerji değişimlerinin ihmal edildiği, sürekli-akışlı bir Brayton çevrimi için ısı verim Denklem (4.3)'deki gibidir. Burada r_p basınç oranını (P_2/P_1), k ise özgül ısıların oranını ifade etmektedir (Çengel, 2012).

$$\eta_{th,Brayton} = 1 - \frac{1}{r_p^{(k-1)/k}} \quad (4.3)$$



Şekil 4.4: Brayton çevriminin P-v ve T-s diyagramları (Çengel, 2012)

Gaz türbinleri, endüstriyel uygulamalarda ve sanayide özellikle MW aralığında daha büyük ölçekte güç üretimi için kullanılmaktadır. Pistonlu motorlar ve gaz türbinleri içten yanmalı sistemlerdir ve ihtiyaç duyulan ısıl enerji genellikle fosil kaynaklı gaz ya da sıvı yakıtların yakılmasıyla sağlanmaktadır. Öte yandan, dıştan yanmalı motor olan Stirling ve Ericson motorları, daha geniş bir ısıl enerji kaynağı yelpazesi kullanabilmektedir.

4.2.3 Stirling ve Ericson çevrimleri

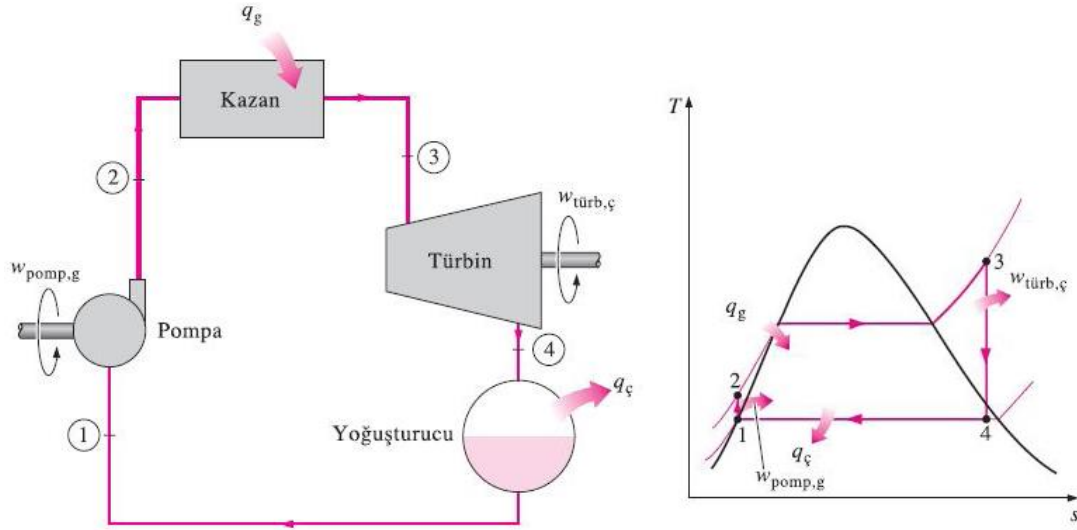
Stirling ve Ericson çevrimleri T_H ve T_L sabit sıcaklıklarında ısı giriş-çıkışının gerçekleştiği dıştan yanmalı gaz çevrimleridir. Stirling motorları genellikle güneş radyasyonundan sağlanan ısı kaynağını kullanarak çalışabilen faydalı cihazlardır. Isı kaynağının dışarıdan uygulanması ısı kaynakları arasında geçiş yapılmasını kolaylaştırır. Bu motorların en büyük dezavantajı, girdideki değişikliklere yavaş tepki vermeleridir. Bu sebeple Stirling ve Ericson motorlarının uygulaması zordur ve elde edilebilecek iş miktarı sınırlıdır (Çengel, 2012).

4.3 Buharlı Güç Çevrimleri

4.3.1 Rankine çevrimi

Buharlı güç santrallerinin ideal çevrimi olan **Rankine çevrimi**, çalışma akışkanı olarak suyun kullanıldığı, yüksek sıcaklık ve basınç koşullarında çalışan bir güç

çevrimidir. Rankine çevrimini oluşturan ana bileşenler Şekil 4.5'teki gibi pompa, kazan, buhar türbini ve yoğuşturucudur. İdeal Rankine çevrimi, içten tersinir olarak gerçekleşen dört hal değişiminden oluşmaktadır. Bunlar, suyun pompada izantropik olarak sıkıştırılması, kazanda sabit basınçta sisteme ısı girişi, buhar türbininde izantropik gerçekleşen genişleme ve yoğuşturucuda yine sabit basınçta sistemden ısı atılması işlemleridir (Çengel, 2012).



Şekil 4.5: Basit ideal Rankine çevrimi ve T-s diyagramı (Çengel, 2012)

Şekil 4.5'te gösterilen T-s diyagramında ısı geçişlerini gösteren hal değişim eğrilerinden, 2-3 eğrisi altında kalan alan kazanda suya verilen ısıyı, 4-1 eğrisi altında kalan alan ise yoğuşturucuda sudan çevreye atılan ısıyı göstermektedir. Bu iki hal değişim eğrisi arasında kalan alan ise çevrim boyunca üretilen net iştir.

Rankine çevrimini oluşturan tüm ana bileşenler Brayton çevriminde olduğu gibi sürekli-akışlı sistemlerdir. Kinetik ve potansiyel enerji değişimlerinin ihmal edildiği, sürekli-akışlı bir Rankine çevrimi için ısı verim Denklem (4.4)'deki gibidir. Ayrıca ısı verim T-s diyagramında görülen çevrimde gerçekleşen hal değişim eğrilerinin içerisinde kalan alanın, çevrime ısı girişinin gerçekleştiği eğrinin altında kalan alana oranı olarak da yorumlanabilmektedir (Çengel, 2012).

$$\eta_{th,Rankine} = \frac{W_{net}}{q_g} = 1 - \frac{q_ç}{q_g} \quad (4.4)$$

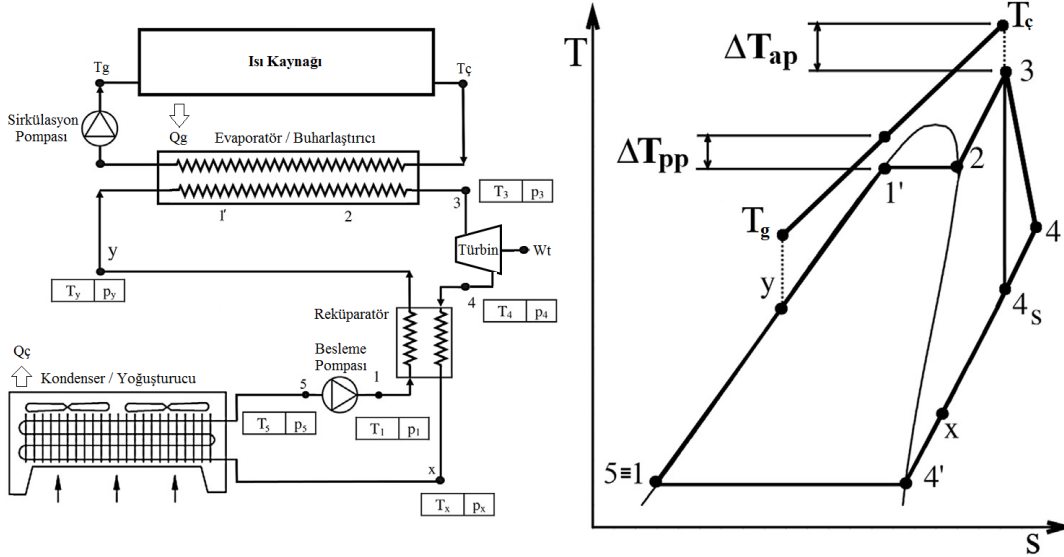
Rankine çevrimine sahip buhar türbinli güç santralleri genellikle yüksek sıcaklık ve basınç koşullarında çalışan ve çalışma akışkanı olarak suyun kullanıldığı termodinamik enerji sistemleridir. Buhar çevrimleri için en uygun olacak iş akışkanında bulunması gereken temel özellikler şöyledir (Çengel, 2012);

1. Yüksek kritik sıcaklığı ve güvenli çalışma basıncına sahip olunması
2. Donma sorunlarının giderilmesi açısından düşük üçlü nokta sıcaklığı
3. Hava sızdırmazlığı bakımından yoğuşma basıncının çok düşük olmaması
4. Yüksek buharlaşma entalpisi (h_{fg}) ve ısı iletkenlik
5. Kimyasal olarak reaktif olmayan, kolay bulunabilen, ucuz ve zehirsiz olması.

Yukarıda birinci, üçüncü ve beşinci maddelerde bahsedilen özelliklere sahip olması bakımından su, iyi bir iş akışkanıdır. Ancak çalışma akışkanı olarak su haricinde Rankine çevriminin daha düşük sıcaklık ve basınç değerindeki çalışma koşullarında işletilmesine olanak sağlayan organik akışkanlar da kullanılabilir. Genellikle hidrokarbon veya florokarbon yapılı olan organik akışkanlar aynı basınçta sudan daha düşük kaynama noktalarına sahiptir. Bu durum, atık ısı gibi düşük sıcaklıklı ısı kaynakları ile çevrimin daha verimli çalışmasını mümkün kılmaktadır. Bu tür organik akışkanların çalışma akışkanı olarak kullanılmasıyla Rankine çevrimi, **organik Rankine çevrimi (ORC)** adını almaktadır.

4.3.2 Organik Rankine çevrimi (ORC)

Organik Rankine çevrimi (ORC) düşük ve orta ölçekli çalışma sıcaklıklarında (100 - 170°C) çalışabilen ve organik bir çalışma akışkanın kullanıldığı bir güç çevrimidir. Şekil 4,6'da verilen ORC çevrimi Rankine çevrimindeki gibi, çalışma akışkanının basınçlandırıldığı bir pompa, sabit basınçta faz değişiminin gerçekleştiği bir evaporatör, izantropik genişleme ile iş üretiminin yapıldığı türbin ve gaz fazdaki akışkanın yoğuşturulduğu bir kondenser (yoğusturucu) ana bileşenlerinden oluşur.



Şekil 4.6: Organik Rankine çevrimi akış şeması ve T-s diyagramı (Antonelli, 2015)

Ayrıca çevrime eklenen bir ısı değiştirici ile (Reküpreatör) türbin çıkışından gelen akımın sahip olduğu enerjinin pompa çıkışındaki akıma aktarılması ile enerji verimliliğinde artış sağlanabilmektedir. ORC'li sistemlerde ısı kaynağı olarak genellikle endüstriyel atık ısı, jeotermal, güneş ve biyokütle gibi düşük-orta sıcaklıktaki enerji kaynakları kullanılmaktadır (Desai, 2009).

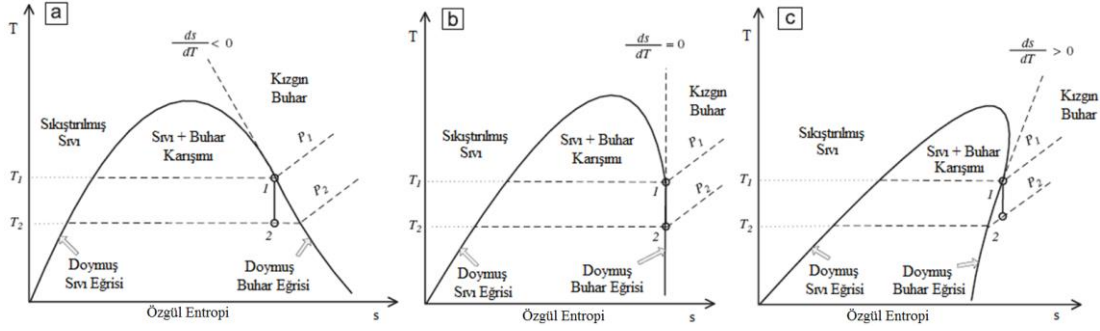
ORC teknolojisi, çalışma akışkanının özellikleri dışında standart Rankine çevrimi ile aynı prensiplere sahiptir. ORC sisteminde kullanılan çalışma akışkanlarının genellikle sudan çok daha düşük kaynama noktalarına sahip olması, sistemin geleneksel Rankine çevrimlerinden daha düşük sıcaklık ve basınç koşullarında çalışmasına olanak sağlar (Duffie, 2013). ORC'nin tüm bileşenleri sabit akışlı cihazlar olarak kabul edilebilir ve bu nedenle sabit akışlı işlemler olarak analiz edilebilir. Çalışma akışkanının potansiyel ve kinetik enerjisindeki değişiklikler genellikle aktarılan ısıya ve yapılan işe kıyasla nispeten küçüktür, bu nedenle kinetik ve potansiyel enerjideki değişiklikler ihmal edilebilir. Bir ORC sisteminde tüm çevrimin ısıl verimi Rankine çevriminde olduğu gibidir ve Denklem (4.5)'te verilmiştir. (Çengel, 2012).

$$\eta_{th,ORC} = \frac{W_{net}}{q_g} = 1 - \frac{q_c}{q_g} \quad (4.5)$$

4.3.2.1 ORC için çalışma akışkanı seçimi

ORC çalışma akışkanlarının seçimi, sistemin performansı ve ekonomisi açısından enerji verimliliğini, sistem bileşenlerinin boyutlarını, genişleme makinesinin (türbin) tasarımını, sistem kararlılığını, çevresel değerleri ve güvenliği etkilediği için oldukça önemlidir (Schuster, 2009). ORC'nin çalışma koşulları ve kullanılan ısı kaynak tipleri, jeotermal ve plaka tipi güneş kolektörü uygulamalarında olduğu gibi 80 °C'lik düşük sıcaklıklı ısı kaynaklarından biyokütle gibi 500 °C'lik yüksek sıcaklık ısı kaynaklarına kadar çok çeşitli bir yelpazeye sahiptir. Ayrıca, kritik sıcaklıkları çok düşük veya çok yüksek olan bazı maddeler dışında, hidrokarbonlar, aromatik hidrokarbonlar, eterler, perflorokarbonlar, klorofluorokarbonlar, alkoller, siloksanlar ve inorganikler dahil olmak üzere, yüzlerce madde ORC iş akışkanı olarak kullanılabilir. Bu sebeplerden dolayı ORC sisteminin çalışma sıvısı seçimi oldukça karmaşık bir iştir (Quoilin, 2011; Stoppato, 2012). ORC çalışma akışkanlarının seçimi temelde termodinamik performansa dayanır ve iş akışkanı seçiminde genellikle aşağıdaki ölçütler dikkate alınmaktadır:

Pozitif veya izantropik doyma buharı eğrisi: ORC'deki çalışma akışkanları için önemli özelliklerden birisi de doyma buharı eğrisine göre sınıflandırılabilirlerdir. Bu özellik, bir enerji üretim sistemindeki akışkanın uygulanabilirliğini, çevrim verimliliğini ve sistem donanımını etkilemektedir. Şekil 4.7'de gösterildiği gibi, sıcaklık-entropi (T-s) diyagramında pozitif eğimli kuru bir akışkan, negatif eğimli ıslak bir akışkan ve izotropik bir akışkan olmak üzere genellikle üç tip buhar doygunluk eğrisi tanımlanır. Su ve amonyak ıslak akışkanlara örnektir. R11 ve fluorinal 85 gibi izotropik akışkanlar, neredeyse dikey bir buhar doyma eğrisine sahiptir. Buhar, T-s diyagramındaki dikey bir çizgi boyunca genişlediğinden türbin girişindeki doymuş buhar, türbin egzozu boyunca yoğunlaşmadan doymuş kalmaktadır. Genişleme boyunca kalıcı doygunluk özellikleri ve bir rejeneratör kullanılmasına gerek kalmaması, izantropik akışkanları ORC'ler için ideal çalışma sıvıları haline getirmektedir (Hung, 1997; Hung, 2001).



Şekil 4.7 Islatık, izantropik ve kuru akışkanlar için T-s diyagramları (Badr, 1985)

Termodinamik performans: Sistemin enerji verimliliği ve güç çıkışında, kullanılan ısı kaynağı ve soğutma sıcaklıkları için mümkün olan en yüksek değerlerin sağlanması çalışma akışkanının kritik sıcaklık ve basınç, özgül ısı ve yoğunluk gibi termodinamik özelliklerine bağlıdır. Bununla birlikte kullanılacak her iş akışkanı için tüm termodinamik özelliklerin en uygun değerde olmasını beklemek doğru değildir. Bu noktada başvurulan en yaygın yaklaşım, farklı aday çalışma akışkanlarının termodinamik bir model ile karşılaştırılmasından ibarettir (Stijepovic, 2012).

Kritik sıcaklık: Yoğuşma sıcaklığı ve buharlaşma sıcaklığı sabitse basınç oranı, asentrik faktör (w) ve kritik sıcaklık ile artar. Verilen buharlaşma ve yoğuşma sıcaklıkları için sistemin iyi bir verime sahip olması daha çok yüksek kritik sıcaklıktaki akışkanlardan elde edilir. Bununla birlikte, yüksek kritik sıcaklık türbin ve tesis tasarımı ile çatışabilecek düşük bir yoğuşma basıncı anlamına gelir (Liu, 2004; Invernizzi, 2007).

Yüksek buhar yoğunluğu: Bu parametre, özellikle çok düşük yoğuşma basıncına sahip olan akışkanlar için kilit öneme sahiptir. Düşük buhar yoğunluğu sebebiyle daha yüksek bir akış debisine ihtiyaç duyulur ve basınç düşüşlerinden dolayı kullanılan ısı değiştiricilerin boyutları büyür. Bu durumun sistemin maliyeti üzerinde olumsuz etkisi vardır (Quoilin, 2011).

Düşük viskozite: Hem sıvı hem de buhar fazlarındaki düşük viskozite, yüksek ısı transfer katsayıları ve ısı eşanjörlerinde düşük sürtünme kayıpları ile sonuçlanır.

Kabul edilebilir buharlaşma basıncı: Çalışma akışkanları için yüksek basınçlar genellikle daha yüksek yatırım maliyetlerine ve artan karmaşıklığa yol açmaktadır.

Pozitif yoğuşma basıncı: Çevrime hava sızmasını önlemek için atmosferik basınçtan daha yüksek yoğuşma basıncı tercih edilmektedir.

Yüksek sıcaklık kararlılığı: Suyun aksine, organik akışkanlar genellikle yüksek sıcaklıklarda kimyasal bozunma ve ayrışmaya uğrarlar. Bu nedenle, maksimum ısı kaynağı sıcaklığı, çalışma akışkanının kimyasal kararlılığı ile sınırlıdır. Ayrıca, çalışma akışkanının donmaması için akışkanın ergime noktası, yıl boyunca en düşük ortam sıcaklığından düşük olmalıdır.

Yüksek güvenlik seviyesi: Güvenlik seviyesi özellikle iki ana parametre olan akışkanların toksisite ve yanıcılık değerlerine göre belirlenmektedir. ASHRAE Standartlarında akışkanlar emniyet gruplarında sınıflandırılmıştır (Quoilin, 2011).

Düşük Ozon Delme Potansiyeli (ODP): ODP'si bir olan R11 akışkanına göre ölçülmektedir. Mevcut soğutucuların ODP'si sıfır ya da sıfıra çok yakındır.

Düşük Küresel Isınma Potansiyeli (GWP): GWP değerleri CO₂ referans alınarak ölçülmektedir. Bazı soğutucular 1000'e kadar yüksek bir GWP değerine ulaşsa da, yüksek GWP değerine sahip akışkanların güç çevrimlerinde kullanımını kısıtlayan doğrudan bir mevzuat bulunmamaktadır.

Kullanılabilirlik ve düşük maliyet: Zaten hâlihazırda soğutmada veya kimya endüstrisinde kullanılan akışkanların elde edilmesi daha kolay ve daha ucuzdur.

Çok çeşitli çalışma akışkanları olması ile beraber pratikte kullanılan bazı akışkanlar kullanım yerlerine göre Çizelge 4.1'de özetlenmiştir (Quoilin, 2009).

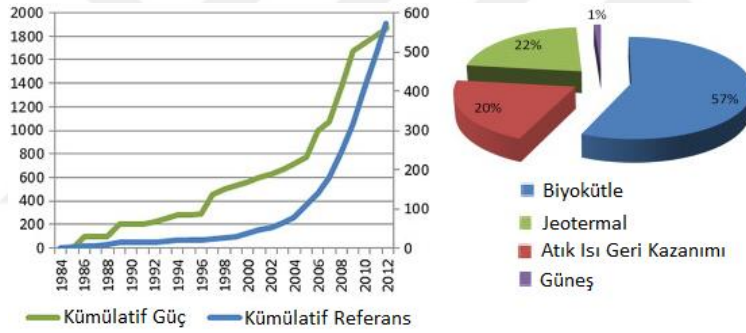
Çizelge 4.1: ORC tesislerinde sık kullanılan çalışma akışkanları (Quoilin, 2013)

Organik Akışkan	Ticari Kullanım
HFC-134a	Düşük sıcaklık atık ısı geri kazanım ve Jeotermal uyg.
HFC-245fa	Düşük sıcaklıkta atık ısı geri kazanım uygulamaları
n-pentan	Nevada'daki güneş destekli ORC santralinde kullanılmıştır. Diğer uygulamalar arasında atık ısı geri kazanımı ve orta sıcaklık jeotermal sistemleri bulunur.
Solkatherm	Atık ısı geri kazanımı
OMTS	Biyokütle-CHP santralleri
Toluen	Atık ısı geri kazanımı

4.4 Düşük-Orta Isıl Kaynaklı ORC Güç Üretimi

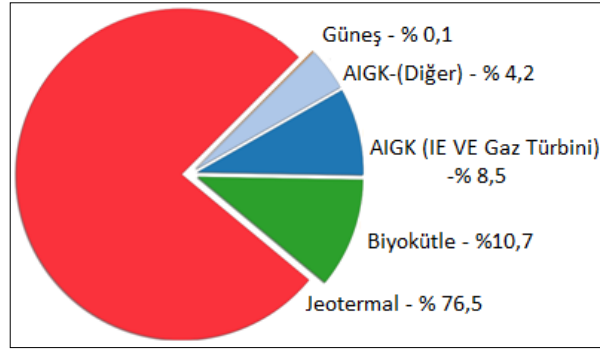
Fosil enerji kaynaklarının sınırlı rezervleri ve nükleer enerji sistemlerini çevreleyen olumsuz kamuoyu nedeniyle, alternatif ve yenilenebilir enerji kaynaklarının küresel ölçekte önem kazanması düşük ve orta sıcaklıktaki enerji kaynaklı güç üretim sistemlerindeki gelişmeleri hızlandırmıştır. Enerji sistemlerinin verimliliklerinde günümüz teknolojisinin gelişmesi ile birlikte zamanla artış sağlansa da özellikle 100 °C'den düşük sıcaklığa sahip atık ısı geri kazanımından, 500 °C'lik biyokütle yakma sistemlerine kadar düşük ve orta dereceli ısıl enerjinin geri kazanılması ve dönüştürülmesi için ORC sistemleri önemli rol üstlenmektedir (Stoppato, 2012).

Düşük ve orta ölçekli kaynak sıcaklıklarına dayalı ORC sistemleri gün geçtikçe gelişmektedir. 1970'lerde kurulan ilk ticari ORC tesislerinden bu yana, Şekil 4.8'de görüldüğü gibi 2012 senesi verilerine göre, kurulu güç ve işletmeye alınan tesis sayısı temelinde, artan bir büyüme oranı söz konusudur (Quoilin, 2013).



Şekil 4.8: ORC piyasa evrimi ve kaynakların kullanımındaki payı (Enertime, 2012)

Şekil 4.8 aynı zamanda atık ısı geri kazanımına dayalı ORC, biyokütle kaynaklı ORC ve jeotermal kaynaklı ORC sistemlerin belli seviyelerde olgunlaştığını ancak güneş enerjisine dayalı uygulamaların aynı oranda gelişme göstermediğini de göstermektedir. Bunun başlıca sebebinin termodinamik ve teknik sebeplerden farklı olarak ORC teknolojisine dayalı bu tür güç sistemlerinin kW güç aralığında değil de daha çok MW güç aralığında kurulması gösterilebilir. Ayrıca, Şekil 4.9'da görüldüğü gibi takip eden yıllar içerisinde 2016 yılı itibari ile MW düzeylerinde üretim yapan jeotermal destekli ORC enerji santrallerinin payı çok hızlı bir büyüme göstererek, dünyadaki tüm ORC kurulu kapasiteleri içerisinde %76,5'e çıkmıştır. Kurulu toplam ORC kapasitesi 2016 yılı Ocak ayı itibari ile 563 santral ile 2749,1 MWe'dir [4].

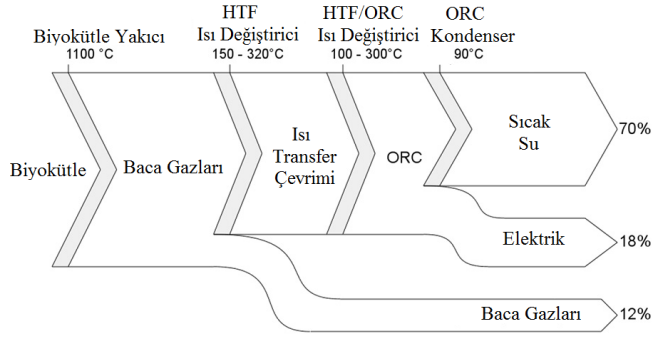


Şekil 4.9: ORC santrallerinde enerji kaynaklarının yüzde kullanım oranları [4]

4.4.1 Biyokütle destekli ORC güç çevrimi

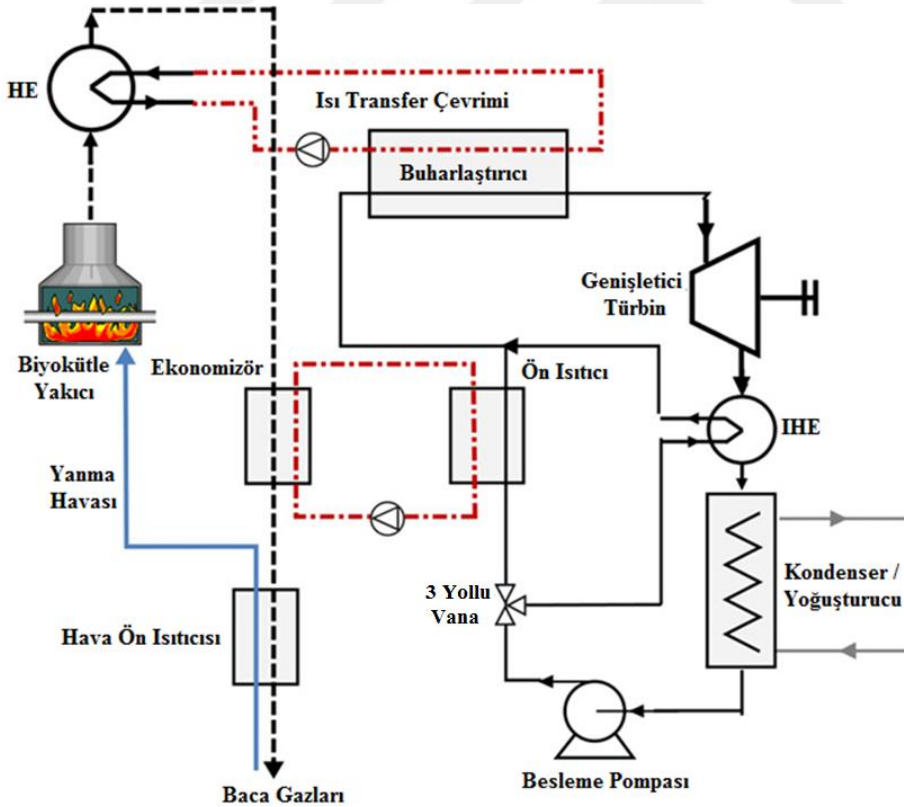
Biyokütle, odun endüstrisi veya tarımsal atık gibi bazı tarımsal veya endüstriyel işlemlerde yaygın olarak oluşmaktadır. Termodinamik bir çevrim boyunca biyokütle hammaddelerin yanmasıyla ortaya çıkan ısı enerjisi kullanılarak elektrik enerjisi üretilebilmektedir. Biyokütlenin yakıt maliyeti, fosil yakıtlara kıyasla önemli ölçüde düşüktür. Ancak, temiz bir biyokütle yanma işlemi elde etmek için gereken yatırım, klasik kazanlara göre nispeten daha yüksektir. Bu sebeple, merkezileştirilmiş küçük sistemler elektrik üretim maliyeti açısından rekabetçi değildir ve yatırımın kârlılığı sağlamak için birleşik ısı ve güç (CHP) sistemleri geliştirilmektedir. Yüksek enerji dönüşüm verimliliği elde etmek için, biyokütle CHP tesisleri genellikle elektrik talebinden ziyade ısı ihtiyacının karşılanması için kurulmaktadır. Özellikle endüstriyel tesislerde odun kurutma ya da bölgesel alan ısıtma işlemlerinde tercih edilir. Biyokütle CHP tesisleri çoğu zaman 1-2 MW elektrik gücüne karşılık gelen 6–10 MW ısı gücüyle sınırlıdır (Chinesen, 2004; Moro, 2008).

Şekil 4.8'de bu tür kojenerasyon sistemlerinin basitleştirilmiş bir diyagramı gösterilmiştir. Yanma sonucu oluşan ısı, baca gazlarından, 150 ila 320 °C arasında değişen bir sıcaklıkta, iki eşanjörde ısı transfer akışkanına (genelde termal yağ) aktarılır. Isı transfer sıvısı daha sonra, çalışma sıvısını 300 °C'den biraz daha düşük bir sıcaklıkta buharlaştırmak için ORC çevrimine yönlendirilir. Daha sonra, buharlaştırılmış sıvı genişler ve sıvının ön ısıtılması için bir reküperatörden geçerek 90 °C civarında bir sıcaklıkta yoğunlaştırılır. Çevrim akışkanını yoğunlaştırmak için kullanılan kondenser sıcak su üretimi için ısı kaynak oluşturur. Örnek bir biyokütle CHP sistemi Şekil 4.10'da gösterilmiştir.



Şekil 4.10: Biyokütle CHP-ORC sistemi enerji akışı (Quoilin, 2013)

Şekil 4.10'daki örnek diyagram için, CHP sisteminin elektriksel verimi sınırlı olmasına rağmen (%18), sistemin genel verimi %88'dir. Baca gazlarındaki ısı kayıplarını azaltmak için, asit gaz noktasına ulaşılmadığı sürece, bu gazların mümkün olan en düşük sıcaklığa soğutulması gerekir. Bunun sağlanması için yüksek sıcaklık ve düşük sıcaklık olmak üzere iki ısı transfer çevrimi kullanılır. Düşük sıcaklık çevrimi, çıkış sıcaklıklarını azaltmak için baca gazlarındaki yüksek sıcaklık çevriminden sonra uygulanmaktadır (Şekil 4.11).



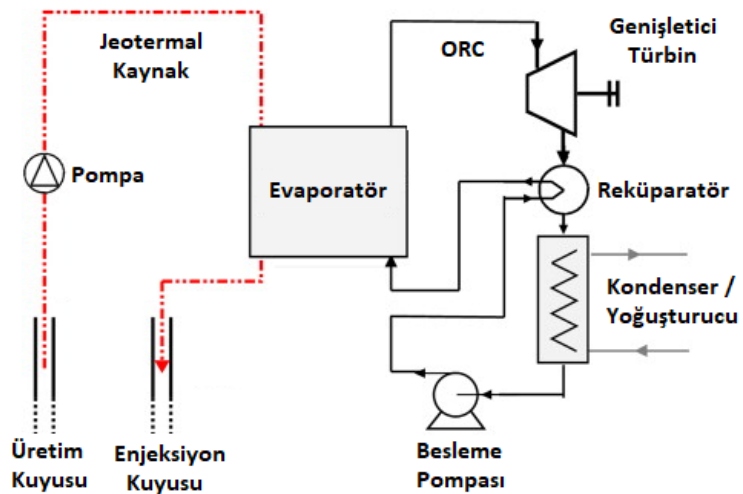
Şekil 4.11: Bir biyokütle CHP-ORC sisteminin çalışma prensibi (Quoilin, 2013).

Katı biyoyakıtların dönüştürülmesi ile elektrik üretiminde rekabetçi ana teknoloji biyokütle gazlaştırmadır. Bu teknolojiye, biyokütle esas olarak H₂, CH₄, CO ve CO₂'den oluşan sentez gazına dönüştürülür. Sentez gazı, katı parçacıklardan ve istenmeyen safsızlıklardan temizlenerek içten yanmalı bir motorda veya bir gaz türbininde yakılarak değerlendirilir (Rentizelas, 2009).

4.4.2 Jeotermal destekli ORC güç çevrimi

Jeotermal enerjiden doğrudan yararlanıldığı gibi dolaylı olarak yararlanmak ve farklı çevrimlerin kullanılması sonucu güç üretimi sağlamak mümkündür. Jeotermal akışkanın devir yaptığı çevrim, termodinamik çevrimden farklı olarak, akışkanın atmosfere bırakılması ya da reenjeksiyon (akışkanı geri besleme) yöntemi ile yer altına geri gönderilmesi sonucu tamamlanır. Jeotermal kaynaklar, birkaç on dereceden 300 °C'ye kadar geniş bir sıcaklık aralığında kullanılabilir. Enerji üretimi için gerekli teknolojik alt sınır yaklaşık 80 °C'dir ki bu sıcaklığın altında dönüşüm verimliliği çok düşük olduğundan ekonomik değildir (Lazzaretto, 2011).

Jeotermal enerjinin kabul edilebilir bir sıcaklıkta sağlanabilmesi için, jeotermal akışkanın rezervuardan üretimi ve jeotermal rezervuara geri beslenmesi için sondaj ve re-enjeksiyon kuyularının açılması gerekir (bkz. Şekil 4.12). Jeolojik yapıya bağlı olarak, sondaj delikleri genellikle yıl boyunca sürekli çalışmayı gerektiren birkaç bin metre derinlikte olabilmektedir. Jeotermal ORC tesisinin toplam yatırım maliyetinde, açılan sondaj kuyularının payı yaklaşık % 70'e kadar çıkabilmektedir (Kranz, 2007).

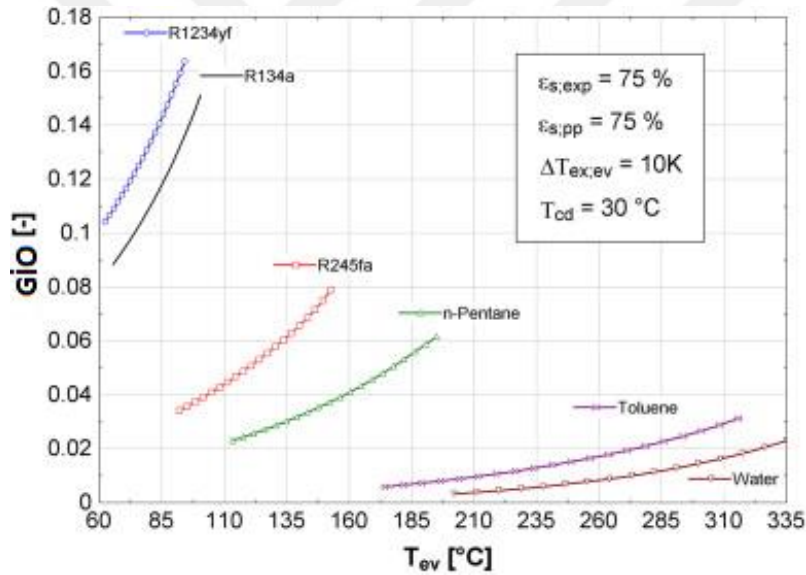


Şekil 4.12: Jeotermal ORC sisteminin çalışma prensibi (Quoilin, 2013)

Düşük sıcaklıklı jeotermal ORC tesislerinde, yardımcı ekipmanların enerji tüketimi nispeten yüksektir. Özellikle, jeotermal akışkanın basınçlandırıldığı pompalar brüt çıkış gücünün % 30'dan % 50'sine denk gelen bir miktarda güç tüketebilmektedir. Çalışma sıvısı pompası tüketimi ise yüksek sıcaklıklı sistemlerde daha yüksektir, çünkü pompa tüketimi ile türbin çıkış gücü arasındaki oran (“geri iş oranı, GIO”), buharlaşma sıcaklığı azaldıkça artar (Frick, 2009; Quoilin, 2013).

$$GIO = \frac{W_p}{W_t} \quad (4.6)$$

Şekil 4.13'te birkaç tipik organik çalışma akışkanı için buharlaşma sıcaklığının bir fonksiyonu olarak GIO değerleri gösterilmiştir. Çalışma akışkanlarının kritik sıcaklığı ne kadar yüksek olursa, GIO o kadar düşük olmaktadır. Ayrıca evaporatör sıcaklığı ile artarak çevrimin kritik noktaya yakın çalıştığı durumlarda önemli ölçüde yükselir.



Şekil 4.13: Farklı akışkanlar için buharlaşma sıcaklığına göre GIO değişimi (Quoilin, 2013)

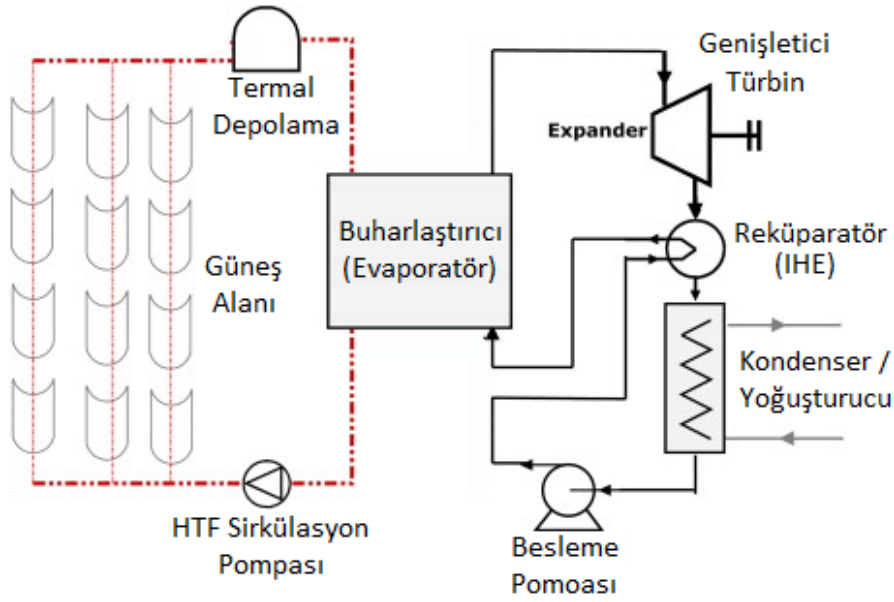
Daha yüksek sıcaklıklar için (> 150 °C) jeotermal kaynaklar, birleşik ısı ve güç üretiminde daha verimli kullanılabilir. Yoğuşma sıcaklığı da, soğutma suyunun bölgesel ısıtma için kullanılmasına izin verecek şekilde daha yüksek bir seviyeye (örneğin 60 °C) ayarlanır. Bu durumda, genel enerji geri kazanım verimi artar, ancak daha düşük bir güç çıktısı elde edilir.

4.4.3 Güneş destekli ORC güç çevrimi

Yoğunlaştırılmış güneş enerji sistemleri ile ısı ve elektrik üretimi kanıtlanmış bir teknolojidir. Doğrusal veya noktasal tasarımı güneş kolektörleri ile gelen güneş ışınımı yansıtılarak mevcut radyasyonun yüksek sıcaklıkta bir akışkana aktarılması sağlanır. Isı enerjisi olarak absorbe edilen güneş radyasyonu daha sonra elektrik üretmek için bir güç çevriminde kullanılmaktadır.

Güneş destekli güç üretim sistemleri içerisinde parabolik oluk kolektörler, parabolik çanak kolektörler ve güneş kulesi olmak üzere üç ana teknoloji geliştirilmiştir. Parabolik çanak kolektörler ve güneş kuleleri noktasal yoğunlaştırıcı teknolojiler olduğundan daha yüksek yoğunlaştırma faktörüne ve daha yüksek sıcaklıklara olanak sağlar. Bu teknolojiler için en uygun güç çevrimleri Stirling motoru (küçük ölçekli tesisler için), buhar çevrimleri ve hatta kombine çevrimlerdir (güneş kuleleri için). Doğrusal eksenli parabolik oluklu güneş kolektörleri, noktasal odaklı güneş sistemlerinden daha düşük sıcaklıklarda (300 - 400 °C) çalışır ve genellikle güç üretimi için geleneksel buhar Rankine çevrimiyle birlikte kullanılırlar. Fresnel lineer güneş kolektörleri gibi teknolojiler ise, daha düşük bir yatırım maliyeti gerektirdikleri için solar ORC'ler için cazip olmasına karşın daha düşük sıcaklıkta çalışırlar (Müller-Steinhagen, 2004; Ford, 2008).

Güneş destekli güç çevrimleri, jeotermal veya biyokütle kaynaklı sistemlerde olduğu gibi aynı termodinamik sınırlamalara tabidirler. Buhar çevrimleri yüksek kurulu güçlerde, yüksek sıcaklık ve basınç koşullarında çalışan ve dolayısıyla nispeten yüksek bakım maliyetleri gerektirir. Bu noktada kW seviyelerinde daha düşük kurulu güç gerektiren uygulamalarda organik Rankine çevrimi, geleneksel buhar çevrimlerine göre düşük sıcaklıklarda daha verimli çalışabildikleri için, yatırım maliyetlerinin önemli ölçüde düşürülmesinde umut vadeden bir teknolojidir. Böyle bir sistemin çalışma prensibi Şekil 4.14'te görülmektedir.



Şekil 4.14: PTC-ORC güç sistemi çalışma prensibi (Quoilin, 2013)

Günümüzde ticari olarak yoğunlaştırılmış güneş enerji sistemlerine dayalı ORC kullanan az sayıda tesis bulunmaktadır. Bunlara örnek olarak Arizona'da 2006 yılında kurulan, iş akışkanı olarak n-pentan kullanılan ve % 20 verimde çalışan 1 MWe kapasiteli güç çevrimi gösterilebilir. Genel olarak güneş enerjisine dayalı ORC sistemlerde ortalama enerji verimliliği % 12 civarlarından gerçekleşmektedir. Ayrıca Electrathem firması tarafından 2009 yılında Hawaii'de kurulan 100 kW'lık bir tesis ile kolektörlerdeki ısı transfer akışkan sıcaklığı yaklaşık 120 °C'ye kadar ısıtılmıştır (Canada, 2004; Quoilin, 2011a).

4.4.4 ORC ile atık ısı geri kazanımı

4.4.4.1 Mekanik donanım ve endüstriyel işlemlerde ısı geri kazanımı

Endüstride gerçekleştirilen birçok uygulama sonucunda atmosfere nispeten düşük sıcaklıklarda ısı atılmaktadır. Büyük ölçekli tesislerde ise daha yüksek miktarlarda gerçekleşebilen bu atık ısı genellikle tamamen geri kazanılamamakta ya da bölgesel ısıtma için kullanılamamaktadır. Ayrıca atmosfere atılan ısı enerjisi ve özellikle baca gazı emisyonları, iki tür kirliliğe neden olmaktadır. Bunlar başlıca baca gazlarında bulunan kirleticilerin (CO_2 , NO_x , SO_x vs.) sağlık ve çevre sorunları oluşturması ve özellikle küresel ısınmaya sebep olan ısıl kirliliktir. Bu sebeple atık ısının geri

kazanılması hem sürdürülebilir çevre güvenliği hem de enerji verimliliği açısından önemlidir (Bundela, 2010). Bazı endüstriler atık ısı geri kazanımı için özellikle yüksek bir potansiyel sunmaktadır. Bunun bir örneği, mevcut ısının % 40'ının 215 - 315 °C sıcaklık aralığında baca gazları yoluyla atıldığı çimento endüstrisidir. Çimento endüstrisinden kaynaklanan CO₂ emisyonları, dünyadaki sera gazı emisyonlarının %5'ini oluşturmaktadır ve bunun da yarısı, fırınlarda kullanılan fosil yakıtların yanmasından kaynaklanmaktadır. Ayrıca sadece Çin'deki sera gazı emisyonunun %10'unu tek başına oluşturan demir-çelik endüstrisi ve petrokimya endüstrisi örnek olarak gösterilebilir. Bu tür sistemlerde gerçekleşen atık ısı genellikle bir ara ısı transfer akışkanı ile geri kazanılarak ORC sisteminde çalışma akışkanının buharlaştırılmasında kullanılabilir. Böylece ORC kullanılarak atık ısıdan faydalı iş üretilebilir (Engin, 2005; Bundela, 2010).

4.4.4.2 İçten yanmalı motorlarda ısı geri kazanımı

İçten yanmalı motorlarda (ICE), çevrim verimine bağlı olarak yakıt enerjisinin yaklaşık üçte biri mekanik işe dönüştürülür. Tipik bir kıvılcım ateşlemeli ICE için ısı verim %15-32 arasında değişmektedir. ICE sistemlerinde bulunan radyatörden geçen ısı 80–100 °C'ye yakın bir sıcaklıkta iken egzoz gazı ile atılan enerji 400-900 °C sıcaklıklarda 4,6-120 kW değerleri arasındadır. Bu tür sistemlerde de geleneksel ya da organik Rankine çevrimleri ile faydalı enerjinin elde edildiği etkin ısı geri kazanım sistemleri geliştirilmektedir (ElChammas, 2005; Espinosa, 2011).



5. ENERJİ ve EKSERJİ ANALİZİ

5.1 Enerji

Enerji, herhangi bir sistemin sahip olduğu iş yapabilme kapasitesi olarak tanımlanmaktadır. Günlük yaşantıda nihai olarak elektrik biçiminde kullanılan enerji başlangıçta farklı biçimlerde bulunabilmektedir. Bunlar başlıca nükleer, manyetik, mekanik, ısı, kimyasal, fiziksel, potansiyel ve kinetik enerji biçimleridir. Enerji, termodinamiğin birinci kanununda belirtildiği üzere vardan yok edilemez ya da yoktan var edilemez. Ancak, enerji bir biçimden diğerine dönüştürülebilmektedir. Bir sistemde manyetik, yüzey etkileri ve diğer etkenler ihmal edildiğinde toplam enerjiyi potansiyel, kinetik ve iç enerji değerleri oluşturur. Bu durumda bir sistemin sahip olduğu toplam enerji Denklem (5.1), sistemdeki toplam enerji değişimi ise Denklem (5.2)'deki gibi ifade edilebilmektedir:

$$E_{Sistem} = U + KE + PE \quad (5.1)$$

$$\Delta E_{Sistem} = \Delta U + \Delta KE + \Delta PE \quad (5.2)$$

Burada KE ve PE sırasıyla kinetik ve potansiyel enerjileri, U ise iç enerjiyi ifade etmektedir. Denklem (5.2)'deki (Δ) ifadesi ise enerji değişimini göstermektedir.

Sistemin herhangi bir referans alınan noktasında 'm' kadarlık madde miktarı temelinde hareketinden kaynaklanan enerjisi, kinetik enerjidir ve Denklem (5.3)'de olgusu gibi elde edilir.

$$KE = m \frac{v^2}{2} \quad (5.3)$$

Herhangi bir sistemin konumundan kaynaklanan enerjisi, potansiyel enerjidir ve 'g' yer çekimi ivmesi olmak üzere herhangi bir referans noktasına göre ağırlık merkezi 'z' kadar yüksekte bulunan sistemin potansiyel enerjisi (PE) aşağıdaki gibidir:

$$PE = mgz \quad (5.4)$$

5.2 Enerji Analizi

Bir sistemin termodinamik olarak incelenmesinde belirli bir kütle ya da belirli bir hacim esas alınarak analiz yapılmaktadır. Kapalı sistemlerde yani sistemin sınırları arasında kütle geçişi olmayan kontrol kütlelerinde enerji, ısı ya da iş olarak aktarılır. Herhangi bir sistemin sınırlarından aktarılan enerji, kütle geçişi, ısı ya da iş şeklinde gerçekleşiyorsa bu sistemler açık sistem olarak tanımlanmaktadır. Aynı zamanda açık sistemler kontrol hacmi olarak da ifade edilmektedir.

Kütlenin korunumu:

Sürekli bir akışın olduğu açık sistemlerde kütle miktarının zamanla değişimi Denklem (5.4)'te gösterildiği gibi, sisteme giren ve sistemden çıkan kütle miktarı arasındaki fark ile ifade edilir. Ancak kontrol hacminde akan kütle miktarında bir birikme olmayacağından kütle korunumu Denklem (5.6)'daki gibi gösterilebilir.

$$\frac{dm_{KH}}{dt} = \sum \dot{m}_g - \sum \dot{m}_\zeta \quad (5.5)$$

$$\sum \dot{m}_g = \sum \dot{m}_\zeta \quad (5.6)$$

Enerjinin korunumu:

Kontrol hacimlerinde yani sürekli akışlı açık sistemlerde aktarılan enerji, sisteme giren ve sistemden çıkan enerji akımlarının farkına eşittir. Bu durumda enerji değişimi:

$$\frac{dE}{dt} = \dot{Q}_{KH} - \dot{W}_{KH} + \sum \dot{m}_g \left(h_g + \frac{v_g^2}{2} + gz_g \right) - \sum \dot{m}_\zeta \left(h_\zeta + \frac{v_\zeta^2}{2} + gz_\zeta \right) \quad (5.7)$$

şeklinde ifade edilir. Bu tür sistemlerde birikme olmayacağından dolayı enerji korunumu Denklem (5.8)'deki gibi yazılabilir:

$$\dot{Q}_{KH} - \dot{W}_{KH} = \sum \dot{m}_\zeta \left(h_\zeta + \frac{v_\zeta^2}{2} + gz_\zeta \right) - \sum \dot{m}_g \left(h_g + \frac{v_g^2}{2} + gz_g \right) \quad (5.8)$$

5.3 Ekserji Analizi

Termodinamiğin birinci ve ikinci yasalarını temel alan ve sistem halinin çevre haline uzaklığının bir ölçüsü olarak tarif edilen ekserji, incelenen sistemin verilen şartlardan çevre ile aynı şartlara getirilmesi sonucunda sistemden elde edilebilecek maksimum yararlı iş şeklinde tanımlanabilir. Çizelge 5.1 ile verilen karşılaştırmada enerji ve ekserji arasındaki farklara değinilmiştir.

Çizelge 5.1: Enerji ve ekserjinin karşılaştırılması (Dinçer ve Çengel, 2001)

ENERJİ	EKSERJİ
Sistemdeki enerji ya da madde akışı ile değişir, ancak ilgili çevreden bağımsızdır.	Madde miktarı ve enerji akışı ile birlikte çevreye de bağımlıdır.
Sıfırdan farklı bir değerdedir (Einstein'ın ifadesine göre $E=mc^2$ 'dir).	Çevre ile dengeli bir durumda sıfır değerini alabilir.
Tüm proseslerde termodinamiğin birinci kanunu geçerlidir.	Yalnız tersinir prosesler için birinci kanun uygulanabilir.
Termodinamiğin ikinci kanunu, enerjinin dönüşümünü ve verimliliğini kısıtlar.	Termodinamiğin ikinci kanunu, Tersinir proseslerde ekserjiyi kısıtlamaz.
Hareket ve ya hareket ettirme kapasitesidir.	İş ve ya iş yapabilme kapasitesidir.
Bir sistemde toplam enerji her daim korunmaktadır.	Tersinir proseslerde her daim korunurken tersinmez proseslerde yok edilir.
Niceliğin (madde miktarının) bir ölçüsüdür.	Niteliğin (kalitenin) bir ölçüsüdür.

5.3.1 Sürekli akışlı açık sistemlerde genel ekserji denkliği

Sürekli akışlı, kararlı ve açık sistemler için genel ekserji denkliği aşağıdaki Denklem (5.9)'daki gibi yazılabilir:

$$\dot{E}x_Q + \sum_g \dot{E}x_g = \sum_{\zeta} \dot{E}x_{\zeta} + \dot{E}x_w + \dot{E}x_L + \dot{E}x_D \quad (5.9)$$

Burada; $\dot{E}x_g$, $\dot{E}x_{\zeta}$, $\dot{E}x_Q$, $\dot{E}x_w$, $\dot{E}x_L$ ve $\dot{E}x_D$ sırasıyla giren madde akımı ekserjisi, çıkan madde akımı ekserjisi, ısı aktarımı ekserjisi, iş aktarımı ekserjisi, ekserji kaybı ve ekserji tahribini ifade etmektedir.

Isı ve iş aktarımı ekserjileri ise Denklem (5.10-5.11)'deki şekilde gösterilir. Diğer bir enerji formuna kolayca dönüştürülebilen işin tamamı iş ekserjisine eşittir. Bu durumda iş ekserjisi sürekli akışlı açık sistemler için Denklem (5.10)'daki gibidir:

$$\dot{E}x_w = \dot{W} \quad (5.10)$$

Tersisnir, termodinamik bir çevrim ya da W kadar iş üreten tersinir bir ısı makinası ile T_1 sıcaklığına sahip bir kaynaktan Q_i kadar ısı alındığı ve T_0 sıcaklığında bulunan çevreye Q_o miktarınca ısı aktarıldığı düşünülürse, üretilen iş miktarı kaynaktan alınan ısının ekserjisine eşittir (Arıkol, 1985). Bu durumda herhangi bir T_1 sıcaklığına sahip kaynaktan çekilen Q_i ısısının ekserji denklemi aşağıdaki gibi ifade edilebilir:

$$\dot{E}x_Q = \left(1 - \frac{T_0}{T_1}\right) \dot{Q}_i \quad (5.11)$$

Bir madde akımı ile giren ve çıkan akımlar için maddesel ekserji giriş ve çıkışı;

$$\sum_g \dot{E}x_g = \sum_g \dot{m}_g e_{x_g} \quad (5.12)$$

$$\sum_\xi \dot{E}x_\xi = \sum_\xi \dot{m}_\xi e_{x_\xi} \quad (5.13)$$

şeklinde yazılır.

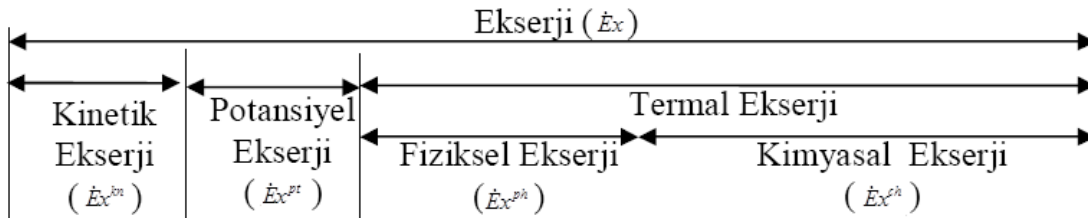
5.3.2 Ekserji bileşenleri

Maddesel ekserjinin temel bileşenlerini kinetik, potansiyel, fiziksel ve kimyasal ekserjiler oluşturmaktadır (Şekil 5.1). Nükleer ve manyetik etkiler göz ardı edildiğinde bir madde akımının toplam ekserjisi ve toplam özgül ekserjisi aşağıdaki denklemler yardımıyla bulunabilir (Bejan ve ark. 1996):

$$\dot{E}x = \dot{E}x^{kn} + \dot{E}x^{pt} + \dot{E}x^{ph} + \dot{E}x^{ch} \quad (5.14)$$

$$e_x = e_x^{kn} + e_x^{pt} + e_x^{ph} + e_x^{ch} \quad (5.15)$$

Burada; kn , pt , ph ve ch üst indisleri sırasıyla, kinetik, potansiyel, fiziksel ve kimyasal ifade etmektedir. Kinetik ve potansiyel ekserjiler mekanik enerjinin bir formudur ve bu çalışmada ihmal edilmiştir.



Şekil 5.1: Ekserjinin bileşenleri (Çomaklı, 2004)

Bir madde akımının özgül fiziksel ekserjisi (Bejan ve ark. 1996);

$$e_x^{ph} = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (5.16)$$

denkleminde, bir gaz karışımının özgül kimyasal ekserjisi ise (Bejan ve ark. 1996);

$$\bar{e}_{x_{mix}}^{ch} = \sum_{i=1}^n y_i \bar{e}_{x_i}^{ch} + RT_0 \sum_{i=1}^n y_i \ln y_i \quad (5.17)$$

denkleminde bulunabilir.

5.3.3 Ekipman bazında ekserji denkliği

Bir k proses birimi için ekserji denkliği aşağıdaki gibi yazılabilir (Bejan ve ark. 1996; Mert ve ark. 2012):

$$\dot{E}x_{F,k} = \dot{E}x_{P,k} + \dot{E}x_{L,k} + \dot{E}x_{D,k} \quad (5.18)$$

Burada F, P, L, ve D indisleri sırasıyla yakıt, ürün, kayıp ve tahribi ifade etmektedir. Toplam yakıt ekserjisi sisteme giren akımların ekserjisini, toplam ürün ekserjisi sistemden çıkan akımların ekserjisini, toplam ekserji kaybı sistemden çevreye ısı olarak sıcaklık farkından dolayı aktarılan ve termodinamik olarak kaybedilen toplam ekserjiyi, toplam ekserji tahribi ise sistem sınırları içerisinde tersinmezliklerden kaynaklanan toplam ekserji tahribini ifade etmektedir.

5.3.4 Ekserji verimi

İncelenen bir sistem veya bir proses birimi için ekserji verimi (ε), ürünlerin ekserjisinin yakıtların ekserjisine oranı olarak tanımlanır ve aşağıdaki gibi ifade edilir (Bejan ve ark. 1996; Mert ve ark. 2012):

$$\varepsilon_k = \dot{E}x_{P,k} / \dot{E}x_{F,k} = 1 - (\dot{E}x_{D,k} / \dot{E}x_{F,k}) \quad (5.19)$$



6. HİDROJEN ve GÜÇ ÜRETİM SİSTEMİNİN MODELLENMESİ

6.1 Aspen HYSYS Simülasyonu

Bilgisayar destekli proses simülasyonu, herhangi bir termodinamik sistemin ve/veya sistem birimlerinin boyutlandırılması, kütle ve enerji dengesinin sağlanması ve diğer termodinamik denge verilerinin hesaplanarak çalışma koşullarının optimize edilmesinde kullanıcılara kolaylık sağlar. Modellenen entegre hidrojen ve güç üretim sistemlerinin bilgisayar destekli benzetiminin yapılarak incelenmesi, farklı çalışma koşulları altında kullanılan ekipmanlar ve tüm tesis için uygun tasarım parametrelerinin belirlenebilmesine, farklı değişkenlerin hesaplanması ve yorumlanmasına olanak sağlamaktadır. Modellenen sistemden uygun güç üretimi ve yüksek gaz dönüşüm veriminin sağlanmasında gerekli olan çalışma parametrelerinin belirlenmesi için literatürde deneysel yöntemlerden elde edilen veriler temel alınarak yapılan benzetim çalışmasında Aspen (“Advanced System for Process ENgineering”) HYSYS simülasyon programı kullanılmıştır.

Aspen HYSYS simülasyon programı, AspenTech adlı, ABD merkezli bir şirket tarafından sağlanan bir bilgisayar yazılımıdır ve mühendislik uygulamalarında AspenONE adı altında kullanılan yazılım paketi içerisinde yer almaktadır. Kapsamlı bir modelleme aracı olması sebebiyle HYSYS programı endüstride ve özel sektörde proses simülasyonu ve çalışma koşullarının optimizasyonu amacıyla özellikle petrol ve gaz firmaları, rafineri ve diğer sanayi şirketleri tarafından kullanılmaktadır. Aspen HYSYS paket programı, kurulması zor olan deney düzeneklerinin bilgisayar ortamında kısa zamanda incelenmesini sağlayarak araştırma ve geliştirme çalışmalarında kullanıcılara zaman kazandırarak proses tasarımında kolaylık sağlamaktadır. Ayrıca, kararlı durumların simülasyonu ile birlikte dinamik proseslerin modellenmesi de yapılabilmektedir. Benzetimi yapılan bir sistemin tüm proses adımları için tanımlanan giriş çıkış akımları ve proses ekipmanlarının modellenmesi ile; enerji verimliliği optimizasyonu, matematiksel modellerin

kullanılmasıyla kütle ve enerji denkleğinin çözümlenmesi, sistemin işletilebilirlik ve ekonomik analizlerinin yapılması da mümkün olmaktadır.

Aspen HYSYS yazılımı ile benzetimi yapılan sistemlerin termodinamik değerlerinin, ısı ve kütle dengesinin hesaplanması, çeşitli ekipmanların boyutlandırması, kapasite değerlendirmesi ve modellenen her birimin ekonomik analizi yapılabilmektedir. HYSYS simülasyon yazılımı, aynı zamanda dinamik çalışma koşullarında modellemeye de imkan vermekte, prosesin kârlılık, işletilebilirlik, güvenlik ve gerekli iyileştirmeler açısından değerlendirmesini yapabilmektedir.

Aspen HYSYS ile yapılacak interaktif hesaplamalar, bir akım veya birim için gerekli ve yeterli olan en az bilginin programa girilmesi ile başlatılır. Herhangi bir akım için en az gerekli olan veriler; akımda kullanılan maddenin kompozisyonu (mol veya kütle fraksiyonu), kütleli ya da molar akış debisi, basınç ve sıcaklık değerleridir. Sonrasında HYSYS, buhar fraksiyonunu ve diğer tüm özellikleri (yoğunluk, entalpi, enerji, hacim vs.) hesaplamaktadır. Herhangi bir akımın benzetimini yapmak için kompozisyon ve akış debisi daima yazılıma girilmelidir. Genellikle belirleyici iki değişken basınç (P) ve sıcaklık (T) olmaktadır. Fakat bunlardan birisinin yerine buhar fraksiyon değeri verilerek de işlem yapılabilmektedir. Aspen HYSYS ile kararlı durumda ya da dinamik çalışma koşullarında proses modellemesi yapılabilmektedir. Kararlı sistemlerin benzetiminde yapılabilecek hesaplamalar ve çalışmalar aşağıdaki gibi özetlenebilir;

- **Proses tasarımı:** Özellikle petrokimya endüstrisi ve rafineri işlemlerinde olmak üzere pek çok enerji sistemlerinde hammaddenin işlendiği ya da hedeflenen üretim için gerekli proses tasarımları oluşturulabilmesi
- **Proses ekipman tasarımı:** Proseste kullanılan ısı değıştiriciler, reaktörler ve her bir ekipman için ekonomik boyutlandırmanın yapılabilmemesi
- **Akım değerlerinin optimizasyonu:** Enerji kayıplarının en aza indirilmesi ve yüksek performansın sağlanmasında uygun çalışma koşullarının belirlenmesi
- **Ekonomik analiz ve enerji güvenliği:** İşletme maliyetleri düşürülebilir ve enerji tasarruf potansiyeli ortaya konabilir.

Aspen HYSYS'de simülasyona başlamadan önce ilk olarak benzetimi yapılacak proste kullanılan komponentler ve tüm bileşenler tanımlanır. Komponent listesi oluşturulduktan sonra matematiksel modelleme ve hesaplamaların yapılacağı akış paketi seçilir. Ayrıca, modellenen sistemde gerçekleşecek kimyasal reaksiyonlar mevcut ise bu reaksiyonların sitokiyometrik değerleri de ayrı ayrı tanımlanır. Son olarak simülasyon ortamına geçilerek kullanılan komponent ve bileşen kompozisyonları ve molar ya da kütleli akış debileri girilir. Böylece benzetimi yapılacak proses için başlangıç parametrelerinin girilerek hesaplamaların yapılması ve prosesin tasarlanması hazır hale gelecektir.

Hidrojen üretim prosesinde gerçekleşecek reaksiyonlar, güç üretim modelinde kullanılan akışkanlar ve sentez gazı üretimi için kullanılan hammaddelerin (biyokütlenin) elementel analizi dikkate alınarak, kullanılan tüm element ve bileşikler, komponent listesi oluşturularak programa girilmiştir. Programa tanımlanan tüm bileşenlerin fiziksel ve kimyasal özellikleri; belirlenen basınç ve sıcaklık koşulları için HYSYS tarafından hesaplanmaktadır. Kullanılan komponentin ısı değeri, enerji, ekserji, entalpi, entropi, ısı iletim katsayısı ve ısı kapasitesi gibi pek çok parametre, HYSYS'e tanımlanan elementel analiz verileri ile yazılım tarafından otomatik olarak hesaplanabilir. Bu noktada Aspen HYSYS simülasyonu kullanıcılara büyük kolaylık sağlamaktadır. Şekil 6.1'de HYSYS programında otomatik hesaplanan bazı temel termodinamik özellikler görülmektedir.

Worksheet	Name
Conditions	Molecular Weight
Properties	Molar Density [kgmole/m3]
Composition	Mass Density [kg/m3]
PF Specs	Act. Volume Flow [m3/h]
	Mass Enthalpy [kJ/kg]
	Mass Entropy [kJ/kg-C]
	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]
	LHV Molar Basis (Std) [kJ/kgmole]
	HHV Molar Basis (Std) [kJ/kgmole]
	HHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]

Worksheet	Name
Conditions	CO2 Loading
Properties	CO2 Apparent Mole Conc. [kgmole/m3]
Composition	CO2 Apparent Wt. Conc. [kgmol/kg]
PF Specs	LHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]
	Phase Fraction [Vol. Basis]
	Phase Fraction [Mass Basis]
	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]
	Mass Exergy [kJ/kg]
	Partial Pressure of CO2 [kPa]
	Cost Based on Flow [Cost/s]
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]

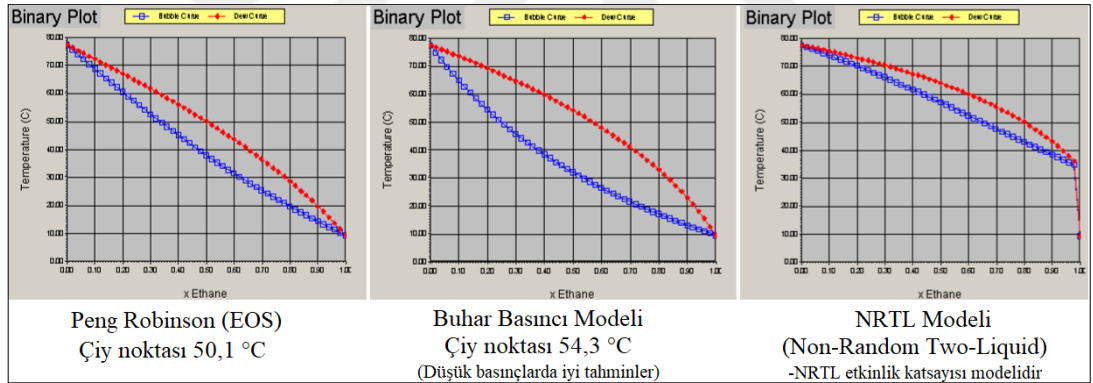
Şekil 6.1: HYSYS programında otomatik hesaplanan bazı termodinamik özellikler

Aspen HYSYS simülasyon programında farklı matematiksel modellerin kullanıldığı çeşitli akış paketleri bulunmaktadır. Akış paketleri, kullanılan komponentlere ve kimyasal bileşenlerin özelliklerine göre farklılık gösterebilir. Matematiksel modellemenin ve yapılan hesaplamaların doğru sonuçlar vermesi için uygun bir akış paketinin seçilmesi oldukça önemlidir. Yapılan çalışmada akış paketi olarak **Peng-Robinson (PR)** durum (hal) denklemi seçilmiştir. Durum denklemlerinin (EOS) gelişiminin kronolojik tarihi incelendiğinde sırasıyla; Boyle yasası, Charle yasası, İdeal gaz yasası, Van der Waals denklemi, Redlich-Kwong (RK-EOS, 1949), Soave-Redlich-Kwong (SRK-EOS, 1972) ve Peng-Robinson (PR-EOS, 1976) kübik durum denklemleri şeklindedir. Van der Waal denklemi, buhar ve gaz fazı ya da polar olmayan gazların karışım özelliklerini hesaplamak için kullanılan, hacim ve kuvvet faktörünü içeren gerçek gazlar için geliştirilmiş ilk durum denklemidir. Ancak, devam eden süreçte Van der Waals durum denkleminin, kritik sıcaklık ve basınca yakın yüksek basınç ve sıcaklık değerlerinde doğru sonuçlar vermediği ortaya konulmuştur. Bu nedenle, Van der Waal durum denkleminin matematiksel modelinde yapılan bir takım değişiklikler ile RK-EOS ortaya çıkmıştır. Bu sayede daha yüksek sıcaklık ve basınç koşullarında meydana gelen moleküler çekim kuvvetlerinin daha hassas hesaplandığı terimler geliştirilmiştir. 1972 yılında RK durum denkleminde yapılan değişikliklerle SRK-EOS yöntemi önerilmiştir. Yapılan değişikliklerle geliştirilen denklemde hidrokarbonların buhar basıncı verilerine göre daha hassas bir hesaplama modeli oluşturulmuştur. Ancak yine de geliştirilen durum denklemleri için sıvı molar hacim hesaplamalarında önemli ölçüde hata payı bulunmaktaydı. 1976'da Dng-Yu Peng & Donal Robinson tarafından Alberta Üniversitesi'nde SRK durum denkleminde yapılan değişikliklerle elde edilen model ile (PR-EOS), SRK modeline benzer sonuçlar elde edilmiş ve özellikle polar olmayan malzemelerin sıvı yoğunluklarının tahmininde daha başarılı olunmuştur. Sonuç olarak, PR-EOS diğer kübik durum denklemleri arasında geliştirilen son modeldir. Böylece, polar olmayan sıvı ve gazlar için basınç (P), hacim (V), sıcaklık (T) fonksiyonlarına bağlı olarak gerçekleşen durum değişimlerinin hesaplanmasında PR-EOS daha doğru sonuçlar verebilmektedir. HYSYS simülasyonunda yoğunlukla PR-EOS'un varsayılan akış paketi olarak seçilmesinin ana sebebi budur [5].

HYSYS'de benzetimi yapılan sistemlere ve kullanılan komponentlerin özelliklerine bağlı olarak farklı durum denklemleri ve termodinamik modeller kullanılabilir. Aspen HYSYS otuzdan fazla termodinamik model içermektedir. Bunlar başlıca;

- ❖ Durum Denklemleri (Equations of State, EOS)
- ❖ Etkinlik Katsayısı Modelleri (Activity Coefficient Models, ACM)
- ❖ Buhar Basıncı Modelleri (Vapor Pressure Models, VPM)
- ❖ Yarı Ampirik Modeller (Semi-Empirical Models, SEM)
- ❖ Özel Modeller (Specialty Models, SM): Buhar tabloları, Aminler Paketi, Temiz Yakıtlar Paketi, Glikol Paketi, OLI-Elektrolit vb.

Farklı modeller farklı faz davranışları ortaya koyabilmektedir. Aşağıda Şekil 6.2'deki örnekte farklı termodinamik modeller için 30 atm'deki Etan ve Propan karışımı için oluşan faz davranışları karşılaştırılmıştır. Şekilden görüleceği gibi sistemin gerçek faz davranışına en yakın değeri gösteren model durum denklemlerinden PR olmuştur.



Şekil 6.2: Faz dengesi hesabında farklı modellerin örnek bir karşılaştırması

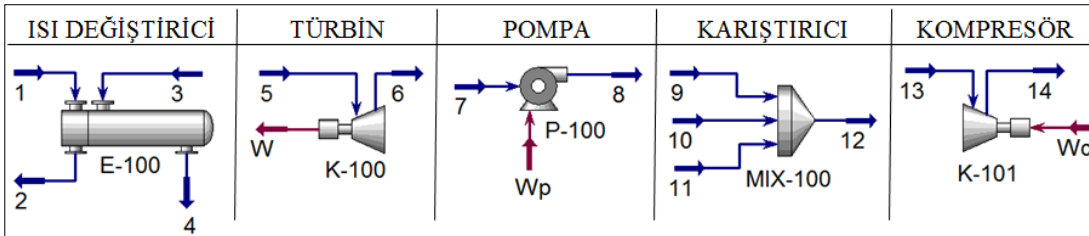
Aşağıdaki Çizelge 6.1'de modellenen sistemin benzetiminde seçilen PR hesaplama yöntemi ve diğer bir durum denklemleri olan SRK için HYSYS'de kullanılan matematiksel modeller gösterilmiştir. Kullanılan işaret ve kısaltmalar içerisinde yer alan P: basınç, R: gaz sabiti, T: sıcaklık, v: molar hacim, x: mol oranı, Z: sıkıştırılabilirlik faktörü, a ve b: denklem katsayıları, c: kritik özellik, i,j: bileşen tanımlaması, kij: ikili etkileşim parametreleri, m: karışım özelliği, α : ölçeklendirme faktörü, ω : asentrik faktörü ifade etmektedir [5].

Çizelge 6.1: PR ve SRK durum denklemlerinin matematiksel modelleri [5].

Soave Redlich Kwong	Peng Robinson
$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)}$	$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)+b(V-b)}$
$Z^3 - Z^2 + (A - B - B^2)Z - AB = 0$	$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 2B - 3B^2)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0$
where:	
$b = \sum_{i=1}^n x_i b_i$	$\sum_{i=1}^n x_i b_i$
$b_i = 0.08664 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}}$	$0.077796 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}}$
$a = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij})$	$\sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij})$
$a_i = a_{ci} \alpha_i$	$a_{ci} \alpha_i$
$a_{ci} = 0.42747 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}}$	$0.457235 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}}$
$\alpha_i^{0.5} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5})$	$1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5})$
$m_i = 0.48 + 1.574 \omega_i - 0.176 \omega_i^2$	$0.37464 + 1.54226 \omega_i - 0.26992 \omega_i^2$ When an acentric factor > 0.49 is present, HYSYS uses following corrected form: $0.379642 + (1.48503 - (0.164423 - 1.016666 \omega_i) \omega_i) \omega_i$
$A = \frac{aP}{(RT)^2}$	$\frac{aP}{(RT)^2}$
$B = \frac{bP}{RT}$	$\frac{bP}{RT}$

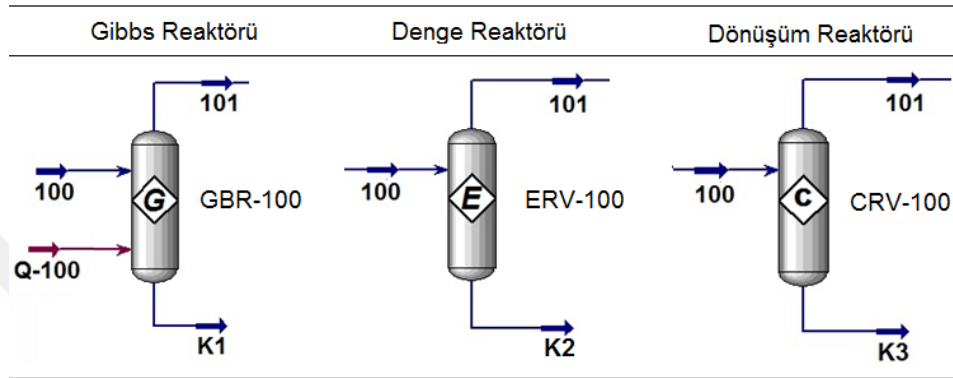
Modellenen entegre sistem oluşturulurken; biyokütlenin gazlaştırılması ve katran giderimi sonucunda elde edilen sentez gazı akımı, proses işlemlerinin gerçekleşeceği basınç ve sıcaklık değerleri, gerçekleşecek reaksiyonlar ve ilgili denklemler, tüm sistemde giren ve çıkan akımlar, kullanılacak reaktörler ve diğer tüm ekipmanlar programda tanımlanmıştır. Belirlenen molar yada kütleli akış hızlarının da tanımlanması ile simülasyon çalıştırılmıştır.

HYSYS simülasyon programına, gerekli girdilerin tanımlanması ile birlikte proses işlemlerinde kullanılacak ekipmanlar seçilmektedir. Şekil 6.3'te HYSYS platformunda modellenen ekipmanların bazıları gösterilmiştir.



Şekil 6.3: Aspen HYSYS simülasyon programı örnek ekipman gösterimi

Ayrıca modellenen sistemde kimyasal reaksiyonların gerçekleştiği ekipmanlar içerisinde literatürde sık kullanılan reaktörler; gibbs reaktörü, denge reaktörü ve dönüşüm reaktörüdür (Şekil 6.4). Gibbs ve denge reaktörleri aynı işlemi görebilmektedir fakat denge reaktöründe proste tanımlanan reaksiyon setleri girilerek elde edilen ürünlerin özellikleri değişmektedir. Gibbs reaktöründe ise, gerçekleşecek işlemin çalışma koşullarının (sıcaklık ve basınç değerleri) bilindiği ancak reaksiyon stokiyometrisinin tanımlanmadığı durumlar modellenmektedir.



Şekil 6.4: Aspen HYSYS programı reaktör çeşitleri.

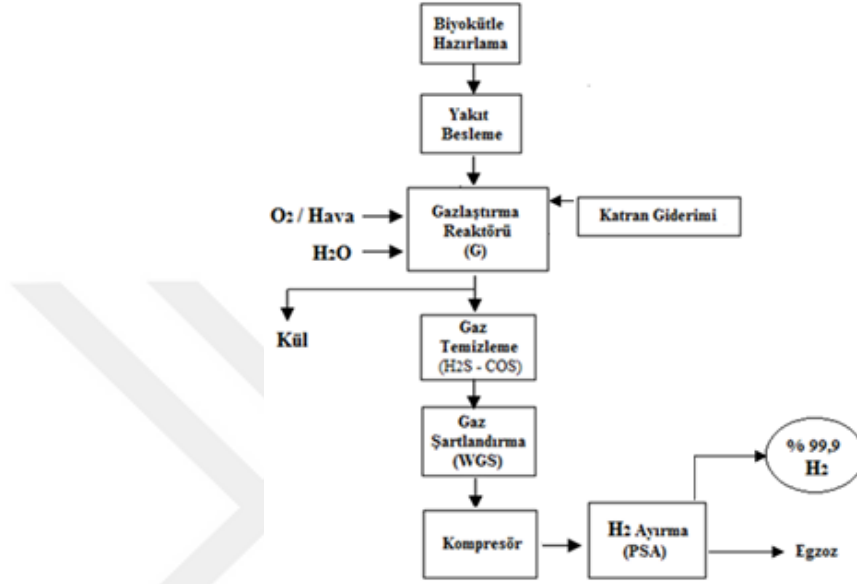
Kullanılan biyokütlenin gazlaştırılmasıyla oluşan ürün gazındaki katran bileşiklerinin giderilmesi sonucunda elde edilen sentez gazı bileşimi, modellenen H₂ üretim prosesinde simülasyon girdisi olarak tanımlanmıştır. Gazlaştırma ve katran dönüşümü işlemlerinin ardından elde edilen sentez gazı daha sonra simülasyon modelinde tanımlanan sülfür giderimi, su-gaz kayma reaksiyonu (WGS) ve basınç sınımlı adsorpsiyon (PSA) işlemlerinden geçirilmiştir. Simülasyon modelinde kullanılan reaktörler Gibbs serbest enerjisi (ΔG) prensibine göre çalışmaktadır. Yani tüm reaktörlerin dengeli koşullar altında çalıştığı kabul edilmiştir. ΔG değeri, mevcut sistem enerjisinin iş üretilen kısmıyla ilişkili bir durum değişkenidir. Bir başka deyişle ΔG , herhangi bir sistem tarafından sabit sıcaklık ve basınç koşulları altında üretilen kullanılabilir işi temsil etmektedir. ΔG üç ayrı durum değişkeninin (H: entalpi, T: sıcaklık ve S: entropi) birleşiminden hesaplanmaktadır. Bu sebeple ΔG 'de bir durum fonksiyonu olarak değerlendirilmektedir. Sistemin belirli bir durumdaki G değeri, diğer durum değişkenlerinde olduğu gibi, değerinde gerçekleşen değişiklikler (ΔG) üzerinden hesaplanmaktadır; $\Delta G = \Delta H - T\Delta S$ [5].

Biyokütle kaynaklı hidrojen üretim prosesi ve entegre güç üretim çevrimleri kararlı durumda çalışan sistemler olarak modellenmiştir. Jeotermal enerji ve güneş enerjisi destekli olmak üzere iki yenilenebilir kaynak temelinde modellenen biyokütle tabanlı entegre hidrojen ve güç üretim sistemlerinin modellenmesine ilişkin giriş bilgileri ve kabul edilen temel varsayımlar aşağıdaki gibidir;

- H₂ üretim prosesi ve entegre güç çevrimleri kararlı halde çalışmaktadır.
- Benzetimi yapılan sistemler için referans çevre koşulları 25 °C ve 1 atm'dir.
- Modellenen tüm reaktörlerin çalışma sıcaklık ve basınç değerleri sabittir.
- H₂ üretim prosesi girdisi olarak tanımlanan sentez gazı bileşimi, gazlaştırma reaktörü ve katran dönüşümü sonrasında elde edilen bileşim değerleridir.
- Proje kapsamında geliştirilen H₂ üretim prosesinde, katran giderim işlemi akışkan yataklı bir gazlaştırma reaktörünün serbest bölgesi denilen “gazlaştırıcının ikinci kademesinde” gerçekleştirilmiştir.
- Tanımlanan ve proseste gerçekleşen tüm reaksiyonlar dengeye ulaşmıştır.
- Gazlaştırma ve katran giderimi sonrası elde edilen sentez gazı bileşimi H₂, CO, CO₂, CH₄, N₂, H₂O, H₂S bileşenlerinden oluşmaktadır.
- HYSYS benzetiminde kullanılan sentez gazı bileşim değerleri literatürden ağaç artıklarının gazlaştırılması ve katran bileşiklerinin giderimi sonucu elde edilen gaz akımı verilerinden alınmış ve yukarıda Çizelge 6.3 ile verilmiştir.
- Modellenen WGS reaksiyonu için termodinamik olarak dengede ve adyabatik koşulda çalışan denge reaktörü kullanılmıştır.
- Simülasyonda otomatik hesaplama yöntemi olarak, kullanılan komponentler ve modellenen proses için en uyumlu akış paketlerinden olan Peng-Robinson hâl denklemini seçilmiştir.
- Jeotermal modelde ve diğer proses akımlarında kullanılan su sıkıştırılmaz bir akışkandır.
- Modellenen güç çevrimleri ve hidrojen üretim süreci için kinetik ve potansiyel enerji değişiklikleri ihmal edilmiştir.

6.2 Hidrojen Üretim Prosesi

Çalışma kapsamında incelenen hidrojen üretim sistemi Şekil 6.5’de gösterilen proses adımları temel alınarak modellenmiştir. Sentez gazı üretimi amacıyla fiziksel olarak uygun hale getirilen biyokütle kaynaklarının gazlaştırma işlemi sonrasındaki süreçte termokimyasal işlemler vasıtasıyla hidrojen üretimi gerçekleştirilmektedir.



Şekil 6.5: Biyokütleden gazlaştırma yoluyla H₂ üretimine ilişkin blok akış şeması

Akışkan yataklı gazlaştırma teknolojisi kullanılarak biyokütleden elde edilen ürün gazı ilk olarak gaz temizleme adımı ile içerisinde bulunan katran, hafif hidrokarbonlar, sülfürlü bileşikler ve istenmeyen parçacıklardan arındırılır. Ayrıca bünyesinde bulunan metanın reformasyonu ile oluşan sentez gazı, su-gaz kayma (WGS) reaktörleri vasıtasıyla hidrojen zenginleştirilir. Daha sonra ayırma teknolojisi olarak basınç salımlı adsorpsiyon (PSA) reaktörlerinin kullanılmasıyla hidrojen üretimi gerçekleştirilir. Proje kapsamında, biyokütle kaynaklı sentez gazından hidrojen üretiminin pilot ölçekte geliştirilmesi hedeflenmiştir.

Gazlaştırma işleminde, biyokütle gazlaştırılarak ana bileşenleri CO, CO₂, CH₄, H₂ ve N₂ olan ürün gazı elde edilir. Ancak, ürün gazı içerisinde ayrıca katran, kükürtlü bileşikler ve istenmeyen parçacıklar gibi kirleticiler de vardır. Özellikle, katranın hidrojen üretim sürecinde bulunması büyük dezavantajdır. Bu sebeple, modellenen sistemde kaliteli (ısı değeri yüksek, katran kirletici içeriği düşük) bir ürün gazı elde

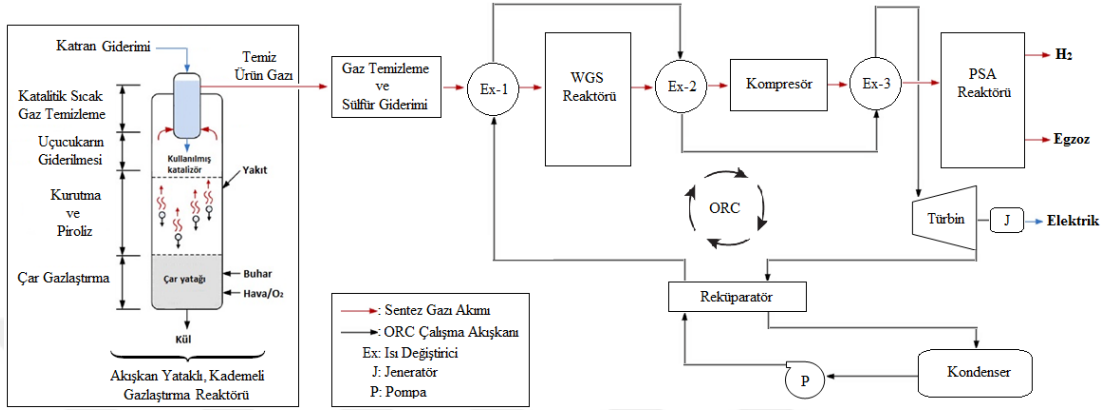
etmek üzere, piroliz, gazlaştırma ve yanma adımlarını ayrı bölgelerde gerçekleştiren ve yine katranın gazlaştırıcı reaktörün ikinci bir kademesinde giderildiği kademeli bir akışkan yataklı gazlaştırma reaktörü kullanılmıştır. Gaz temizleme işlemi ile de ürün gazı içerisindeki kirleticilerin ayrılması için gazlaştırıcı içindeki parçacıkları tutma ünitesi ve ardından ürün gazında bulunan kükürlü bileşiklerin tutulduğu sabit yataklı reaktörler kullanılmaktadır. Gaz şartlandırma (WGS) işleminde ise sentez gazındaki CO seçici bir şekilde karbon dioksit'e dönüştürüldüğü düşük sıcaklıklı pelet tipi bir su-gaz kayma katalizörü kullanılmıştır. Su-gaz kayma reaksiyonu sonucu H₂ miktarı artmaktadır. WGS çıkışındaki sentez gazının, bir kompresör ile basınç salınımlı adsorpsiyon (PSA) ünitesine gönderilmesiyle hidrojen ayırma işlemi tamamlanır.

Gazlaştırma işlemi sonucunda oluşan ürünler arasında bulunan kirleticiler ve özellikle katran bileşikleri hidrojen üretim sürecinde istenmez. 1000°C'nin üzerindeki sıcaklıklarda katran bileşenleri parçalanabilmektedir. Ancak, daha düşük sıcaklıklı (700-900 °C) reaktörlerde katalitik işlemler ile de katran dönüşümü gerçekleştirilebilir. Çalışma kapsamında incelenen sistemde gazlaştırma reaktörünün serbest bölgesinde (ikinci kademe) Tübitak-MAM Enerji Enstitüsü Laboratuvarında geliştirilmesi planlanan katalitik mum filtrelerin kullanılmasıyla birlikte reaktör içerisinde sıcak gaz temizleme uygulanması ve katranın oluştuğu yerde gideriminin sağlanması hedeflenmiştir. Aşağıdaki Şekil 6.6'da gösterilen, gazlaştırma ve katran dönüşümünün beraber gerçekleştirildiği akışkan yataklı gazlaştırma reaktöründe dört adet reaksiyon bölgesi oluşmaktadır. Bunlar (Zhang ve diğ. 2016); 1. bölgede biyokütlenin kurutulması ve piroliz gerçekleşmesi, 2. bölgede çarın gazlaştırılması, 3. bölgede uçucuların giderilmesi ve 4. bölgede ise katalitik sıcak gaz temizleme işlemidir (reaktörde ikinci kademe).

H₂ üretim sistemine entegre edilen organik Rankine güc çevrimi:

Hidrojen üretim sisteminde (Şekil 6.6'da gösterilen) özellikle gazlaştırma reaktörünün ısıtma ihtiyacı olmak üzere sistemde bulunan kompresör ve pompa gibi diğer bazı ekipmanların kullanımından kaynaklı elektrik enerjisi tüketilmektedir. Aynı zamanda, prosesin farklı adımlarında gerçekleştirilen termokimyasal ya da fiziksel işlemlerin çalışma koşullarına bağlı olarak sistemden önemli derecede ısı

çıkışları gerçekleşmektedir. Bu sebeple, hidrojen üretim sürecinde gerçekleşen atık ısının geri kazanılması ve faydalı işe dönüştürülmesi hedeflenmiştir. Bu hedef doğrultusunda eklenen üç ısı değiştirici yardımıyla atık ısıyı geri kazanarak elektrik enerjisi üretimine olanak sağlayan bir organik Rankine çevrimi (ORC), hidrojen üretim sistemine entegre edilmiştir.



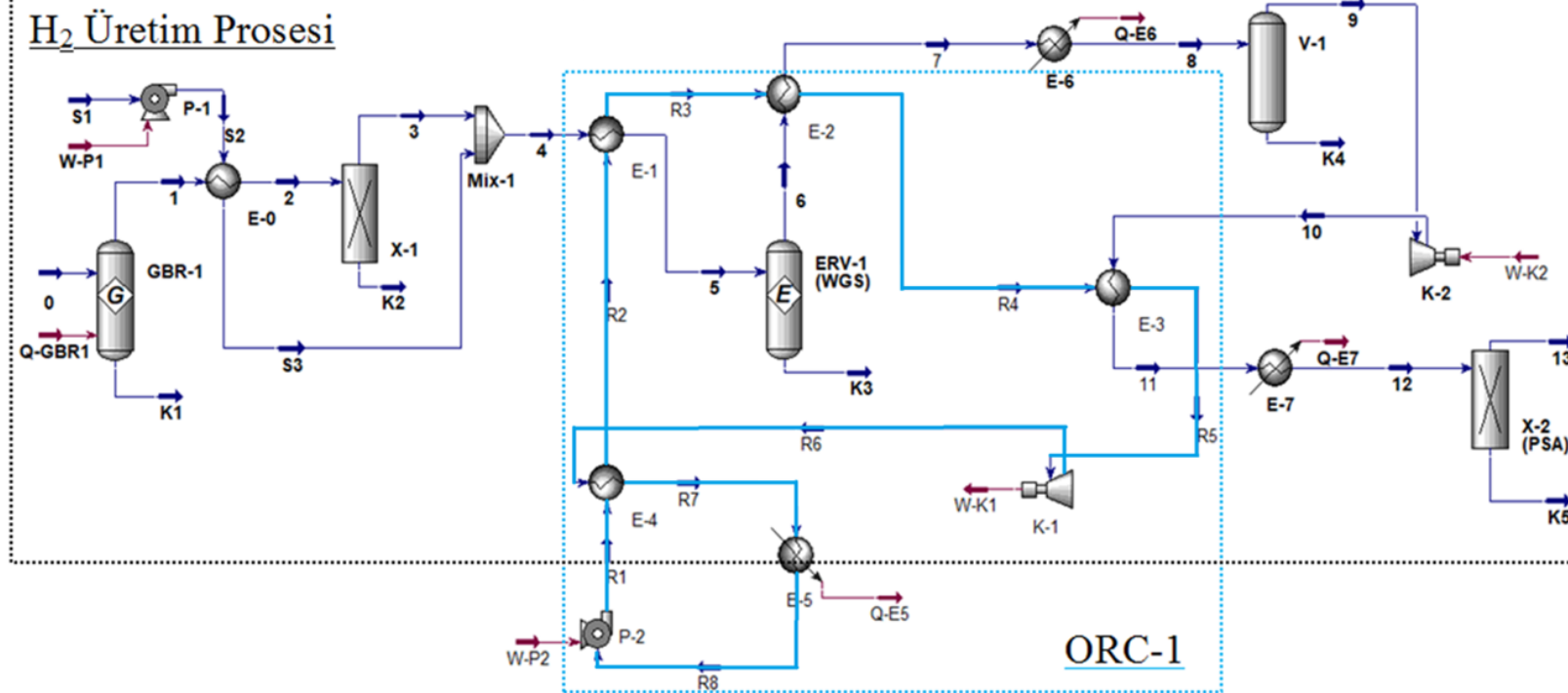
Şekil 6.6: ORC entegre hidrojen üretim prosesi akış şeması

Modellenen hidrojen üretim sisteminde meydana gelen enerji kayıplarının azaltılması ve toplam verimliliğini arttırmak hedeflenmiştir. Bu sebeple, düşük enerji kaynaklarından faydalanarak yararlı iş üreten bir organik Rankine çevriminin hidrojen üretimi ısı çıkışlarını kullanarak güç üretilmesi sağlanmıştır. ORC sistemlerinin modüler boyutlarda tasarlanabilmesi, düşük çalışma koşullarından dolayı buharlı Rankine güç çevrimlerine kıyasla daha az bakım gerektirmesi ve daha kolay kontrol edilmesi modellenen sistem için avantaj oluşturmaktadır. Entegre edilen ORC sistemi, hidrojen üretim prosesinde bulunan sülfür giderimi çıkışındaki sentez gazının sahip olduğu enerjisi, eklenen birinci ısı değiştirici (Ex-1) vasıtasıyla kaynak olarak kullanmakta ve gaz akımının sıcaklığını WGS reaktörü için gereken uygun çalışma sıcaklığına indirmektedir. WGS reaktörlerinde gerçekleşen su-gaz kayma reaksiyonu sonrasında ortaya çıkan ısı enerjisi, ikinci bir ısı değiştirici (Ex-2) vasıtasıyla yine çevrim akışkanına aktarılmaktadır. Böylece, ORC çalışma akışkanının enerjisi artırılırken kompresör öncesi sentez gazı sıcaklığı da düşürülmektedir. Bu durum, kompresörün daha verimli basınçlandırma yapmasını da sağlamaktadır. Son olarak, eklenen üçüncü bir ısı değiştirici (Ex-3) yardımıyla kompresör çıkışında basıncı ve sıcaklığı yükselmiş olan sentez gazının enerjisinden

tekrar faydalanılarak ORC iş akışkanı türbinde genişlemeye hazır hale getirilir. ORC iş akışkanı, türbinde iş yaptıktan sonra yoğuşturulmak üzere bir kondensere gönderilir. Burada sıvı faza geçen iş akışkanı bir pompa vasıtasıyla basıçlandırılarak tekrar çevrime beslenir. Ayrıca türbin çıkışındaki akımın enerjisi ORC sisteminin ısı verimi arttırmak amacıyla bir reküparatör kullanılarak pompa çıkışındaki iş akışkanına kazandırılır.

Çalışmada hidrojen üretimi amacıyla modellenen sistemin benzetim ekran görüntüsü Şekil 6.7’de gösterilmiş.





Ekipman	Ekipman Tanımı	Ekipman	Ekipman Tanımı	Ekipman	Ekipman Tanımı
<i>P-1</i>	WGS Besleme Suyu Pompası	<i>Mix-1</i>	Karıştırıcı	<i>E-3</i>	3. Isı değiştirici (ORC-1)
<i>P-2</i>	R-134a Besleme Pompası	<i>K-1</i>	ORC-1 Türbin (Expander)	<i>E-4</i>	Reküpreatör (ORC-1)
<i>X-1</i>	Sülfür Giderimi	<i>K-2</i>	Kompresör	<i>E-5</i>	Kondenser (ORC-1)
<i>X-2</i>	Basınç Salımlı Adsorpsiyon (PSA)	<i>E-0</i>	Isı değiştirici (WGS)	<i>E-6</i>	Soğutucu
<i>ERV-1</i>	Denge Reaktörü (WGS)	<i>E-1</i>	1. Isı değiştirici (ORC-1)	<i>E-7</i>	Soğutucu
<i>V-1</i>	Ayrıştırıcı (Separatör)	<i>E-2</i>	2. Isı değiştirici (ORC-1)	<i>GBR-1</i>	Gibbs Reaktörü (Katran giderimi)

Şekil 6.7: ORC-1 entegre hidrojen üretim prosesinin HYSYS benzetimi ekran görüntüsü ve ekipman tanımları

Yakıt olarak seçilen biyokütle kaynakları:

Ülkemiz özellikle lignoselülozik yapılu orman ve tarımsal olmak üzere zengin biyokütle kaynaklara sahiptir. Lignoselülozik temelli biyokütle çeşitleri, karbon, hidrojen ve oksijen bakımından benzer içeriğe sahiptir (%41-51 C, %5-6 H ve %36-44 O). Ancak, S, N ve Cl miktarları genellikle biyokütle türlerinin yetiştiği bölgeye göre farklılık gösterir ve düşük bir aralıktadır. Biyokütle atıkları ayrıca **kabuklar**, **budama atıkları** ve **saman** olarak üç grupta toplanabilir. Kabuklu biyokütleyle fındık, ceviz ve badem, budama atıklarına meşe, söğüt, kayın ve zeytin, saman kökenli biyokütleyle ise mısır, buğday, pirinç ve arpa örnek verilebilir. Bu tür çeşitli biyokütle kaynaklarının fiziksel ve kimyasal özellikleri Çizelge 6.2’de verilmiştir.

Çizelge 6.2: Farklı biyokütellerin kimyasal ve fiziksel içeriği (Bocci ve diğ, 2014)

Biyokütle İçeriği	Kabuklar	Budama Atıkları	Samanlar
Nem (% Ağırlıkça)	11-14	7- 25	7- 12
Yığın Yoğunluk (kg/m ³)	300-500	200- 300	20- 140
Kül (% Ağırlıkça)	1- 2	0,5- 4	5- 15
Uçucu Madde (%Ağırlıkça)	74- 78	70- 85	67- 76
Sabit Karbon (% Ağırlıkça)	20- 25	12- 20	16- 18
C (%)	48- 51	45- 49	41- 47
H (%)	6	5- 6	5- 6
N (%)	0,2- 0,5	0,1- 0,8	0,3- 6
O (%)	41- 45	36- 44	36- 44
Cl (%)	0,02- 0,03	0,01- 0,08	0,03- 0,4
S (%)	0,01- 0,03	0,01- 0,08	0,04- 0,2
LHV (MJ/ kg _{kuru})	18- 20	16- 18	15- 18

Gazlaştırma işlemi için kabuklu biyokütle kaynaklarının özellikleri daha caziptir fakat sahip olduğu yüksek potansiyel bakımından ülkemizde diğer zengin orman ve tarımsal atık rezervlerinin bu tür işlemlerde kullanılması avantajlı olabilir. Yakıt olarak seçilecek biyokütlenin hammadde potansiyeli sürdürülebilirlik açısından çok önemlidir. Ayrıca rezervin yeterli, kolay temin edilebilir ve işlenebilir olması da oldukça önemlidir. Dikkat edilmesi gereken diğer unsurlar ise özellikle yakıtın ısı değeri, kükürt oranı, uçucu madde miktarları, kül miktarı ve kül yumuşama sıcaklığıdır. Çalışma kapsamında çeşitli biyokütle atıklarının özellikleri ve bu atıkların gazlaştırılmaları ile ortaya çıkan sentez gazı bileşimleri incelenmiştir. İlgili biyokütle kaynaklarının fiziksel ve kimyasal özellikleri Çizelge 6.3'te verilmiştir.

Çizelge 6.3: İncelenen biyokütelerin fiziksel ve kimyasal özellikleri

Biyokütle İçeriği	Fındık Kabuğu (Karataş ve diğ, 2013)	Badem Kabuğu (Rapagna ve diğ, 2014)	Mısır Atıkları (Zhang ve diğ, 2016)	Ağaç atıkları (Pala ve diğ, 2017)
Karbon	55,48	47,90	49,40	50,08
Hidrojen	4,92	6	5,60	6,70
Nitrojen	0,42	1,1	0,6	0,16
Sülfür	0,13	0,06	0,1	0,20
Oksijen	36,45	41,70	42,50	42,51
Uçucu Madde İçeriği	70,27	76	84	81,81
Kül	2,61	3,29	5,10	0,36
Sabit Karbon	27,12	20,71	10,90	17,83
HHV (kJ/kg)	19912	18000	17885	19741
LHV (kJ/kg)	19661	17696	17599	19398

Literatürdeki çalışmalarda Aspen PLUS simülasyon programı ile yapılan modellemeler sonucunda yukarıda özellikleri verilen çeşitli biyokütle kaynaklarının gazlaştırılması sonucu elde edilen sentez gazı bileşimlerine ilişkin örnek değerler Çizelge 6.4’te verilmiştir (Pala ve diğ. 2017).

Çizelge 6.4: Çeşitli biyokütelerin gazlaştırılmasıyla oluşan sentez gazı bileşimleri

Biyokütle Çeşidi	H ₂	N ₂	CH ₄	CO	CO ₂
Ağaç atıkları	55,71	0,07	0,08	40,76	3,31
Çam talaşı	57,09	0,07	0,07	39,19	3,36
Katı evsel atıklar	65,87	0,39	0,002	18,26	15,31
Gıda atıkları	64,39	1,29	0,04	30,22	3,99
Bahçe ve park atıkları	60,63	0,32	0,0019	21,18	17,79
Kahve çekirdeği kabukları	68,64	1,09	0,0003	11,29	18,88

Çizelge 6.4’ten görüldüğü üzere ağaç artıkları ve çam talaşı gibi odunsu artıkların gazlaştırılmasıyla elde edilen sentez gazında doğrudan bulunan hidrojen oranı diğerlerine oranla nispeten daha düşüktür. Fakat bunun aksine odunsu biyokütlenin gazlaştırılması sonucunda ortaya çıkan sentez gazı bileşimindeki CO oranı, diğer biyokütle kaynaklarına kıyasla çok daha yüksek miktarlardadır. Bu durum hidrojen üretim prosesinde yer alan WGS reaktörlerinde gerçekleşen su-gaz kayma reaksiyonlarında, sentez gazının hidrojenle daha fazla zenginleştirilmesine olanak sağlamaktadır. Bu sebeple görünenin aksine odunsu biyokütle ile diğer kaynaklarda olduğundan daha fazla miktarlarda hidrojen üretilmektedir.

Ağaç artıkları olmak üzere incelenen diğer biyokütle çeşitleri de Tübitak-MAM bünyesinde proje kapsamında araştırılmaktadır. Bu çalışmada ağaç artıkları kullanılarak hidrojen üreten bir sistemin modellenmesi amacıyla hidrojen üretim prosesinin benzetiminin yapıldığı Aspen HYSYS benzetim programında ağaç artıklarının gazlaştırılması sonucunda ortaya çıkan ürün gazı ve katran giderimi sonrasında elde edilen sentez gazı bileşimi girdi parametresi olarak alınmıştır. Nitekim Şekil 6.6'da görüldüğü gibi biyokütlenin gazlaştırılması sonrasında ortaya çıkan ürün akımı, içerisinde bulunan katranlı bileşimlerden ve istenmeyen maddelerden ayrıştırılır. Elde edilen sentez gazı, hidrojen üretim prosesinin temel girdisi olarak kullanılmıştır. Tez kapsamında incelenen hidrojen ve güç üretim sistemleri, katran giderimi sonrasında elde edilen sentez gazı bileşim değerleri temelinde modellenmiştir. Modellenen proseslerin çalışma sıcaklığı aralıkları gazlaştırıcı, WGS ve PSA üniteleri için sırasıyla, 750-900 °C, 250-400 °C ve 20-50 °C civarında gerçekleşmiştir.

Biyokütlenin gazlaştırılması ve katran giderimi sonucunda elde edilen sentez gazı kullanılarak yüksek saflıkta hidrojen üretimi yapılabilmektedir. Ülkemizde bazı bölgelerde zengin biyokütle atık potansiyellerinin bulunması, enerji taşıyıcısı olan hidrojen gazı üretimi için kaynak oluşturmaktadır. Aynı zamanda, bu bölgelerde var olan jeotermal, güneş ve rüzgar gibi yerli ve yenilenebilir enerji kaynaklarının kullanılması, temiz ve bağımsız enerji üretimine de imkân sağlamaktadır.

Biyokütle potansiyeli:

Türkiye'nin toplam biyokütle atık potansiyelinin yaklaşık 8,6 MTEP olduğu bilinmektedir [6]. 2018 yılında ülkemizde biyokütle kaynaklı elektrik üretimi sağlayan santrallerin toplam kurulu gücü 811 MW değerindedir. Bu santraller ile 3.216 GWh elektrik üretimi gerçekleştirilmiştir [6]. Türkiye yıllık toplamda 4.800.000 ton (1.5 MTEP) atık miktarı ile önemli seviyede orman kaynaklı biyokütle potansiyeline sahiptir. Şekil 6.8'de Türkiye orman atıkları haritası gösterilmiştir. Bu kaynakların kullanılmasıyla kurulabilecek gazlaştırma tesisi kapasitesi 600 MW eş değerindedir [7]. Ayrıca Türkiye yıllık toplamda 15.336.035 ton kullanılabilir

tarımsal biyokütle potansiyeline sahiptir. Toplam kullanılabilir atık miktarları ve eşdeğer ısıl değerleri Şekil 6.8'de görülmektedir [8].



Türkiye Toplamı	Toplam Kullanılabilir Atık Miktarı (Ton)	Toplam Isıl Değer (PJ)
Tarla Ürünleri	11.766.995	228,4
Bahçe Ürünleri	3.569.040	74,8
TOPLAM	15.336.035	303,2

Şekil 6.8: Orman kaynaklı biyokütle haritası ve tarımsal atık potansiyeli [7,8]

Bu temelde; ülkemizde jeotermal ve güneş enerjisi bakımından zengin kaynaklara sahip Manisa Alaşehir bölgesinde kurulabilecek biyokütle kaynaklı sentez gazından hidrojen üretimine entegre jeotermal ve güneş destekli olmak üzere güç üretim sistemleri modellenmiştir. Mevcut potansiyele bağlı olarak modellenen sistemlerin belirli sentez gazı debisinde entegrasyonu ve bilgisayar destekli benzetimi ile hidrojen üretimi ve enerji verimliliği incelenmiştir.

Çizelge 6.5: Bölgesel biyokütle atık üretimi [9]

Bölge (İl)	Tarla Bitkileri (ton/yıl)	Bahçe Bitkileri (ton/yıl)	Sebze Bitkileri (ton/yıl)
Manisa	1687136,66	355088,82	545394,92
Uşak	549210,00	19560,17	59752,04
İzmir	3927773,10	149235,05	766984,47
Aydın	2069021,28	154407,02	158685,58
Denizli	1704173,80	196193,50	111556,01
Kütahya	724589,24	6385,00	51180,98
Balıkesir	3445329,48	80318,91	339972,12
Toplam	14152233,56	961188,47	2033526,12

Manisa ve yakın çevre illerindeki bitkisel atık miktarları Çizelge 6.5’de görülmektedir. Çizelgede yer alan illerin verilerine göre, tarla, bahçe ve sebze atıkları olmak üzere sadece söz konusu bölgede toplamda yıllık 17.146.948,15 ton/yıl (~544 kg/s) debide bitkisel atık üretimi gerçekleşmektedir. Biyokütle atık potansiyeline bağlı olarak hidrojen üretiminde kullanılacak atıklar değerlendirildiğinde yüksek miktarlarda sentez gazı üretimi için kullanılabilir orman atıklarıyla beraber bölgedeki toplam biyokütle miktarının oldukça yeterli olduğu görülmektedir. Ayrıca, belirlenen bölgede önemli ölçüde jeotermal ve güneş enerjisi potansiyeli de görülmektedir.

Yapılan çalışma ile hem hidrojen üretim sisteminin ihtiyaç duyduğu enerjinin karşılandığı hem de fazladan elektrik enerjisinin üretildiği güç sistemleri modellenmiştir. Hidrojen üretimi ile birlikte güç üretimi gerçekleştirecek olan hibrit sistemlerin bilgisayar destekli olarak incelenmesi de amaçlanmıştır. Biyokütle tabanlı yenilenebilir hidrojen üretim sistemine entegre edilecek güç üretim sistemleri için yine yenilenebilir olan güneş ve jeotermal enerji kaynaklarının temel alınması düşünülmüştür. Ayrıca, mevcut güneş potansiyeline bağlı olarak güneşsiz günlerde yardımcı kaynak olarak kullanılmak üzere doğalgazlı bir güç çevrimi de modellenmiştir. Güneş enerjisinden faydalanılmadığı durumlarda entegre doğalgazlı güç sistemi devreye alınarak kesintisiz bir şekilde elektrik enerjisi üretimi sağlamıştır. Aşağıda bu kaynaklara ilişkin ülkemizin sahip olduğu mevcut potansiyel verilmiştir.

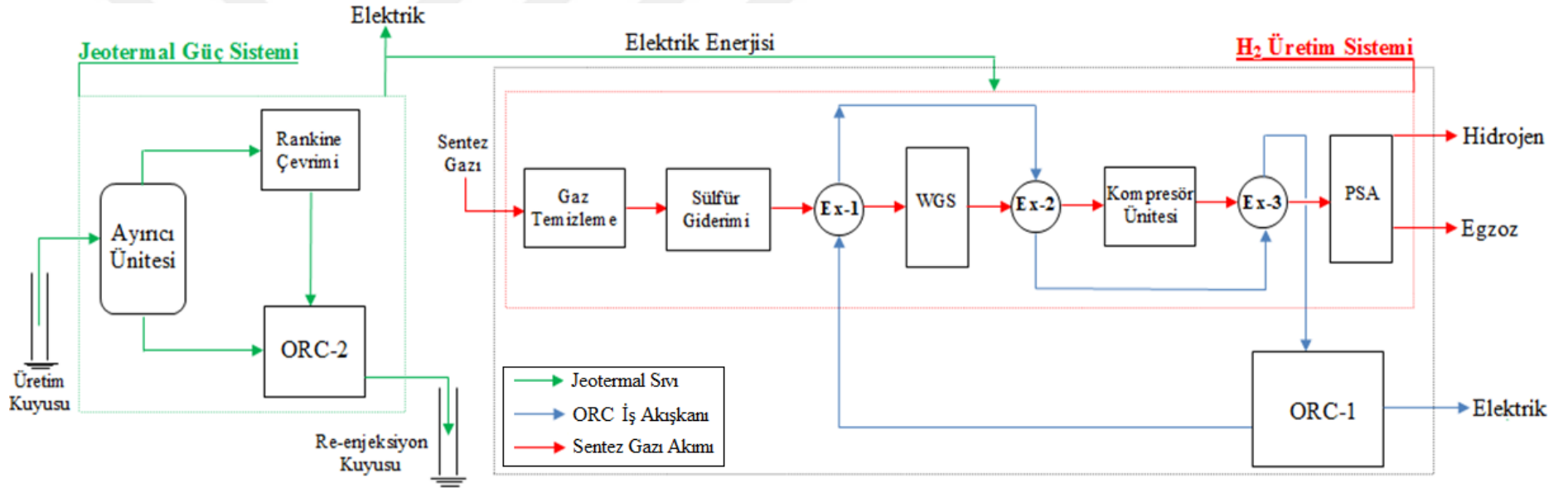
6.3 Jeotermal Destekli Güç Üretim Modeli

Hidrojen üretim prosesinin ihtiyaç duyduğu enerjinin üretilmesi amacıyla aynı konumda jeotermal destekli bir güç sistemi modellenmiştir. Jeotermal destekli hidrojen ve güç üretim modelinde, biyokütleden elde edilmiş sentez gazından hidrojen gazı üretilmesi ve bu proses için gerekli olan enerjinin jeotermal kaynaklı entegre bir güç üretim sisteminden karşılanması amacıyla benzetim ve modelleme çalışması yapılarak, hidrojen ve güç üretiminin bir arada sağlandığı düşük CO₂ emisyonlu hibrit bir sistemin yapılabilirliği araştırılmıştır. Ayrıca, enerji ve ekserji

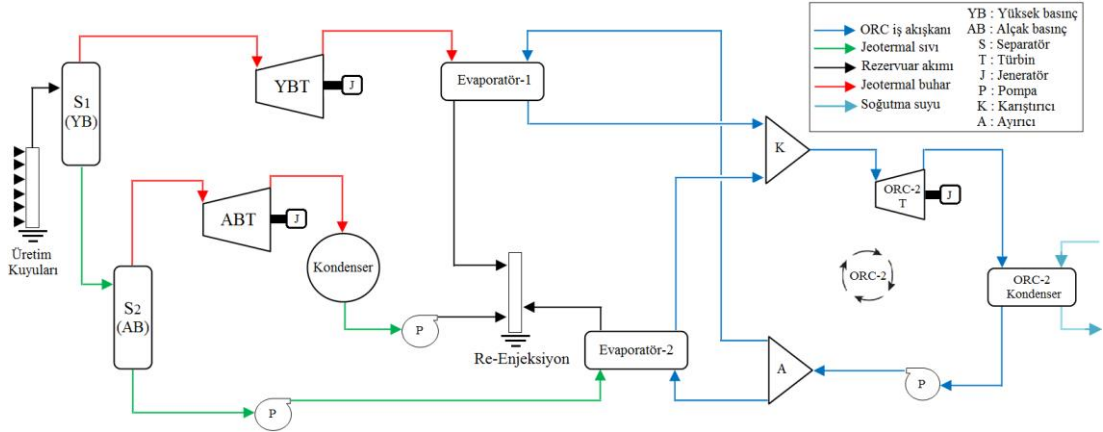
analizi kapsamında sistemin yüksek saflıkta hidrojen üretim miktarı, güç üretimi ve toplam enerji verimliliği incelenmiştir.

Jeotermal kaynaklı sistemler, yanma prosesinin ve yakıt maliyetinin bulunmaması sebebiyle temiz enerji üretiminde oldukça ilgi çekmektedir. Jeotermal enerji santralleri, jeotermal rezervuardan çıkarılan akışkanların ısı enerjisinden faydalanılarak, buhar türbinleri vasıtasıyla mekanik enerji üretilmesine olanak sağlar. Jeotermal sahalarda kurulan sistemler ile genellikle çift fazlı jeotermal akışkanlar, ayırıcılar vasıtasıyla sıvı ve buhar fazlarına ayrıştırılır. Jeotermal su buharının taşıdığı enerji, sırasıyla mekanik ve elektrik enerjisine dönüştürülür. Ayırıcılardan elde edilen jeotermal sıvı ise içerisinde halâ kullanılabilir enerji barındırdığından dolayı elektrik üretimi amacıyla bir ORC için ısı kaynağı olarak kullanılabilir.

Biyokütle sentez gazından hidrojen üretimine entegre edilecek güç çevrimi için önerilen hibrit sistemin, bölgesel atık miktarları dikkate alınarak Manisa bölgesinde 165 °C sıcaklık ve 716,944 kg/s kütleli debideki jeotermal rezervuar değerlerine sahip olan bir saha üzerinde kurulması planlanmıştır. Sistemin blok akış şeması Şekil 6.9'da gösterilmiştir. Jeotermal sistemlere entegre edilebilen ve düşük ısı değerindeki kaynaklar ile geleneksel buharlı Rankine çevrimine göre daha verimli bir şekilde elektrik üretimi sağlayan organik Rankine çevrim (ORC) sistemleri, hidrojen üretim prosesi için de kolay entegre olabilecek bir güç sistemi olarak düşünülmüştür. Sistem içerisinde sentez gazından hidrojen üretimi ve bu prosese entegre ORC-1 güç sistemi bulunmaktadır. Bununla birlikte, konvansiyonel Rankine ve organik Rankine (ORC-2) çevrimlerinden oluşan jeotermal kaynaklı güç sistemi de ilave edilmiştir. Önerilen hibrit sistemde hidrojen üretim prosesinin içerisinde yer alan ORC-1 ile hidrojen gazı üretimi için gerekli enerjinin bir kısmı karşılanabilirken, jeotermal kaynaklı sistemde bulunan konvansiyonel buhar türbini ve ORC-2 sistemi ile ihtiyaç duyulan enerjinin geri kalanı ve fazlası üretilebilmektedir. ORC-1 sistemi, hidrojen üretim sistemine sülfür giderim, WGS ve kompresör üniteleri çıkışlarındaki akımların sahip oldukları ısı enerjiden yararlanılarak entegre edilmiştir. Konvansiyonel Rankine çevrimi ve ORC-2'de ise jeotermal kaynak enerjisinden yararlanılmıştır. Jeotermal destekli buharlı Rankine ve organik Rankine güç çevrimlerinin proses akış şeması Şekil 6.10'da gösterilmiştir.



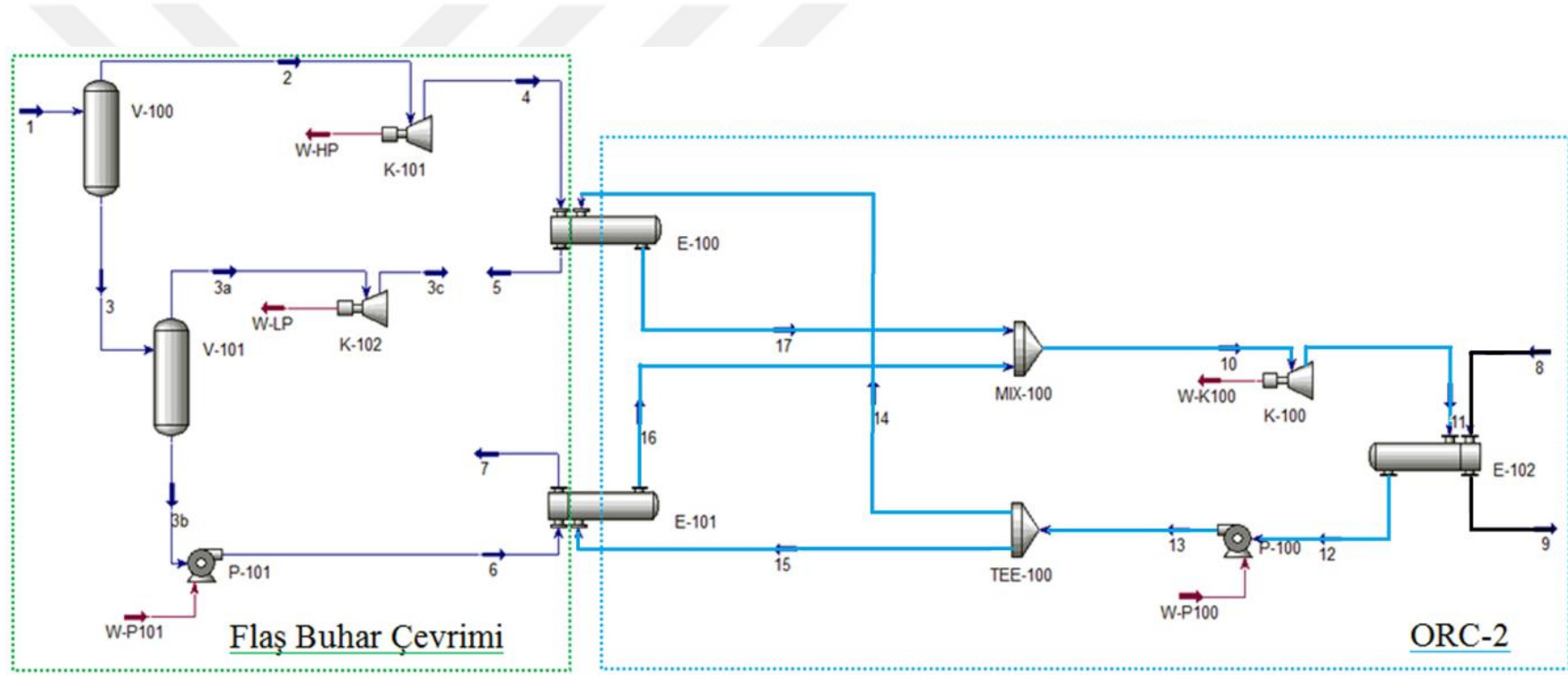
Şekil 6.9: Jeotermal destekli entegre hidrojen ve güç üretim sistemi blok akış şeması



Şekil 6.10: Jeotermal destekli güç üretim modeli proses akış şeması

Jeotermal destekli güç üretim modelinde kullanılan ORC-2 sistemi için kullanılabilir farklı çalışma akışkanları üzerinde incelemeler yapılmıştır. Organik akışkanlar içerisinde R134a, izo-pentan, n-pentan, R245fa başta olmak üzere çok çeşitli iş akışkanları kullanılabilir. Sistemin çalışma koşullarına bağlı olarak yapılan bilgisayar destekli benzetimi sayesinde ORC çalışma sıvısı olabilecek farklı akışkanların karşılaştırılarak sistem için daha uygun akışkanın belirlenmesi, ısı enerjisi verimi, net güç çıkışı ve yüksek bir performans açısından avantaj sağlamıştır. Jeotermal destekli güç üretim modelinin benzetim ekran görüntüsü Şekil 6.11'de gösterilmiştir.

Jeotermal güç modeli, bölgede bulunan jeotermal rezervuar potansiyeline bağlı olarak açılmış olan altı adet üretim kuyusu verileri temelinde tasarlanmıştır. Üretim kuyularına ilişkin kuyu başı sıcaklık (T), basınç (P) ve debi (\dot{m}) değerleri Çizelge 6.6'da verilmiştir. Kuyulardan çekilen jeotermal akışkan içerisinde bulunan yoğunlaştırulamaz gazlar ihmal edilmiş ve jeotermal akışkan olarak kabul edilmiştir.



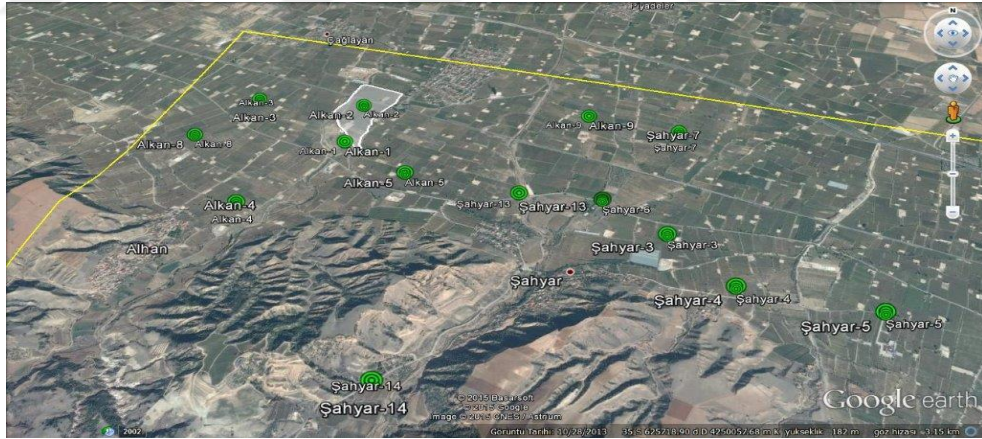
Ekipman	Ekipman Tanımı	Ekipman	Ekipman Tanımı
<i>V-100</i>	YB Ayrıştırıcı (YB Separatörü)	<i>K-100</i>	ORC-2 Türbin (Expander)
<i>V-101</i>	AB Ayrıştırıcı (AB Separatörü)	<i>K-101</i>	Rankine Çevrimi - YB Türbinİ
<i>P-100</i>	R-134a Besleme Pompası	<i>K-102</i>	Rankine Çevrimi - AB Türbinİ
<i>P-101</i>	Jeotermal Sıvı Enjeksiyon Pompası	<i>E-100</i>	Isı değiştirici (ORC-2 Buharlaştırıcı)
<i>Mix-100</i>	Karıştırıcı	<i>E-101</i>	Isı değiştirici (ORC-2 Buharlaştırıcı)
<i>Tee-100</i>	Akım Ayırıcı	<i>E-102</i>	Isı değiştirici (ORC-2 Kondenser)

Şekil 6.11: ORC-2 entegre jeotermal kaynaklı güç üretim modeli benzetim ekran görüntüsü ve ekipman tanımları

Çizelge 6.6: Jeotermal üretim kuyularının kuyu başı değerleri [10]

Kuyu Numarası	m: Kütleli Debi (kg/s)	T: Sıcaklık (°C)	P: Basınç (bar)
A1	121,67	165	14,3
A2	73,06	165	15,2
A3	141,90	165	13,1
A4	132,78	165	26,1
A5	141,90	165	15,2
A6	105,56	165	15,2
Toplam	716,90	T_{ort} = 165	P_{ort} = 16,52

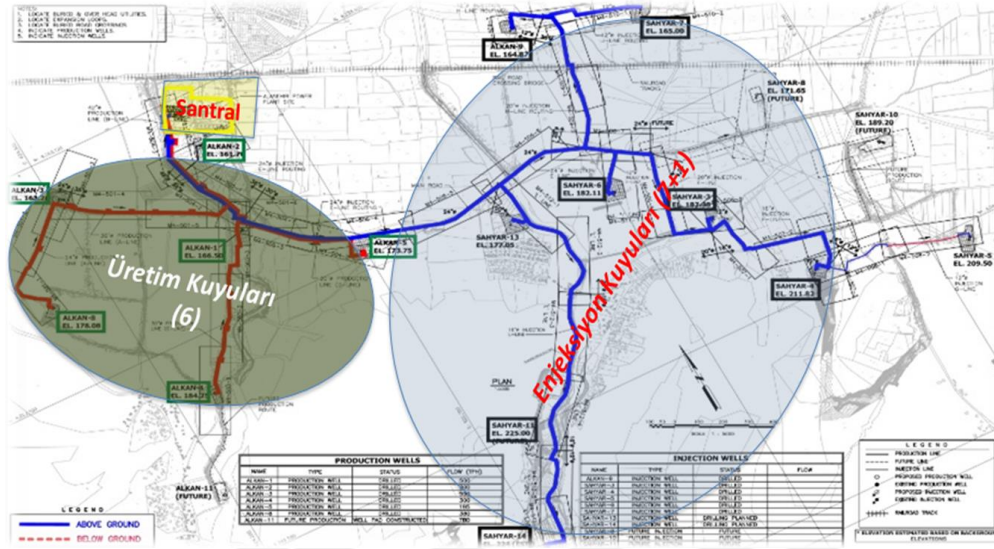
Modellenen jeotermal enerji santrali için kullanılan üretim kuyuları, Manisa'nın Alaşehir ilçesi Piyadeler Köyü bölgesindedir (Şekil 6.12). Zorlu Jeotermal Enerji Elektrik Üretimi A.Ş. tarafından bölgede açılmış, referans alınan kuyuların kullanılmasıyla 45 MW kurulu güce sahip bir enerji santrali işletilmektedir. İlk olarak 12 Eylül 2015 tarihinde 33,73MWe kapasite ile elektrik üretimine başlanmış, daha sonraki tarihlerde 11,27 MWe kapasiteli ikinci faz da devreye alınarak tesiste toplam kapasite 45 MWe değerine çıkarılmıştır. Ayrıca, sondaj çalışmaları devam eden üretim kuyularının tamamlanmasıyla 20 MW güç kapasiteli bir diğer ünitenin devreye alınması da planlanmaktadır. Görüldüğü gibi bölgede bulunan jeotermal rezervuar elektrik üretimi açısından oldukça elverişlidir.



Şekil 6.12: Jeotermal santral lokasyonu Alaşehir ilçesi Piyadeler Köyü Mevkii [10]

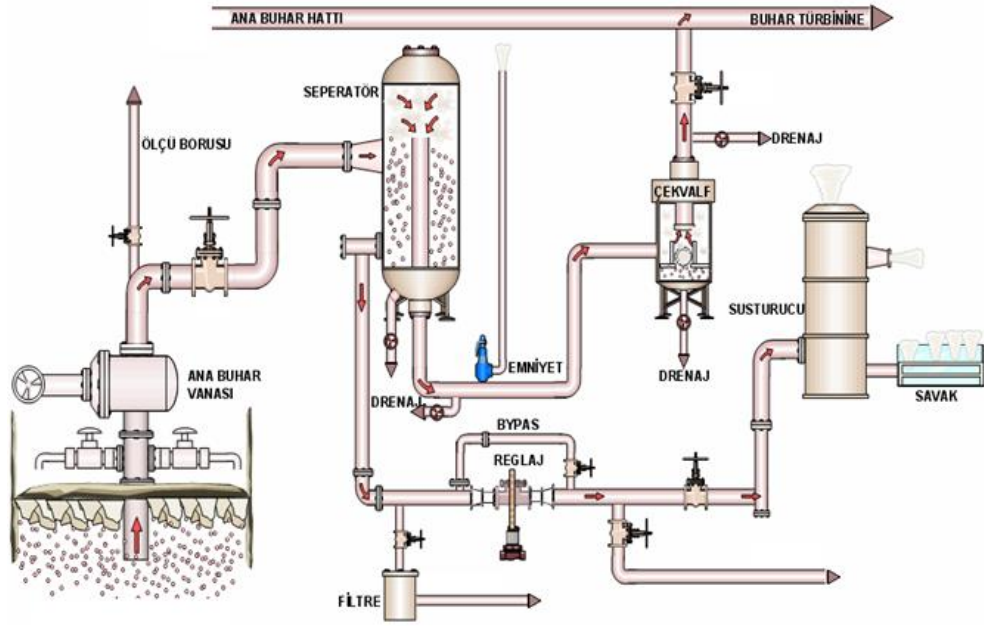
Sahada bulunan üretim kuyularının sondaj derinlikleri 1130-1700 metre arasında, enjeksiyon kuyuları sondaj derinlikleri ise 1.120-1.950 metre arasındadır. Toplam 45 MW kurulu güce sahip tesis 64.000 m² alan üzerine kurulmuştur. Santralin batı ve güneyinde 4,2 km'lik bir hat boyunca uzanan toplam 6 adet faal üretim kuyusu

bulunmaktadır. Üretim kuyularından toplam 2.380 t/h jeotermal akışkan üretimi yapılmaktadır. Santralin doğusunda 8,4 km'lik hat ile toplam sekiz adet re-enjeksiyon kuyusu bulunmaktadır. Toplam Re-enjeksiyon debisi ise yaklaşık olarak 2.000 t/h'tir. Üretim-enjeksiyon hat ve kuyu yerleşimleri Şekil 6.13'te olduğu gibidir.



Şekil 6.13: Üretim – Enjeksiyon Hat ve Kuyu yerleşimi planı [10]

Aşağıdaki Şekil 6.14'te jeotermal akışkanın yer yüzeyine çıkarıldığı üretim kuyusu ve separatörlerden oluşan ayırıcı ünitesi görülmektedir. Sondaj ile elde edilen ve toplanan jeotermal akışkanlar, boru hatları vasıtasıyla separatörlere taşınır. Çift fazlı jeotermal akışkanlar separatörlerde filtre edilerek sıvı ve buhar fazlarına ayrıştırılır. Separatörlerden elde edilen kuru su buharı güç üretmek amacıyla bir Rankine çevrimine beslenmektedir. Türbinde genişleyen ve belirli sıcaklık, basınç değerinde olan jeotermal akışkan, sahip olduğu enerjiden yararlanılmak üzere bir organik Rankine çevriminde ısı kaynağı olarak tekrar kullanıldıktan sonra re-enjeksiyon kuyuları vasıtasıyla rezervuara basılmaktadır. Böylece, buhar türbini egzozu ile atılan ısı ORC ile faydalı işe dönüştürülerek geri kazanılmış olur. Ayrıca, separatörlerde ayrıştırılan sıvı fazlı jeotermal akışkan da bir diğer ısı değiştiricinin kullanılması ile ORC sisteminin ısıl kaynağını oluşturduktan sonra re-enjeksiyon pompaları vasıtasıyla rezervuara gönderilir. Böylece, ek bir ısıtmaya gerek olmaksızın buhar ve sıvı fazlı jeotermal akımların enerjisi kullanılarak elektrik enerjisi üretilebilmektedir.

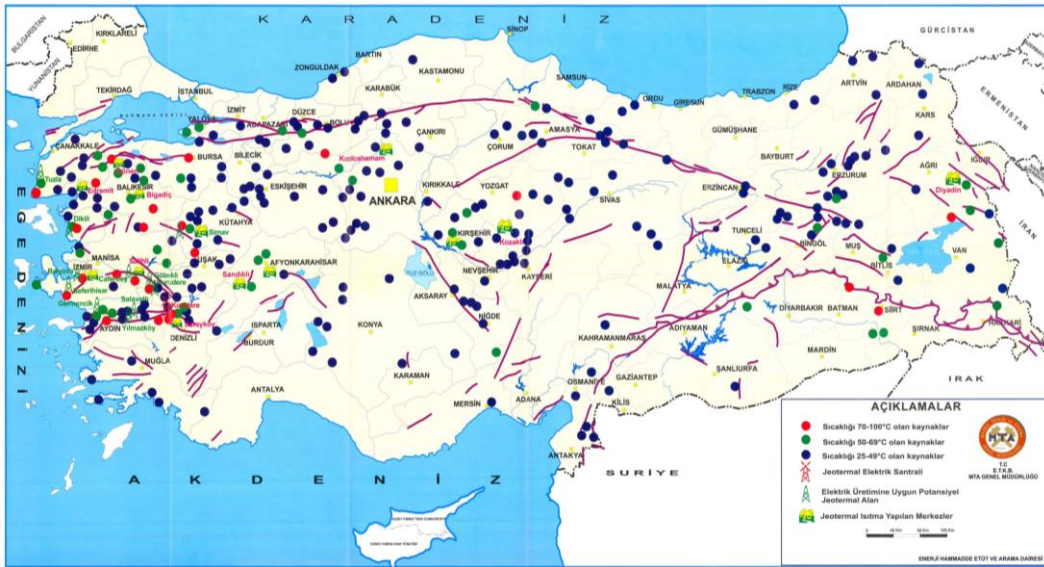


Şekil 6.14: Kuyu başı boru hattı ve ayırıcı ünitesi görünümü [10]

Sondaj kuyuları vasıtasıyla jeotermal rezervuardan toplanan çift fazlı jeotermal akışkanlar modellenen sistemde ilk önce ayırma ünitesi olarak isimlendirilen separatorlere yönlendirilir. Modellenen güç sisteminde yüksek basınç ve alçak basınç olmak üzere iki adet separator (YBS ve ABS) ve bunlardan elde edilen buharların genişletilerek mekanik işin elde edildiği yine yüksek ve alçak basınç olmak üzere iki adet buhar türbini (YBT ve ABT) kullanılmıştır. Alçak basınç separatorünün (ABS) alt kademesinden ayrıışan sıvı akışkan, re-enjeksiyon pompaları kullanılarak basınçlandırılır ve diğer enjeksiyon akımları ile birleştirilerek re-enjeksiyon kuyuları aracılığıyla tekrar rezervuara gönderilir. Bu sayede jeotermal rezervuarın bir enerji kaynağı olarak sürdürülebilirliği de sağlanmış olur. Fakat sistemde ayırma ünitesinde ayrıştırılan ve bünyesinde hâlen belli miktarda ısı enerjisinin bulunmasından dolayı jeotermal sıvı akımı, tekrar rezervuara re-enjekte edilmeden önce, entegre edilen ORC-2 sisteminde kullanılan bir evaporatörden (buharlaştırıcı) geçirilerek ORC çalışma akışkanının buharlaştırılması sağlanır. Aynı zamanda, yüksek basınçlı türbin egzozundan çıkan jeotermal akışkan da, ORC-2 sisteminde bulunan diğer bir evaporatör aracılığıyla enerjisinin bir kısmını organik çalışma akışkanına aktardıktan sonra re-enjeksiyon kuyularına gönderilmektedir. Jeotermal atık ısısından faydalanarak gaz faza geçen ORC akışkanının enerjisi organik Rankine güç çevrimi vasıtasıyla faydalı işe dönüştürülmüş olur.

Jeotermal enerji potansiyeli:

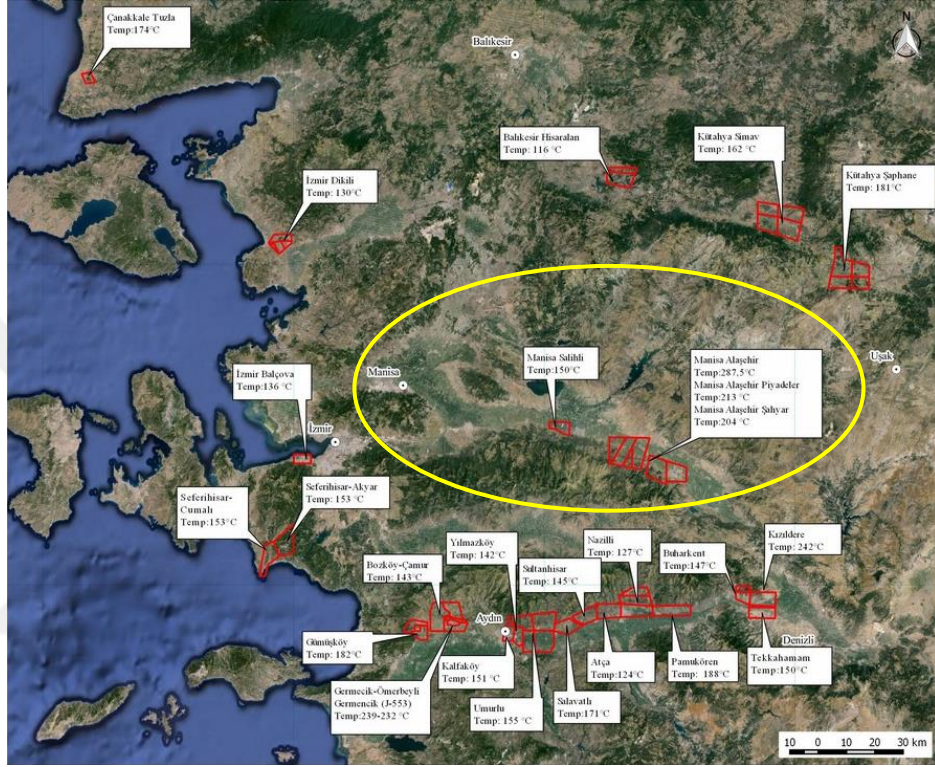
Bireysel, merkezi, sera ve havuz ısıtmasının yanında ısı pompası kaynağı olarak direkt kullanım potansiyeli ile birlikte elektrik üretimine uygun kullanımı da dâhil ülkemizin teorik jeotermal enerji potansiyeli 31,5 GW'tır. Bu enerjinin yaklaşık %78'i Batı Anadolu bölgesinde yer almakta ve kaynakların %90'ı düşük-orta sıcaklıklı olup sadece %10'luk bir kısmından elektrik enerjisi üretilebilmektedir [11]. Ülkemiz elektrik dışı doğrudan jeotermal kaynakların kullanımında Çin, ABD, İsveç ve İzlanda ile birlikte dünyadaki ilk 5 ülke içerisinde yer almaktadır. 2017 yılı Kasım sonu itibarı ile özel sektör tarafından yapılan çalışmalar ve MTA tarafından ülkemizde açılan 618 adet, 392.000 metre sondajlı arama çalışmaları vasıtasıyla jeotermal ısı kapasitesi (görünür ısı miktarı) 15.500 MW_{th}'e ulaşmıştır. Aşağıda MTA tarafından yayımlanan Türkiye'nin jeotermal enerji potansiyeline ilişkin ilgili enerji haritaları verilmiştir. Şekil 6.15'de görüleceği üzere jeotermal enerji kaynakları, ülkemizin daha çok Batı Anadolu bölgesinde yoğunlaşmış olup jeotermal kaynaklı elektrik üretim uygulamaları da yoğunluklu olarak bu bölgede yer almıştır [12].



Şekil 6.15: Türkiye jeotermal kaynaklar dağılımı ve uygulama haritası [13]

2017 yılı Kasım ayı itibarıyla elektrik üretiminde kurulu güç 1.052 MW_e'tir. Bu rakamın, kurulumu devam eden, üretim lisansı alan, ön lisans alan ve proje aşamasında olan santrallerle birlikte yakın gelecekte 1984 MW_e olması

beklenmektedir. Bu bakımdan ülkemizde elektrik üretimine uygun jeotermal alanların değerlendirilmesi oldukça önemlidir. Jeotermal kaynaklı elektrik sahaları Şekil 6.16 ile verilen haritada gösterilmiştir. Ülkemizde elektrik üretimine uygun jeotermal kaynakların Batı Anadolu'da yoğunlaştığı açıktır. Ayrıca bugüne kadar yapılan çalışmalarda çıkartılan en sıcak jeotermal kaynak Manisa'nın Alaşehir ilçesinde 287,5 °C sıcaklık değerinde gerçekleşmiştir [11,12].



Şekil 6.16: Jeotermal kaynaklı elektrik sahaları [13]

Çalışma kapsamında modellenen entegre hidrojen ve güç üretim sistemi için belirlenen ve Batı Anadolu'da bulunan Manisa bölgesi, ülkemizde jeotermal enerji bakımından zengin kaynaklara sahiptir (Şekil 6.16). Bu bölgede bulunan jeotermal enerji potansiyeli sebebiyle hâlihazırda 10 adet elektrik santrali ile toplamda 221 MW_e güç üretimi gerçekleştirilmektedir. Ayrıca, yakın gelecekte lisansı ve ön lisansı alınan projeler ile birlikte bu bölgede jeotermal kaynaklı santrallerin ve dolayısıyla ulaşılacak elektrik üretim miktarının daha da artması muhtemeldir [12,14]. Bu temelde, Manisa'nın Alaşehir ilçesinde açılmış gerçek jeotermal üretim kuyuları verileri kullanılarak hidrojen üretimine entegre jeotermal destekli bir güç üretim sistemi modellenmiş ve bilgisayar destekli olarak incelenmiştir.

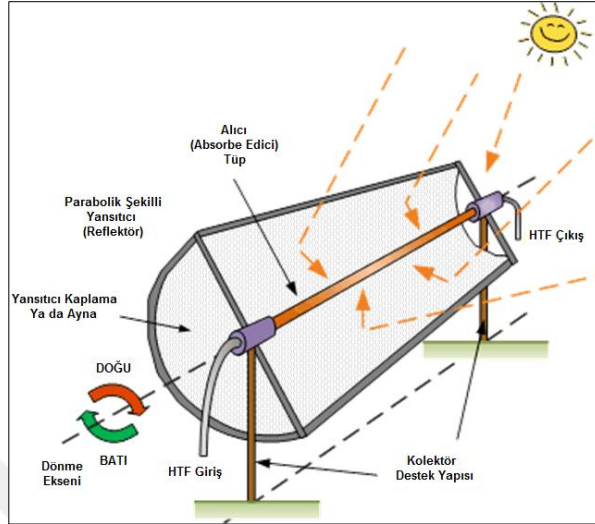
6.4 Güneş Destekli Güç Üretim Modeli

Hidrojen üretim prosesinin ihtiyaç duyduğu enerjinin jeotermal destekli güç sisteminde olduğu gibi üretilmesi amacıyla aynı konumda alternatif olarak güneş destekli bir güç sistemi modellenmiştir. Güneş destekli hidrojen ve güç üretim modelinde, biyokütleden elde edilmiş sentez gazından hidrojen üretilmesi ve bu proses için gerekli olan enerjinin güneş kaynaklı entegre bir güç üretim sisteminden karşılanması amacıyla simülasyon ve modelleme çalışması yapılarak, hidrojen ve güç üretiminin bir arada sağlandığı düşük CO₂ emisyonlu hibrit bir sistemin yapılabilirliği araştırılmıştır. Ayrıca, enerji ve ekserji analizi kapsamında sistemin yüksek saflıkta hidrojen üretim miktarı, güç üretimi ve toplam ekserji verimliliği incelenmiştir.

Çalışmada önerilen güneş destekli güç üretim sistemi, yoğunlaştırılmış güneş enerjisi (CSP) teknolojileri içerisinde yer alan parabolik oluk kolektörlerinden oluşan, orta sıcaklık çalışma koşulundaki bir CSP sistemine, bir organik Rankine çevrimi entegre edilerek modellenmiştir. Böylece, güneşten elde edilen ısı enerjinin mekanik ve elektrik enerjisine dönüştürülmesi hedeflenmiştir. Jeotermal destekli güç sisteminde olduğu gibi güneş destekli güç üretim modelinde de hidrojen üretim prosesinin ihtiyaç duyduğu tüm elektrik ihtiyacının karşılanması ve fazladan elektrik üretilmesi hedeflenmiştir.

Güneş enerjisi temizleme, kurutma, buharlaştırma, damıtma, pastörizasyon, sterilizasyon, pişirme gibi endüstriyel proses ısısının sağlanması ya da havalandırma ve klima sistemleri gibi diğer endüstriyel uygulamaların yanında güç üretiminde de kullanılmaktadır. Orta-yüksek sıcaklıklı güneş enerji sistemleri ile güç üretiminde sıkça kullanılan teknolojilerin başında parabolik oluk kolektörleri (PTC) gelmektedir. Parabolik oluk teknolojisinde kullanılan temel bileşenler parabolik yansıtıcılar, absorbe edici (alıcı) borular, destek yapıları, tek eksenli bir takip sistemi ve akışkanın taşınmasının sağlayan bir boru sistemidir. Parabolik şekilli reflektörler (yansıtıcılar), güneş ışınları ile gelen radyasyonu, odaklanan bir çizgiye yansıtmak ve yoğunlaştırmak için kullanılmaktadır. Yansıtılan ışın radyasyonunu yakalamak ve tutmak için yansıtıcıların odak çizgisi boyunca bir metal boru (alıcı tüp)

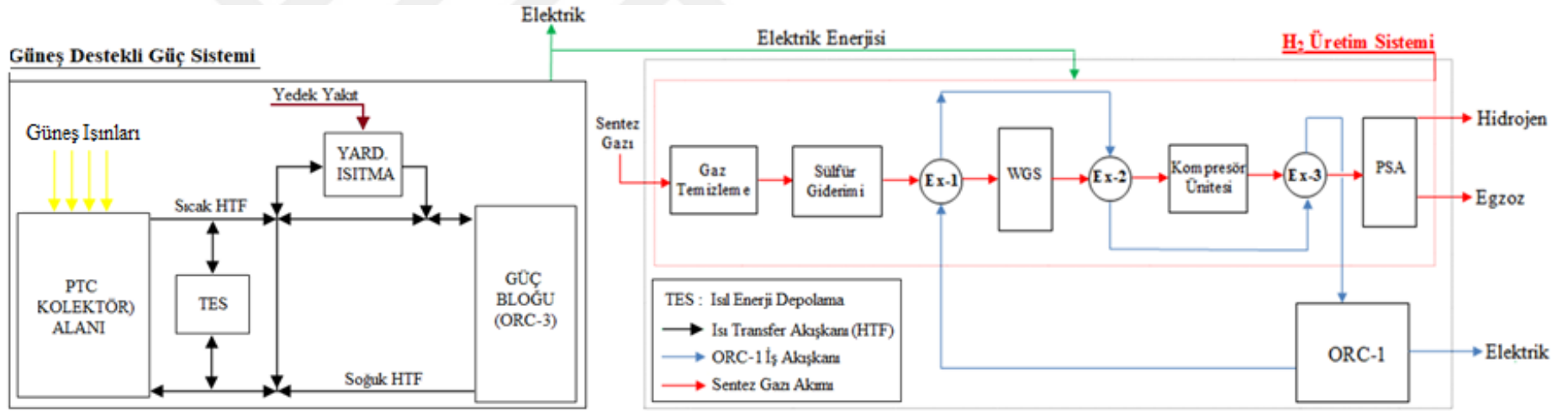
yerleştirilmiştir. Odak çizgisi boyunca uzanan metal boru, ısı radyasyonu emilimini ve ısı verimi arttırmak için siyah bir malzeme ile kaplanmış ve çevreye yayılan ısı kayıplarının azaltılması için vakumlanmış cam bir tüp ile kapatılmıştır. Şekil 6.17’de bir PTC biriminin temel yapısı gösterilmiştir.



Şekil 6.17: Parabolik oluk kolektör (PTC) biriminin temel yapısı [15]

Yoğunlaştırıcı güneş sistemleri içerisinde parabolik oluk kolektörü teknolojisi ticari boyutta ilk olarak 1980 yılında Güney Kaliforniya'daki Mojave Çölü'nde uygulanmıştır. Toplamda dokuz üniteden oluşan tesis 354 MW kurulu güce sahiptir. Bu sebeple, parabolik oluk tabanlı CSP sistemleri, diğer CSP tesisleri arasında en gelişmiş ve ticari olarak kanıtlanmış teknoloji olarak kabul edilmektedir (Kalogirou, 2009). PTC sistemleri 290-550 °C arasında çalışma sıcaklıklarında işletilebilmektedir. Isı transfer sıvısı olarak çalışma sıcaklığına dayanıklı akışkanlar kullanılmaktadır. Parabolik güneş kolektörleri, ısı enerjisinin depolandığı sistemlerle kolayca entegre edilebildiği gibi tam yük çalışma saatlerini uzatmak için yardımcı bir kaynak olarak farklı yakıtların kullanıldığı yedekleme sistemleri ile de hibritlenebilir. PTC bazlı CSP tesislerinin verimi % 14-20 arasında değişmektedir (Kuravi, 2013).

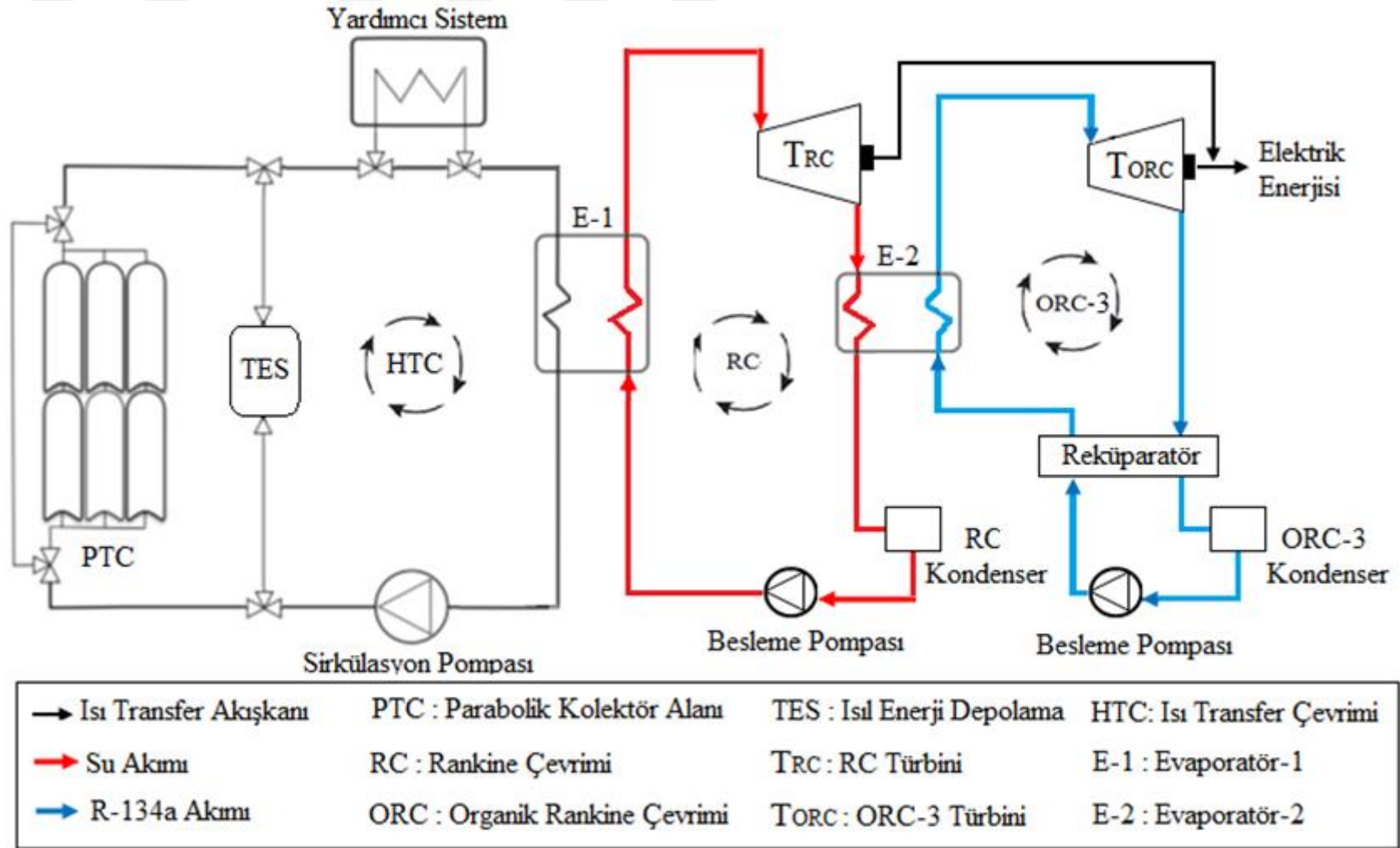
Biyokütle tabanlı sentez gazından hidrojen üretim prosesine entegre edilecek güç çevrimi için önerilen hibrit sistemin, bölgesel atık miktarları dikkate alınarak Manisa bölgesinde toplamda yıllık 2.840 saat güneşlenme süresi ve 1.486 kWh/m² ortalama radyasyon değerine sahip olan bir saha üzerinde kurulması planlanmıştır. Hibrit sistemin blok akış şeması Şekil 6.18’de gösterilmiştir.



Şekil 6.18: Güneş destekli entegre hidrojen ve güç üretim sistemi blok akış şeması

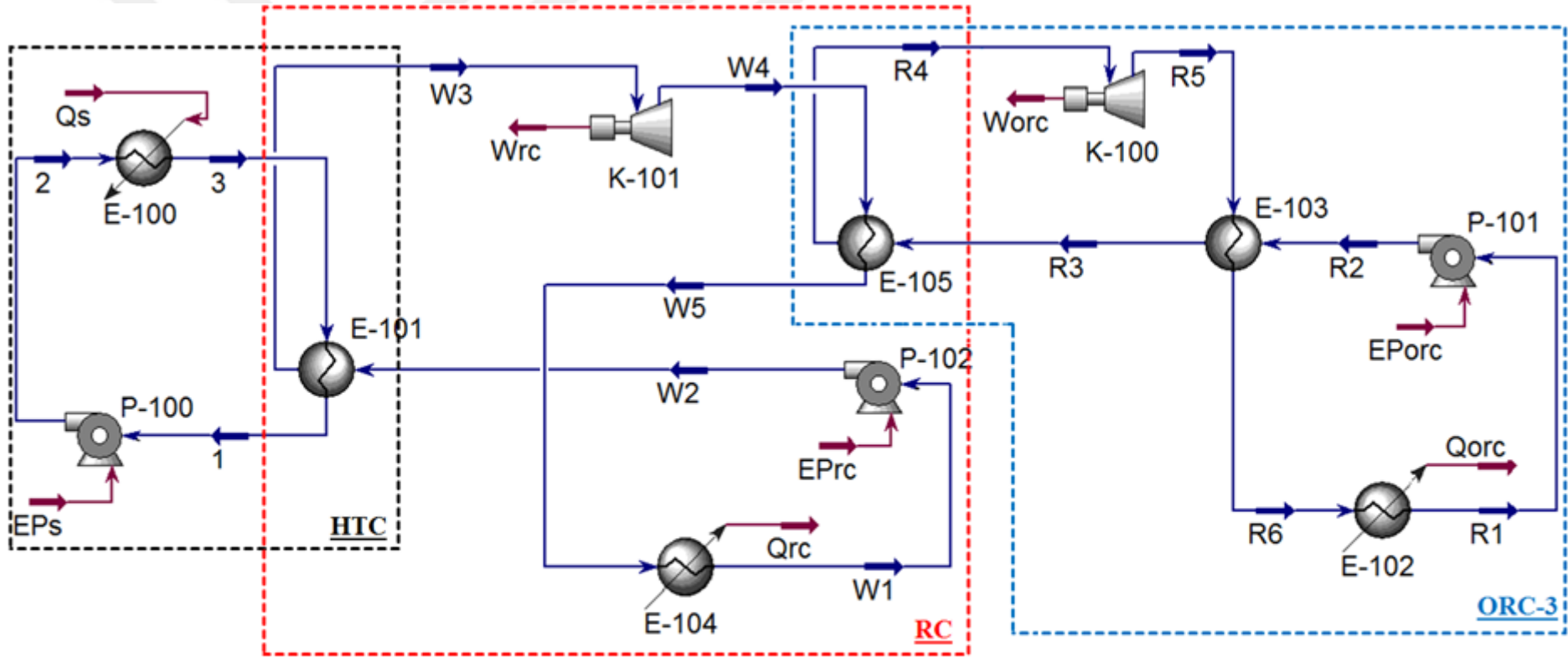
Blok akış şemasında (Şekil 6.18) görüldüğü gibi PTC güneş alanı, ısı enerjisi depolama (TES) ünitesi ve güç bloğu olmak üzere üç ana alt sistemden oluşmaktadır. Hidrojen üretim prosesine entegre edilen güneş destekli güç üretim modelinin ayrıntılı görünümü Şekil 6.19'da verilmiştir. Güneşten gelen enerjinin ısı enerjisi olarak tutulduğu ve güneş tarlası olarak adlandırılan kısım, güneş ışını radyasyonunu alıcı borulara yoğunlaştıran çok sayıda parabolik oluk kolektör (PTC) sistemlerinden oluşmaktadır. Yoğunlaştırılan güneş ışınımı, alıcılardan akan bir ısı transfer akışkanı (HTF) tarafından absorbe edilerek ısı enerjisi üretilmektedir. HTF'de absorbe edilen ısı enerjisi, elektrik enerjisi üretimi için kullanılmak üzere entegre edilen güç çevrimine aktarılmaktadır.

Geleneksel sistemlerde, ısı enerjisinin sırasıyla mekanik ve elektrik enerjisine dönüştürülmesi için genellikle buharlı güç sistemlerinin ideal çevrimi olan Rankine çevrimi (RC) kullanılmaktadır. Çalışma kapsamında modellenen güneş destekli güç sistemi de çalışma akışkanı olarak su yerine organik bir akışkanın kullanıldığı bir ORC ile entegre şekilde Rankine çevrimi prensibiyle çalışmaktadır. Entegre sistemin güç bloğu, bir ısı eşanjörü (E-1) kullanılarak güneş enerjisini absorbe eden ısı transfer akışkanı ile Rankine çevrimi çalışma sıvısının (suyun) buharlaştırılmasını sağlayacak şekilde yapılandırılmıştır. Elde edilen kızgın su buharının Rankine çevriminde bir buhar türbininde genişletilmesi sonucunda mekanik iş üretilmektedir. Buhar türbininde genişleyip düşük bir basınca gelen su buharı, Rankine çevriminde kondensere gönderilmeden önce yine bir ısı değiştiricisinden geçirilerek entegre edilen ORC-3 çalışma akışkanının (R-134a) buharlaştırılması sağlanır. Sonrasında sıvı-buhar karışımındaki su akımı kondenserde tamamen sıvı faza indirgenip pompa vasıtasıyla tekrar çevrime beslenmektedir. Elde edilen R-134a gazının ORC-3 türbininde genişletilmesi ile yine mekanik iş üretilmektedir. ORC çalışma sıvısı ilk olarak bir reküperatör vasıtasıyla ön ısıtıldıktan sonra buharlaştırıcıda (E-2) ısıtılmaktadır. Bu ısıtma işlemleri sonucunda, ORC çalışma sıvısı düşük sıcaklıktaki sıvı fazından yüksek sıcaklıkta süperkritik gaz haline geçmektedir. Sonrasında R-134a gazı bir kondenserde sıvılaştırılarak bir pompa vasıtasıyla tekrar çevrime beslenmektedir.



Şekil 6.19: Güneş destekli güç üretim modeli proses akış şeması

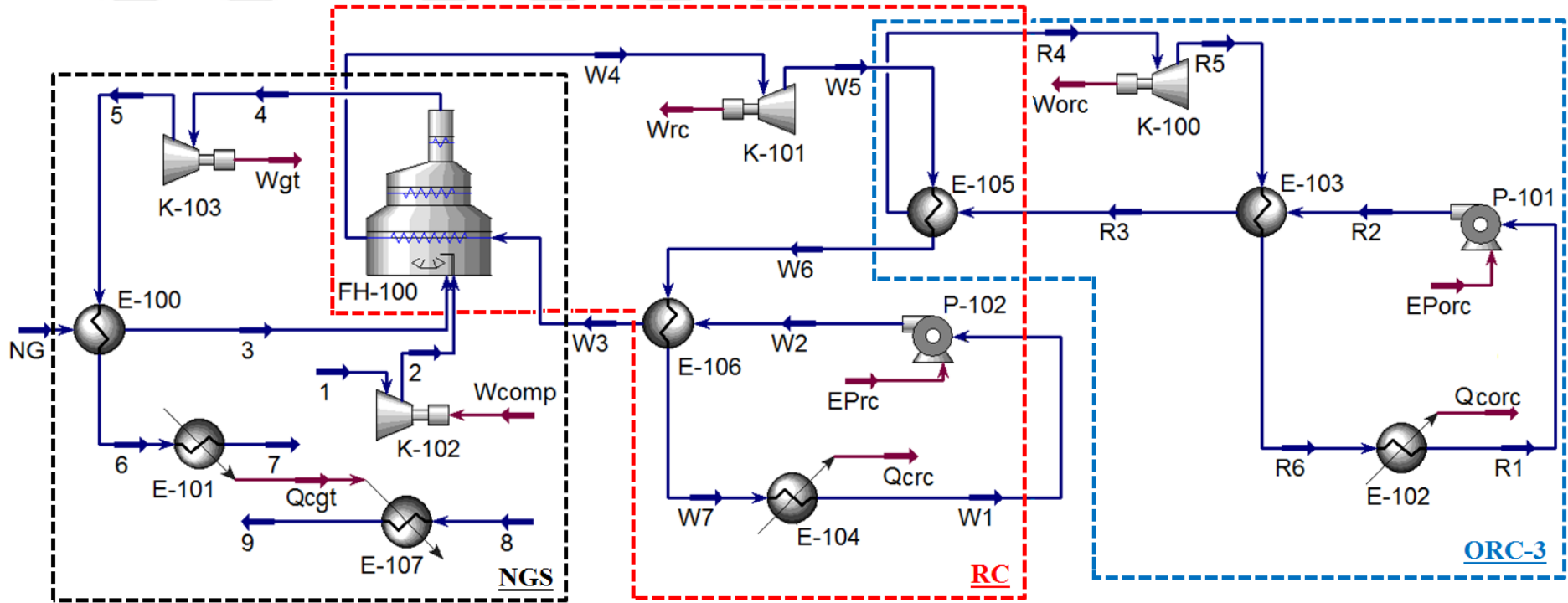
İlgili bölgedeki güneş enerjisi potansiyelinin yeterli, yetersiz olması ya da hiç bulunmaması durumlarına göre modellenen sistem farklı şekillerde çalıştırılabilir. Fosil yakıtlı bir yedekleme sistemi kullanılmadan, sistemin sürekli enerji üretimini gece veya bulutlu bir günde de sağlamak amacıyla bir ısı enerji depolama sistemi (TES) dâhil edilebilmektedir. TES, PTC güneş alanı ile güç bloğu arasında bulunmakta ve sıcak ve soğuk depo olmak üzere iki tanktan oluşmaktadır. Sıcak depolama tankı, güneş ışınımının mevcut olduğu süre içerisinde PTC güneş alanından gelen enerjiye bağlı olarak yüksek sıcaklıkta enerji depolamak için kullanılmıştır. Sürekli elektrik üretiminin sağlanması amacıyla depolanan bu ısı enerjisi geceleri ya da güneş radyasyonunun bulutlanma sebebiyle kullanılmadığı süreçlerde, güç bloğuna beslenebilmektedir. Güç bloğunda kullanılan ısı değiştiricilerden geçtikten sonra enerjisi azalan ve sıcaklığı düşürülen HTF, daha sonra soğuk enerji depolama tankında toplanmaktadır. Güneş destekli güç üretim modelinin benzetim ekran görüntüsü Şekil 6.20’de verilmiştir.



Ekipman	Ekipman Tanımı	Ekipman	Ekipman Tanımı	Ekipman	Ekipman Tanımı
<i>P-100</i>	HTF Besleme Pompası	<i>E-101</i>	Evaporatör-1 (PTC-RC)	<i>E-105</i>	Evaporatör-2 (RC-ORC)
<i>P-101</i>	R-134a Besleme Pompası	<i>E-102</i>	ORC-3 Kondenser	<i>E-106</i>	RC Reküparatör
<i>P-102</i>	Su Besleme Pompası	<i>E-103</i>	ORC-3 Reküparatör	<i>K-100</i>	ORC-3 Türbini (Expander)
<i>E-100</i>	PTC Isıtıcı	<i>E-104</i>	RC Kondenser	<i>K-101</i>	RC Türbini

Şekil 6.20: RC ve ORC-3 entegre güneş destekli güç üretim modelinin benzetim ekran görüntüsü ve ekipman tanımları

Çalışma kapsamında modellenen hibrit sistemlerin Türkiye, Manisa'da aynı bölgede birlikte kurulması planlanmış ve güneşten gelen radyasyon miktarı normal ışınım değerleri, ortam sıcaklığı, bağıl nem ve rüzgâr hızı dikkate alınarak ölçülen meteorolojik veriler temelinde Türkiye Yenilenebilir Enerji Genel Müdürlüğünün (YEGM) hazırlamış olduğu Türkiye Güneş Enerjisi Potansiyeli Atlasından (GEPA) temin edilmiştir. Hidrojen üretim sürecinin yıllık 7.200 saatlik çalışma süresi temel alındığında, ihtiyaç duyulan elektrik enerjisinin, yılda 2.840 saatlik güneşlenme süresine sahip olan bölgeden karşılanabilmesi hedeflenmiştir. Ayrıca, gerekli enerjinin güneşlenmenin olmadığı yılın diğer saatleri için de TES sistemi ile depolanan güneş enerjisinden ya da kullanılacak doğalgaz yakıtlı harici bir sistemden karşılanması amaçlanmıştır. Bu amaçla modellenen doğalgazlı yardımcı bir yakma sisteminin benzetim ekran görüntüsü Şekil 6.21'de gösterilmiştir.



Ekipman	Ekipman Tanımı	Ekipman	Ekipman Tanımı	Ekipman	Ekipman Tanımı
<i>FH-100</i>	Evaporatör-1 (Doğalgaz Yakıcı)	<i>K-102</i>	NGS Kompresör	<i>E-103</i>	ORC-3 Reküperatör
<i>P-101</i>	R-134a Besleme Pompası	<i>K-103</i>	NGS Türbinİ (GT)	<i>E-104</i>	RC Kondenser
<i>P-102</i>	Su Besleme Pompası	<i>E-100</i>	Isı değiştirici (NG Ön ısıtma)	<i>E-105</i>	Evaporatör-2 (RC-ORC)
<i>K-100</i>	ORC-3 Türbini (Expander)	<i>E-101</i>	NGS Soğutucu (Baca gazı)	<i>E-106</i>	RC Reküperatör
<i>K-101</i>	RC Türbini	<i>E-102</i>	ORC-3 Kondenser	<i>E-107</i>	NGS Isıtıcı (Kullanım Suyu)

Şekil 6.21: RC ve ORC-3 entegre doğalgazlı güç üretim modelinin benzetim ekran görüntüsü ve ekipman tanımları

Modellenen CSP sisteminin verimli çalışması için uygun bir ısı transfer akışkanının (HTF) seçilmesi oldukça önemlidir. HTF'nin dolaştığı sistem donanımları genellikle 0-300 °C arasında değişen çalışma sıcaklıklarına maruz kalırlar. Doğrusal uzanan bir boru boyunca yoğunlaştırma sağlayan PTC sistemlerinde genellikle kullanılan termal yağlar, su, glikol-su karışımı ve tuz çözeltileri gibi ısı transfer akışkanlarının uygun çalışma parametrelerinin belirlenmesi için dikkate alınan kıstaslar aşağıdaki gibidir;

- Düşük buharlaşma basıncı ve minimum basınç düşüşü
- Düşük sıcaklık değerlerinde yüksek akışkanlık özelliği,
- 500 °C 'in üzerinde yüksek yanma noktası ve yoğunluk değeri,
- 300 °C ve üzerindeki yüksek sıcaklıklarda sürekli olarak çalışabilme.

Güneş destekli modellenen CSP sisteminde ısı transfer çevrimi, Rankine çevrimi ve organik Rankine güç çevrimi olmak üzere üç kapalı çevrim bulunmaktadır. Isı transfer çevriminde (HTC, Şekil 6.15'te siyah renkli gösterim), ısı transfer akışkanı olarak kullanılan **Therminol-55** ve çeşitli kullanılabilir sıvılara ait termodinamik özellikler Çizelge 6.7'de verilmiştir. Bu çevrimin başlıca iki amacı vardır;

- Birincisi, yoğunlaştırıcı kolektörler vasıtasıyla güneş ışınları ile gelen enerjinin tutularak ısı enerjisi oluşturmak ve bu ısı enerjisini kullanılan bir ısı değiştiricisinde (evaporatörde) RC çalışma sıvısına aktarmaktır.
- İkinci amaç ise ısı transfer akışkanına kazandırılan ısıl enerjinin bir kısmını izole edilmiş tanklarda depolamaktır. Böylece, bu depolanan ısıl enerji miktarınca, güneş ışınlarının uygun olmadığı zamanlarda güç bloğu için gerekli ısı kaynağı sağlanabilmektedir.

Çizelge 6.7: Çeşitli ısı transfer sıvılarının 1 atm basınçta bazı özellikleri [16]

<u>Akışkanlar</u>	$T_{min.}$ (°C)	$T_{maks.}$ (°C)	<u>Yoğunluk</u> (kg/m^3)	<u>Isı Kapasitesi</u> ($kJ/kg.K$)	<u>Viskozite</u> (cP)
Su	0	100	998,00	4,20	0,89
Etilen Glikol	-13	190	1109,19	2,48	15,35
Dowtherm-HT	0	345	996,41	1,52	287,86
Terminol-55	-25	290	866,76	1,92	108,49
Terminol-66	0	345	1002,81	1,58	379,50
Therminol-72	-10	380	1074,32	1,57	81,15
Syltherm-800	-40	400	925,07	1,62	8,65

Paratherm-NF	49	343	868,64	1,90	26,55
Dynalene HC-10	-10	218	1187,81	3,33	1,66
Paratherm-HE	66	316	859,69	1,91	56,58
Galden-HT270	25	260	1850,00	0,97	21,65
Rhodorsil-47v20	-60	230	904,00	1,63	20,00
PG-50:50	-30	105	1033,40	3,59	6,22

Modellenen sistemde güneşsiz zamanlarda ya da ısı depolama sisteminin yetersiz kaldığı durumlarda ısı yükünün sağlanması amacıyla doğalgaz yakıcı yardımcı bir ısıtıcı kullanılmıştır. Güneşten gelen ısı enerjisi düşük olduğunda yardımcı ısıtıcı ile evaporatör için gerekli ısı enerjisi tamamlanabilir ya da tek başına doğalgaz yakıtı kullanılarak bu enerji sağlanabilir. Isı transfer çevriminde yerleştirilecek kontrol valfleri ile Evaporatöre (E-1) sabit bir ısı akışı sağlayacak ısı transfer akışkanının kütleli debisi ayarlanabilmektedir.

Birbirine seri ve paralel bir şekilde bağlanmış olan parabolik güneş kolektör dizilerinden geçirilen ısı transfer sıvısının kütleli akış hızı, ORC çevrimi için gerekli enerji miktarını karşılamak ve ısı enerjisi depolamak için değişebilmektedir. Burada kullanılan kolektörlerin mevcut standart özelliklerine göre (Çizelge 6.8), ısı transfer akışkanı olarak kullanılan Terminol-55 akışkanının kolektör alanından çıkış sıcaklığı 350 °C'e kadar ulaşabilmektedir. Bu çıkış sıcaklığı, kontrol valfleri kullanılarak Terminol-55 akışkanının kütleli akış hızının düzenlenmesi ile sabit tutulabilmektedir.

Çizelge 6.8: LS-2 ve LS-3 güneş kolektörlerinin teknik özellikleri (Harats, 1989)

Parametre	LS-2	LS-3
Alan, (m²)	235	545
Genişlik, (m)	5,0	5,76
Uzunluk, (m)	47,1	95,2
Odak uzaklığı, (m)	1,84	2,12
Konsantrasyon oranı	71	82
Optik verim	0,74-0,76	0,80

Yoğunlaştırıcı parabolik güneş kolektör sistemine entegre edilen Rankine ve organik Rankine güç çevrimlerinde (RC ve ORC-3, Şekil 6.15'te sırasıyla kırmızı ve mavi

renkli gösterimler) çalışma sıvısı olarak sırasıyla su ve R-134a akışkanları kullanılmaktadır. Aşağıda verilen Çizelge 6.9 ile ORC-3 çalışma sıvısı R-134a ve çalıştırılabilecek diğer bazı organik akışkanların temel özellikleri verilmiştir.

Çizelge 6.9: Çeşitli organik akışkanların bazı temel özellikleri (Wang, 2013)

Çalışma Sıvısı	Moleküler Ağırlık (kg/mol)	Kaynama Noktası (@ 1 Atm, °C)	T _c ^a (°C)	P _c ^b (bar)	ODP ^c	GWP ^d (100 yıl)
R-134a	102,03	-26,05	101	40,56	0	1430
R-245fa	134,05	14,80	154,04	36,40	0	820
R-600	58,12	-0,55	151,95	37,96	0	~20
R-600a	58,12	-11,75	134,85	36,55	0	~20
R-152a	66,05	-24,02	113,50	44,50	0	124
R-32	52,02	-51,64	78,11	57,80	0	675
Iso-butene	56,11	-6,90	146,10	40,1	-	-
Neo-pentane	72,15	9,50	160,60	31,9	-	-
R-290	44,10	-42,00	96,69	42,5	0	3
R-123	152,93	27,80	183,70	36,70	0,012	77
R-141b	116,95	32,05	204,50	42,50	0,11	630

a: kritik sıcaklık (T_c), b: kritik basınç (P_c), c: ozon delme potansiyeli (ODP, R-11'e göre), d: küresel ısınma potansiyeli (GWP, CO₂'ye göre)

Modellenen sistemin termodinamik performansı, hedeflenen ORC güç çıkışı ve mevcut radyasyon enerjisi gibi tasarım koşullarına göre belirlenmesi gereken bazı sabit değişkenlere bağlıdır. Güneş ışınımı ile gelen radyasyon miktarı zamana bağlı olarak gerçekleşen değişimler göz önünde bulundurularak, ölçülmüş veriler üzerinden aylık ortalama değerler olarak alınmıştır. Toplamda anlık gelen doğrudan ışınım değeri (E_{tdi}) 7,784 saat günlük güneşlenme süresinde aylık ortalama radyasyon miktarı olan 4,073 kWh/m²gün değeri üzerinden yaklaşık 523 W/m²'dir. Günlük toplam tutulan ısı enerjisi (Q_{PTC}) Denklem 6.1 ile hesaplanır. PTC'ler tarafından tutulan bu ısı enerjisi, ısı transfer akışkanı olan Therminol-55 akışkanına aktarıldıktan sonra iki farklı akımla ısı enerjisi depolama sistemine ve güç bloğuna gönderilir.

$$Q_{PTC} = E_{tdi} \eta_{PTC} A_{PTC} \quad (6.1)$$

Modellenen güneş destekli güç üretim sistemi proses akım şemasının verildiği Şekil 6.19'da görüldüğü gibi ısı transfer akışkanı, RC'yi çalıştırmak için gereken ısı enerjisi taşımaktadır. Güneşlenme süresi dışındaki sürelerde ise ısı transfer akışkanı RC'yi çalıştırmak için gerekli olan ısı enerjisi depolama sistemine taşır. Denklem 6.2'de gösterildiği gibi ısı transfer akışkanının (Therminol-55) kütleli debisi, RC için gerekli olan ısı yüküne göre hesaplanmaktadır.

$$m_D = \frac{Q_{RC}}{c_{pt}(\Delta T)} \quad (6.2)$$

Burada kullanılan t alt indeksi ısı transfer akışkanı olan Therminol-55 için, D alt indeksi ise Evaporatöre giren ve çıkan Therminol-55 akımını ifade etmektedir. Isı enerji depolama sisteminde kullanılacak yüksek sıcaklıklı depolama tankı (HT-Tank) için gerekli hacim değeri aşağıdaki Denklem 6.3 ile hesaplanabilir:

$$V_{HT-Tank} = \frac{Q_{sto}}{\rho c_{pt}(\Delta T)} \quad (6.3)$$

Burada Q_{sto} yüksek sıcaklıklı depolama tankında depolanan ısı enerjidir ve aşağıdaki gibi hesaplanır:

$$Q_{sto} = Q_{PTC} t_{güneş} - Q_{RC} t_{RC} \quad (6.4)$$

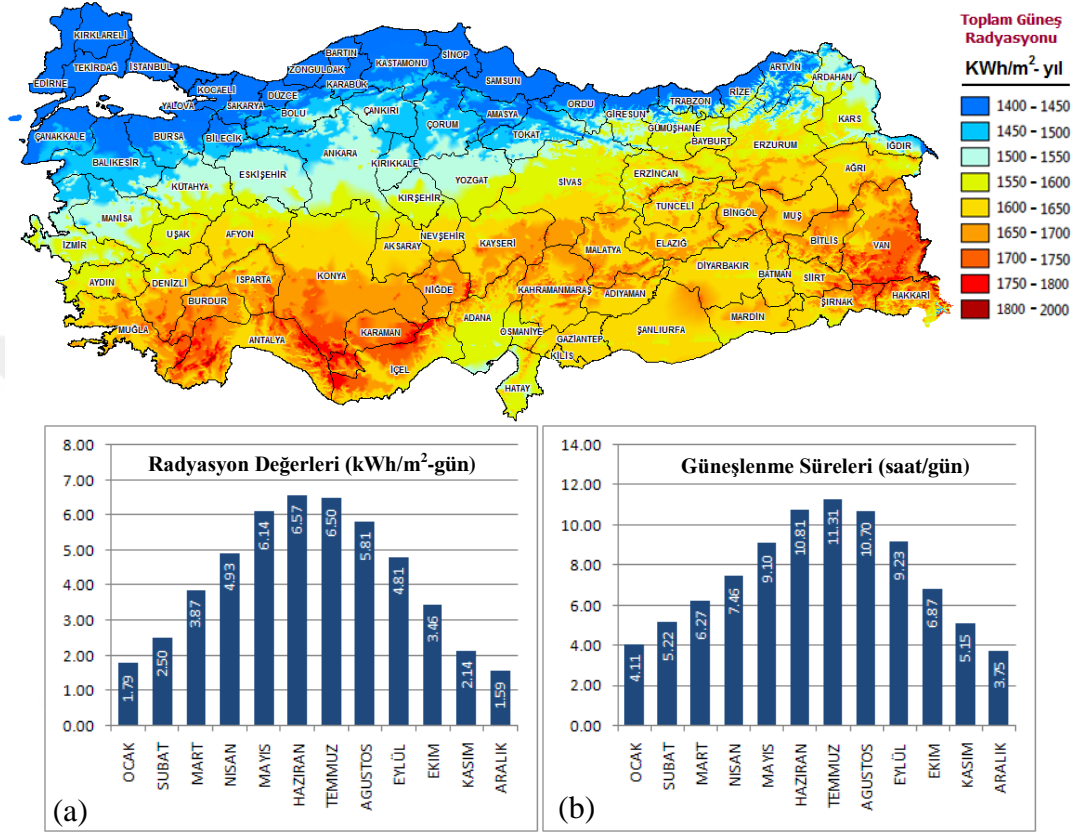
Burada $t_{güneş}$, PTC'nin çalışma süresidir (günde 7,784 saat) ve t_{RC} , Rankine çevriminin doğrudan PTC'lerden beslenen ısı enerji ile çalıştığı zamandır.

PTC sistemine entegre edilen organik Rankine çevriminin (ORC-3) termodinamik performansı, evaporatörlerde aktarılan ısı enerjisi miktarı, kütleli akış hızları, işletme basınçları ve organik çalışma sıvısının termodinamik özellikleri gibi çeşitli parametrelere bağlıdır. Bu çalışmada, daha önce belirtildiği gibi, evaporatörde (E-1) mevcut enerjiye bağlı olarak gerçekleşecek ısı transferi parabolik kolektörler ile üretilecek ısı enerjisine bağlıdır ve hidrojen üretim prosesinin tükettiği elektrik enerjisini karşılayabilecek şekilde yapılandırılması hedeflenmiştir.

Modellenen sistemin Aspen HYSYS benzetim programında benzetimi ve analizi yapılmıştır. PTC, RC ve ORC-3 entegrasyonu için enerji verimliliği ve termodinamik özellikler incelenmiş, sistemde yer alan ekipmanların verimleri ve kapasiteleri değerlendirilmiştir.

Güneş enerjisi potansiyeli:

Türkiye güneş enerjisi potansiyeli atlasına (GEPA) göre bildirilen ve ülkemize güneşten gelen aylık ortalama enerji miktarları (a) ile aylık ortalama güneşlenme sürelerine (b) ilişkin değerler Şekil 6.22’de verilmiştir.



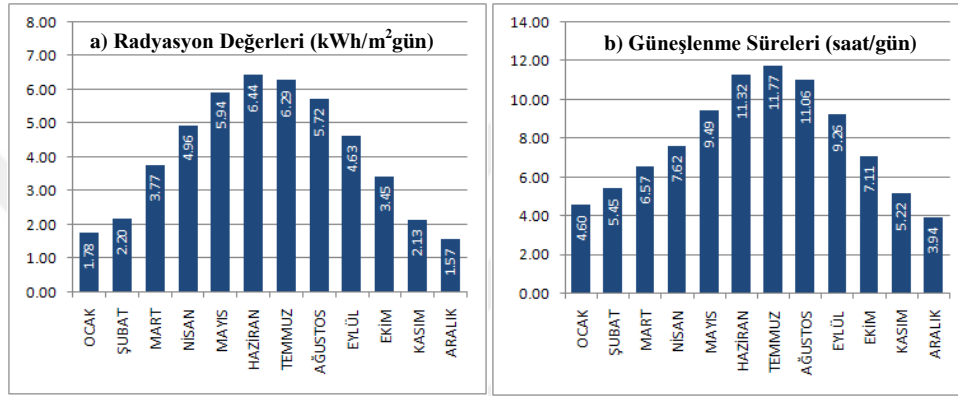
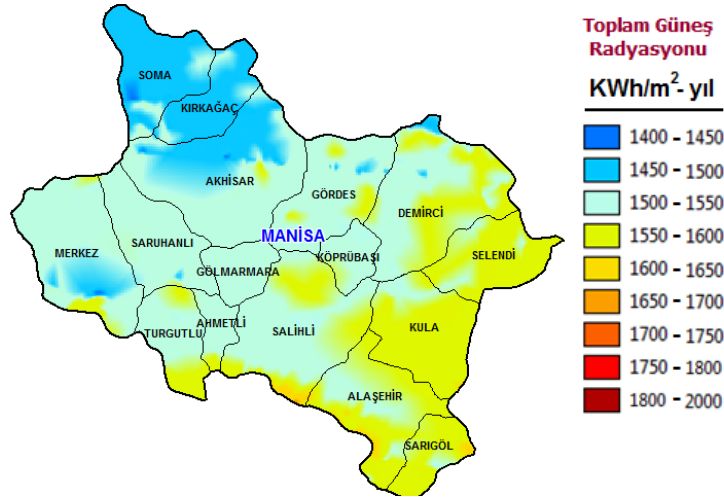
Şekil 6.22: Türkiye güneş enerjisi potansiyel atlası [17]

Dünya üzerinde nükleer enerji haricinde kullanılan birincil ya da ikincil olmak üzere diğer tüm kaynaklar doğrudan ya da dolaylı olarak güneş enerjisi temellidir. Güneş enerjisi kaynağını, doğrudan güneşten gelen ve gezegenimize ulaşan toplam güneş radyasyonundan almaktadır. Genellikle küçük MW ölçekli uygulamalarda kullanılan güneş enerji sistemleri, sanayi ve endüstriyel uygulamalar haricinde özellikle bina uygulamalarında kurulum ve kullanım kolaylığı sağlamaktadır. Bunun yanında yenilenebilir bir kaynak olarak güneş enerjisi, zararlı emisyon oluşturmaması ve sürdürülebilir çevre yönetimine imkan sağlaması bakımından fosil yakıtlara alternatif olarak bugünün ve geleceğin önemli bir enerji kaynağıdır. Ülkemizde ortalama bir yılda gerçekleşen güneşlenme süresi toplamda 2741 saati bulmaktadır. Bu değer

günlük olarak ortalama 7,5 saattir. Toplamda ortalama bir yılda gelen güneş enerjisi ise 1.527 kWh/m^2 değerini bulmaktadır. Bu değer günlük olarak ortalama $4,18 \text{ kWh/m}^2$ olmaktadır [18].

Günümüzde güneş enerjisinden elektrik üretiminde, genellikle fotovoltaik güneş hücreleri (PV) ve yoğunlaştırılmalı güneş sistemleri (CSP) olmak üzere iki farklı teknoloji kullanılmaktadır. PV sistemler, ferromanyetik (yarı iletken) malzemelerden yapılmış güneş hücrelerini içeren panellerden oluşurlar ve gelen güneş ışığını direkt olarak elektrik enerjisine çevirirler. CSP sistemlerde ise genellikle güneş enerjisinin noktasal ya da doğrusal olarak yoğunlaştırılmasıyla yüksek sıcaklıklarda ısı enerjisi elde edilmektedir. Elde edilen ısı enerjisi doğrudan olduğu gibi entegre güç çevrimleri ile beraber elektrik üretmek amacıyla da kullanılabilir [18]. 2018 yılı itibariyle toplam kolektör alanı ülkemizde yaklaşık $20.200.000 \text{ m}^2$, toplam ısı üretimi ise 876.720 TEP değerine ulaşmıştır. Ayrıca, ülkemizde 2018 yılı verilerine göre işletmede bulunan 5.868 adet güneş enerjisi santrali ile toplam kurulu gücümüz 5063 MW 'tır. Bu değerlerle güneş kaynaklı elektrik üretiminin Türkiye'nin toplam üretimi içerisindeki payı $7.477,3 \text{ GWh}$ ile $\% 2,5$ 'tir [18].

Çalışma kapsamında modellenen güneş destekli güç üretim sistemi için de daha önceden belirtilen nedenlerden dolayı hidrojen ve güç üretimini beraber gerçekleştirmek üzere Manisa bölgesi seçilmiştir. Şekil 6.22'de verilen GEPA'ya göre, ülkemizde en yüksek güneş enerjisi potansiyeline sahip alanlar Güney Doğu Anadolu ve Akdeniz bölgeleridir. Fakat gelen güneş radyasyonu değerlerine göre ege bölgesinde de elektrik üretimi için uygun potansiyel olduğu görülmektedir. Nitekim Şekil 6.23'da Manisa bölgesine ait güneş enerjisi potansiyel haritası verilmiştir. Ayrıca, Manisa'da güneşten gelen aylık ortalama enerji miktarları Şekil 6.23a'da, aylık ortalama güneşlenme süreleri ise Şekil 6.23b'de verilmiştir. Mevcut durumda yılda 2.840 saatlik güneşlenme süresi ile Manisa'ya düşen ortalama radyasyon değeri $1.486 \text{ kWh/m}^2 \cdot \text{yıl}$ 'dır [19]. Böylece, metrekare başına güneşten gelen enerji değeri $0,523 \text{ kW/m}^2$ 'dir. Bu temelde aylık ortalama güneşlenme süresi günde $7,784$ saat ve aylık ortalama radyasyon ise $4,073 \text{ kWh/m}^2$ gün değerindedir.



Şekil 6.23: Manisa güneş enerjisi potansiyel haritası [19]

Manisa'nın hâlihazırda işletmede olan 40 adet elektrik üretim santrali ile kurulu gücü toplam 2.398 MW'dır. Bu durumda yıllık 9,623 GWh elektrik üretimi ile ülkemizde toplam kurulu güce oranı % 2,95'tir. Bu santrallerin 13 âdeti güneş enerjisine dayalı santraller olup, kurulu güç kapasitesi toplamda 19,14 MW'tır. Ayrıca toplamda 22,27 MW kurulu gücünde yapımı devam eden güneş enerjisi santrali projeleri ile bu rakamın 41,41 MW değerine ulaşacağı görülmektedir. Çizelge 6.10'da Manisa'da kurulmuş olan elektrik santral tiplerine ilişkin veriler görülmektedir [14].

Çizelge 6.10: Manisa'da kurulmuş olan elektrik santral tipleri [14]

Santral Tipi	Güneş	Rüzgar	Jeotermal	Biyogaz	HES	Doğalgaz	Kömür
Kurulu Güç (MW)	19,14	640,20	221,12	0,00	69,00	159,73	1289,00
Oran (%)	0,8	26,7	9,2	0	2,9	6,7	53,7



7. BULGULAR ve DEĞERLENDİRME

Aspen HYSYS simülasyon yazılımı kullanılarak modellenen entegre hidrojen ve güç üretim sistemlerinin ekonomik ve verimli işletilebilmesi, yüksek saflıkta hidrojen üretimi ve tüm sistem için uygun tasarım parametrelerinin belirlenmesi amaçlanmıştır. Bu temelde biyokütlenin gazlaştırılması yoluyla elde edilen sentez gazından hidrojen üretim prosesi ve entegre edilen güç üretim çevrimleri incelenmiştir. Bu bölümde biyokütleden hidrojen üretim prosesinin ve entegre güç çevrimlerinin simülasyon sonuçları verilmiş ve sistem için önemli parametreler değerlendirilmiştir.

Modellenen hidrojen üretim prosesi ve entegre güç üretim sistemlerinin başlangıç çalışma koşulları 25 °C ve 1 atm çevre şartlarında belirlenmiş ve hidrojen üretim prosesi için uygun işletme koşullarının sağlanması amaçlanmıştır. Kullanılan biyokütle kapasitesi temelinde modellenen entegre sistemlerde değişiklik gösteren ORC güç çıkışı, reaktör sıcaklıkları, ihtiyaç duyulan enerji miktarı (kW), hidrojen üretim hızı, enerji-ekserji verimleri ve soğuk gaz verimi gibi inceleme parametreleri yorumlanmıştır. ORC-1 güç çevriminin entegre edildiği hidrojen üretim prosesinde ve modellenen diğer güç üretim sistemlerinde yapılan incelemeler ile başlıca;

- Maksimum hidrojen üretimi için gerekli olan akım değerlerinin belirlenmesi
- Hidrojen üretim prosesinde gerçekleşen elektrik tüketiminin bir kısmının proseste kullanılmayan ve dışarı atılan ısı enerjiden karşılanması
- Sistemin enerji kayıplarının azaltılarak enerji verimliliğinin artırılması
- Gazlaştırma reaktörü, kompresör ve pompa gibi ekipmanların tükettiği elektrik enerjisinin tamamen karşılanması
- Hidrojen üretim prosesinin ihtiyaç duyduğundan ayrı olarak fazladan güç üretiminin sağlanması hedeflenmiştir.

7.1 Biyokütle Tabanlı Hidrojen Üretim Prosesi Simülasyon Sonuçları

Organik Rankine çevriminin (ORC-1) entegre edildiği hidrojen üretim prosesinin simülasyon modelinde sentez gazı giriş değerleri olarak, iki kademeli ve akışkan yataklı bir gazlaştırma reaktörünün içerisinde katran giderimi ve istenmeyen parçacıkların ayrıştırılması sonucunda elde edilen gaz akımı bileşimi kullanılmıştır. Tubitak-MAM bünyesinde Gebze'de yapılan deneysel çalışmalarda kullanılan akışkan yataklı gazlaştırma reaktörünün ikinci kademesinde (freeboard) katran giderimini sağlamak üzere, proje kapsamında geliştirilen katalitik mum filtrelerin kullanılmasıyla gazlaştırma işlemi sonucunda ortaya çıkan ürün gazı içindeki katran bileşiklerinin % 96-99 civarında parçalanması hedeflenmiştir. Akabinde istenmeyen safsızlıklar ve arta kalan küller de sülfür giderimi öncesi reaktör çıkışında gaz akımından temizlenmektedir.

Gazlaştırıcının ikinci kademesinde gerçekleştirilen katran giderim işleminin sıcaklığına ve elde edilen sentez gazı akımının WGS reaktöründe şartlandırılarak hidrojen zenginleştirilmesi için gerekli olan su miktarına bağlı olarak;

- WGS reaktörü girişinde buhar/CO oranı,
- WGS reaktörü çıkışındaki H₂/CO oranı,
- WGS reaktörünün çalışma sıcaklığı ve dönüşüm yüzdesi incelenmiştir.

Diğer inceleme parametreleri ise şöyledir;

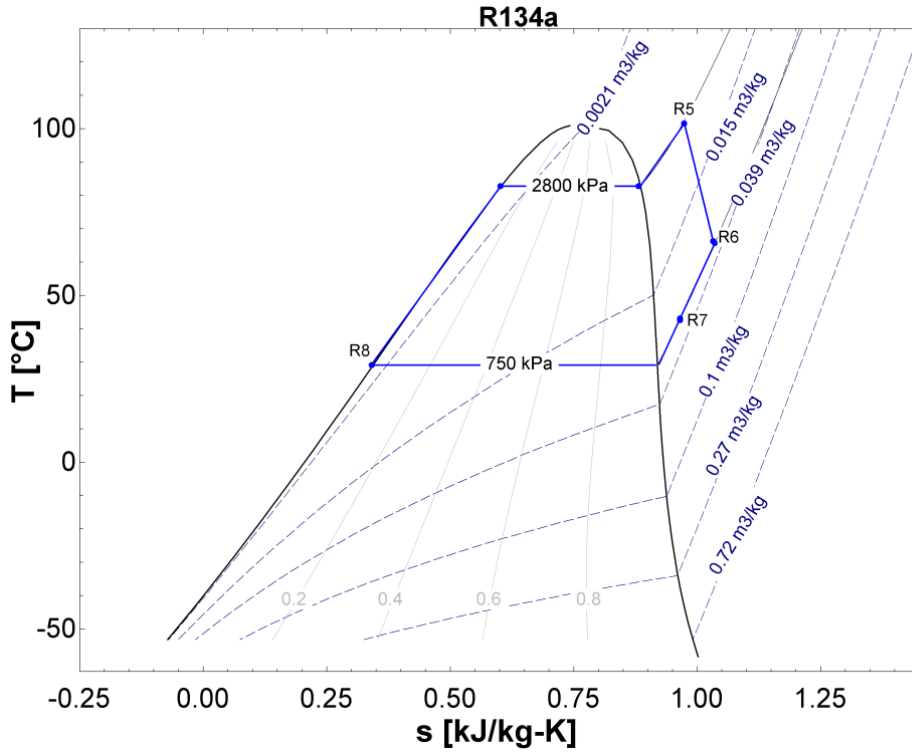
- H₂ üretim süreci sonucunda nihai olarak elde edilen hidrojen üretim miktarı ve kuyruk gazı (egzoz) bileşimi,
- PSA ünitesi çalışma basıncı ve sıcaklığı,
- Entegre edilen güç sistemi ile üretilen güç miktarı ve atık ısı geri kazanımı,
- H₂ üretim sürecinin ve entegre güç çevriminin enerji-ekserji verimlilikleri.

Ayrıca hidrojen üretim modeli için kullanılan sentez gazının elde edildiği gazlaştırma işlemi için önemli bir parametre olan soğuk gaz verimi, hidrojen üretim hızı, hidrojen akımı ve kuyruk gazının (egzoz akımı) enerji değerleri hesaplanmıştır.

ORC-1 entegre edilerek modellenen hidrojen üretim prosesinin benzetim ekran görüntüsü ve simülasyonda kullanılan ekipmanlara ait akım numaraları ve tanımlar Şekil 6.7'de paylaşılmıştır. Gazlaştırma ve katran giderimi sonrasında elde edilen sentez gazı bir ısı değiştiricisinden geçirilip, WGS reaktöründe hidrojen zenginleştirme işlemi için kullanılacak olan su akımının (S2) sıcaklığını 836°C'ye çıkardıktan sonra 300°C sıcaklıkta sülfür giderim reaktörüne (X-1) gönderilmektedir. Sülfür giderimi sonrasında su akımı, WGS reaktöründe (ERV-1) hidrojen zenginleştirme işlemi için bölgenin biyokütle potansiyeline bağlı olarak öngörülen 3 kg/s debi değerindeki sentez gazı ile birleştirilmektedir. Hidrojen zenginleştirme öncesinde 5 numaralı akımda sentez gazı içerisindeki hidrojen miktarı 0,22 kg/s iken, zenginleştirme sonrası 6 numaralı akımda hidrojen miktarı 0,31 kg/s değerine çıkmaktadır. WGS reaktörü çalışma sıcaklığı 200-400°C aralığında gerçekleştirilmiştir. WGS reaktöründen (ERV-1) çıkan 6 numaralı akımın içerisinde bulunan suyun ayrışması için sentez gazı 4°C sıcaklığa kadar soğutulmuş bir ayırıcıya (V-1) gönderilmekte ve buradan 9 numaralı gaz akımı 3,71 kg/s debi değerinde ayrılmaktadır. Sentez gazı içerisindeki hidrojenin saflaştırılması için basınç salınımlı adsorpsiyon (PSA) reaktörü (X-2) kullanılmaktadır. Burada, gaz akımı yüksek bir basınç değerine getirilerek hidrojenin ayrıştırılması sağlanmaktadır. Gaz basıncının artırılması için kullanılan kompresörün (K-2) güç tüketimi 2.874,2 kW'dır. PSA ünitesine giren 12 numaralı sentez gazı akımından 0,29 kg/s debide hidrojen gazı ayrıştırılmaktadır.

K5 akımının temel içeriği ise CO, CO₂ ve az miktarda CH₄'den oluşmaktadır. Sülfür giderimi, WGS reaktörü ve kompresör çıkış akımları sıcaklıklarının sırasıyla 425°C, 400,6°C ve 366,6°C olması sebebiyle üç adet ısı değiştiricisi (E-1, E-2 ve E-3) kullanılarak hidrojen üretim prosesine bir organik Rankine çevrimi (ORC-1) entegrasyonu sağlanmıştır. Böylece entegre edilen ORC-1 sisteminde çalışma sıvısı olarak kullanılan 31 kg/s debi değerindeki R-134a organik akışkanın sıcaklığı 3 kademeli olarak 113,4°C'ye çıkartılarak kızgın R-134a buharı elde edilmiştir. R134a'nın basınçlandırılması için kullanılan pompa (P-2) 71,5 kW güç tüketmektedir. ORC-1 sistemi kullanılarak 728,67 kW güç üretilmesiyle hidrojen üretim prosesinin enerji ihtiyacının bir kısmı karşılanabilmiştir.

Hidrojen üretim prosesinde kullanılan E1, E2 ve E3 ısı değiştircileri vasıtasıyla entegre edilen organik Rankine çevrimi (ORC-1) alışma akışkanına toplamda 6.594 kW ısı girişi olmuştur. ORC-1 sistemi ile 657,5 kW değerinde net gc üretilmiştir. Bu durumda hidrojen üretim prosesinde oluşan atık ısıyı kaynak olarak kullanan ORC-1 sisteminin enerji verimi %9,97 olarak hesaplanmıştır. EES programı kullanılarak oluşturulan organik Rankine çevrimine (ORC-1) ait T-s diyagramı Şekil 7.1'de gösterilmiştir.



Şekil 7.1: Organik Rankine çevrimi (ORC-1) T-s diyagramı

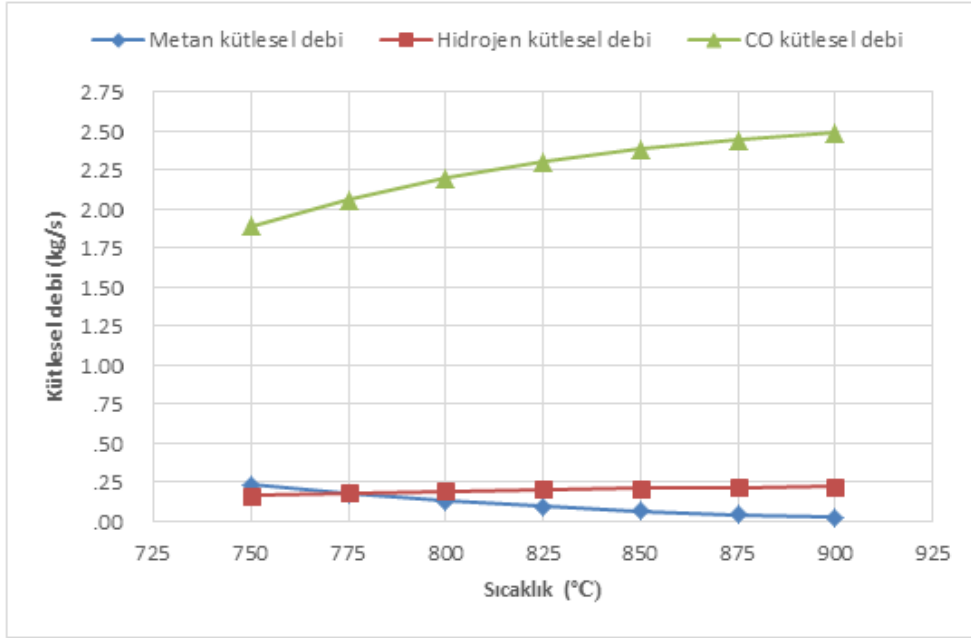
Hidrojen üretim sisteminin Aspen HYSYS simülasyon programı ile benzetimi sonucunda elde edilen proses akımlarına ait sıcaklık, basınç ve debi değerleri izelge 7.1'de verilmiştir. Hidrojen üretim modelinde, gazlaştırıcının ikinci kademesi (free board) sıcaklığına (1) ve sentez gazı şartlandırılmasında kullanılan su debisine (S2) bağlı olarak; WGS reaktör girişindeki Buhar/CO oranı (5), WGS reaktör çıkışındaki H₂/CO oranı (6) ve WGS alışma sıcaklığına bağlı olarak reaktör etkinliği (dönüşüm yüzdesi) incelenmiştir. Yapılan çalışmada elde edilen 3 kg/s debideki sentez gazı temelinde gerçekleştirilen hidrojen üretim miktarı da değerlendirilmiştir.

Çizelge 7.1: Hidrojen üretim sistemi benzetim çalışması proses akım değerleri

<u>Akım No</u>	<u>1</u>	<u>2</u>	<u>3</u>	<u>4</u>	<u>5</u>	<u>6</u>	<u>7</u>	<u>8</u>
<i>Sıcaklık (°C)</i>	850	300	300	425,57	200	400,6	82	4
<i>Basınç (bar)</i>	1,2	1,1	1,1	1,1	1,1	1,05	1,05	0,9
<i>Debi (kg/s)</i>	3	3	2,995	3,88	3,88	3,88	3,88	3,88
<u>Akım No</u>	<u>9</u>	<u>10</u>	<u>11</u>	<u>12</u>	<u>13</u>	<u>R1</u>	<u>R2</u>	<u>R3</u>
<i>Sıcaklık (°C)</i>	4	366,6	108	50	54,8	30,95	45	77,57
<i>Basınç (bar)</i>	0,9	12	12	11,9	11,9	28	28	28
<i>Debi (kg/s)</i>	3,71	3,71	3,71	3,71	0,29	31	31	31
<u>Akım No</u>	<u>R4</u>	<u>R5</u>	<u>R6</u>	<u>R7</u>	<u>R8</u>	<u>S1</u>	<u>S2</u>	<u>S3</u>
<i>Sıcaklık (°C)</i>	82,61	113,4	66,23	43,76	29,13	25	25	836
<i>Basınç (bar)</i>	28	28	7,5	7,5	7,5	1	1,1	1,1
<i>Debi (kg/s)</i>	31	31	31	31	31	0,88	0,88	0,88
<u>Akım No</u>	<u>K1</u>	<u>K2</u>	<u>K3</u>	<u>K4</u>	<u>K5</u>			
<i>Sıcaklık (°C)</i>	850	300	400,6	4	54,84			
<i>Basınç (bar)</i>	1,2	1,1	1,05	0,9	11,9			
<i>Debi (kg/s)</i>	0	0,005	0	0,17	3,41			

Biyokütlenin ilk kademede gazlaştırıldığı ve ikinci kademede ise gazlaştırma sonrası oluşan ürün gazı içerisinde bulunan katran bileşenlerinin parçalandığı akışkan yataklı reaktörün çalışma sıcaklığı 750-900 °C aralığında gerçekleşmektedir. Ayrıca 3 kg/s debili sentez gazının WGS reaktöründe şartlandırılarak hidrojen zenginleştirilmesi için kullanılacak su miktarı da 0,88 kg/s olarak hesaplanmıştır.

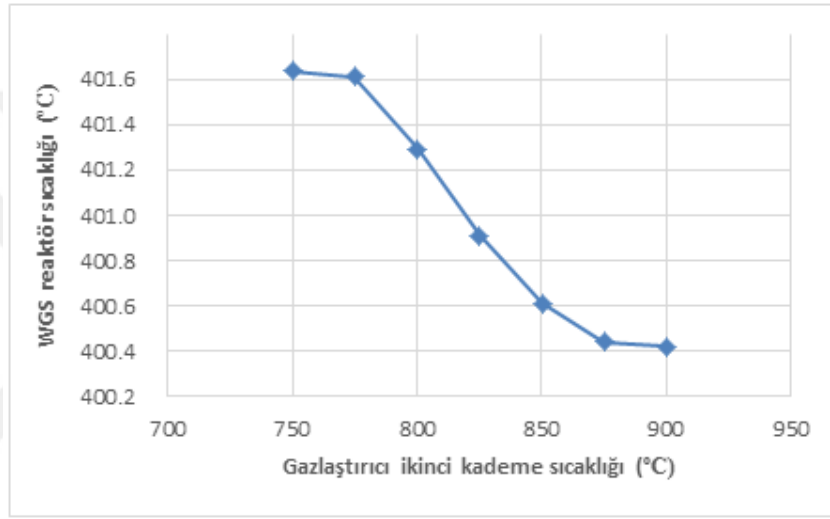
Gazlaştırma reaktörünün ikinci kademesinde gerçekleştirilen katran giderimi işlemi sonrasında elde edilen sentez gazı sıcaklığı ile sentez gazı bileşimindeki metan (CH_4), karbonmonoksit (CO) ve hidrojen (H_2) oranlarının değişimi aşağıdaki Şekil 7.2'te görülmektedir. Sentez gazı akımının sahip olduğu sıcaklık değerinin artmasıyla bileşimindeki metan miktarı azalırken, CO ve H_2 miktarları artmıştır.



Şekil 7.2: Gazlaştırıcı ikinci kademesi sıcaklığına bağlı sentez gazı debi değişimi

Yine gazlaştırıcı ve katran giderim işlemleri sonunda ortaya çıkan sıcaklık ile WGS çalışma sıcaklık aralığı ve dönüşüm yüzdesi arasındaki değişim incelenmiştir. WGS reaktörünün çalışma sıcaklığı, sentez gazının şartlandırılması ve hidrojen zenginleştirilmesi için CO/CO₂ dönüşüm yüzdesini etkileyen oldukça önemli bir parametredir. Prosese giren sentez gazının sıcaklığının artması WGS reaktörünün çalışma sıcaklıklarını azalmaktadır.

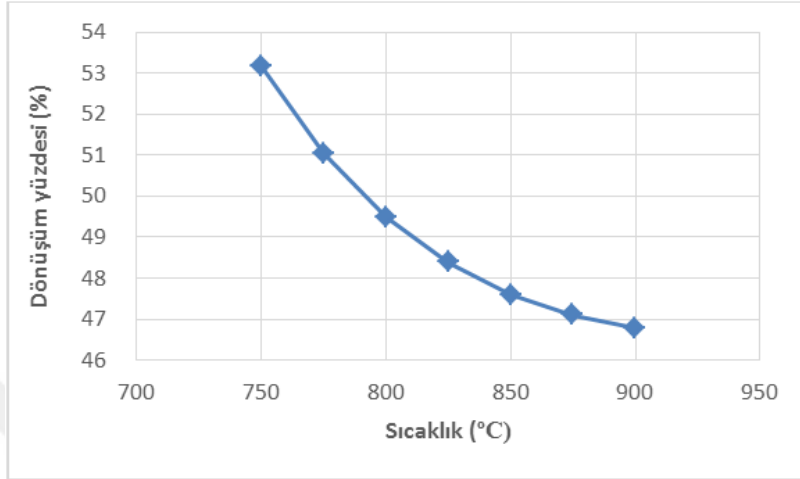
WGS reaktöründe kullanılan membran teknolojisi düşünüldüğünde uygun çalışma sıcaklıklarının 200-400°C arasında olması beklenmektedir. HYSYS simülasyonunda benzetimi yapılan sistemde, bu çalışma aralığının elde edilebilmesi için gazlaştırma reaktörünün ikinci kademesinden sonra elde edilen sentez gazı sıcaklığı 850°C olarak belirlenmiştir. Ancak sisteme entegre edilen Ex-1 ısı değiştiricisi ile sentez gazı sıcaklığı ne olursa olsun kullanılan ORC-1 akışkanı vasıtasıyla sentez gazı sıcaklığı WGS reaktöründe şartlandırma işlemi için uygun sıcaklık değerine indirilmiştir. Böylece WGS reaktörü için uygun olan 200-400°C çalışma aralığı sağlanmış ve WGS çıkış sıcaklığı 400,6 °C değerinde gerçekleşmiştir (Şekil 7.3).



Şekil 7.3: Sentez gazı sıcaklığına bağlı olarak WGS reaktörü sıcaklık değişimi

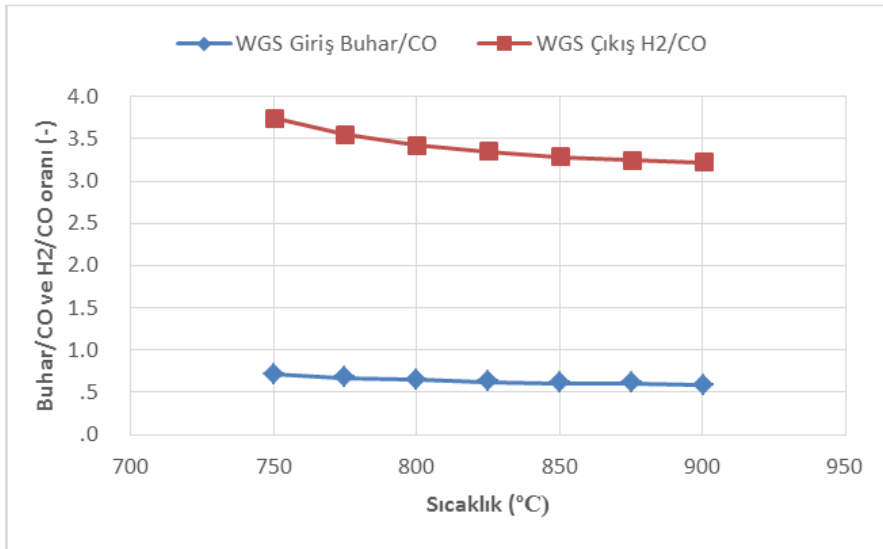
Ayrıca Şekil 7.4'de görüldüğü üzere beslenen sentez gazı sıcaklığının 750 °C'den 900 °C'ye artması ile WGS reaksiyonu dönüşüm yüzdesi % 53'ten % 46 değerine kadar düşmüştür. WGS reaktöründe dönüşüm yüzdesinin (CO/CO₂ oranı) azalması, sentez gazının hidrojenle zenginleştirilmesini sınırlamaktadır. Bu sebeple H₂ üretim prosesine ORC-1 iş akışkanını buharlaştırmak için eklenen Ex-1 ısı değiştiricisi sayesinde WGS dönüşüm yüzdesininin, şartlandırma işlemi için gerekli olan su miktarına bağlı olarak uygun bir değerde gerçekleşmesi hedeflenmiştir. Yani freeboard sıcaklığında gerçekleşecek herhangi bir sıcaklık artışından WGS reaktörünün uygun çalışma sıcaklığının etkilenmemesi için Ex-1 ısı değiştiricisinde akan ORC-1 organik akışkan miktarı arttırılabilir. Böylece daha yüksek sıcaklıklarda WGS reaktöründeki hidrojenle zenginleştirme işlemi etkilenmeden entegre edilen

Ex-1 ısı değiştiricisi ile daha fazla enerji kazanımı sağlanabilmektedir. H₂ üretim prosesinde kullanılan 3 kg/s debili sentez gazı bileşimindeki hidrojen fraksiyon oranı 0,50 değerinde WGS reaktörüne girmektedirken su gaz kayma reaksiyonları sonrasında WGS çıkışında CO/CO₂ dönüşümü ile 0,55 fraksiyon oranına ulaşmıştır.



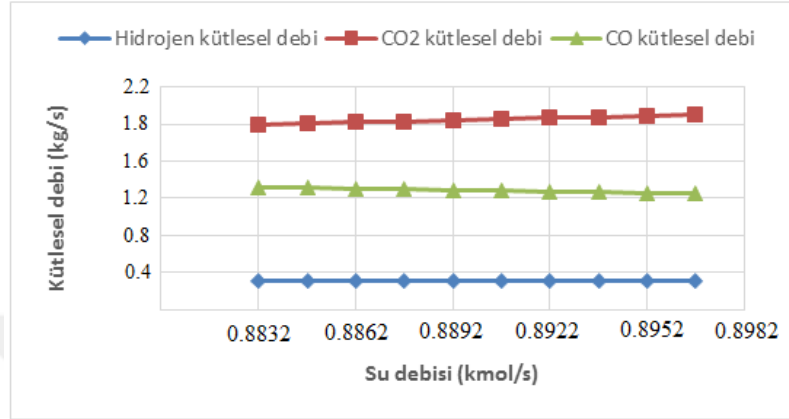
Şekil 7.4: Sentez gazı sıcaklığına bağlı olarak WGS dönüşüm yüzdesi değişimi

Aspen HYSYS yazılımı hidrojen üretim simülasyonunda sentez gazı sıcaklığının artması ile Şekil 7.5'te görüldüğü üzere WGS reaktörü girişindeki Buhar/CO ve WGS çıkışındaki H₂/CO oranları azalmaktadır. Bunun temel nedeni sıcaklığın artmasıyla sentez gazı içerisindeki CO miktarının artması olmuştur.



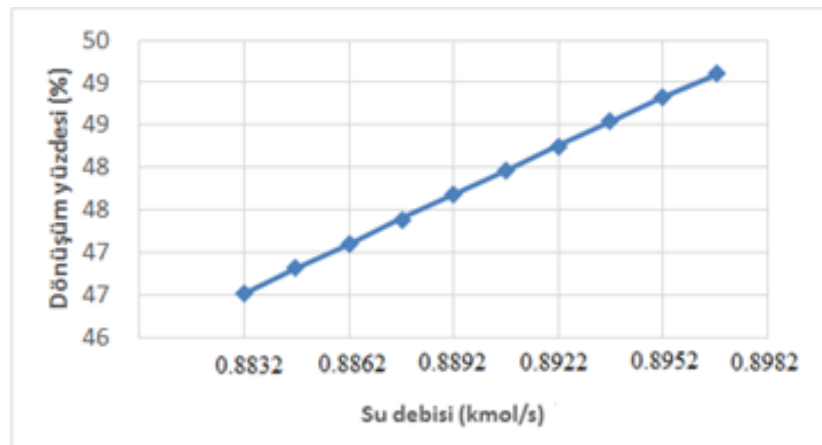
Şekil 7.5: Sentez gazı sıcaklığına bağlı Buhar/CO ve H₂/CO oranlarının değişimi

WGS reaktöründe şartlandırma işlemi için gerekli olan su debisinin artırılmasıyla reaktörde gerçekleşen su-gaz kayma reaksiyonları sebebiyle sentez gazında bulunan H_2 ve CO_2 miktarları artmakta, CO miktarı ise azalmaktadır. Reaktöre beslenen su miktarındaki artış oranına göre diğer bileşimlerde gerçekleşen değişimler Şekil 7.6'da görülmektedir.



Şekil 7.6: WGS için beslenen su debisine bağlı sentez gazındaki değişim

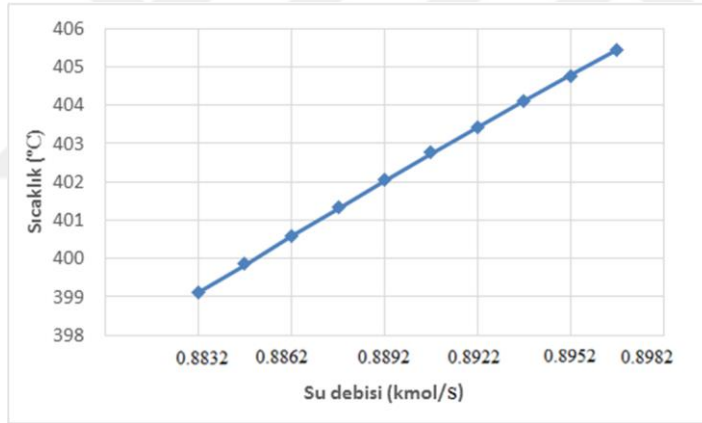
Sentez gazının hidrojenle zenginleştirilmesi için WGS reaktörüne beslenen su akımının sıcaklığı ilk olarak sentez gazı ile birlikte bir ısı değiştiricisinde (E-0) arttırılmaktadır. Daha sonra şartlandırma işlemi için beslenen bu su miktarına bağlı olarak WGS reaktöründe gerçekleşen dönüşüm yüzdesi incelenmiştir. Şekil 7.7'de görüldüğü üzere HYSYS simülasyonunda su-gaz kayma reaksiyonları için hesaplanan 0,8832 kg/s değerindeki su debisinin arttırılmasıyla WGS reaktörü dönüşüm yüzdesinin %47 değerinden %50 değerine kadar çıktığı görülmüştür.



Şekil 7.7: Şartlandırma için gereken su debisine bağlı WGS dönüşüm yüzdesi

WGS reaktörüne beslenen su miktarının sentez gazı debisi ile doğru orantılı olarak artırılmasıyla teorik olarak WGS dönüşüm yüzdesi de sürekli artacaktır. Ancak su debisinin artması WGS reaktöründe çıkış sıcaklığını arttıracığı için bir süre sonra uygun sıcaklık aralığından çıkılarak reaktörde kullanılan hassas malzemeler zarar görecektir. Bu sebeple sentez gazının WGS reaktöründe şartlandırılarak hidrojen zenginleştirilmesini kısıtlayan ana etken, beslenen su debisine bağlı olarak gerçekleşen su-gaz kayma reaksiyonları sonucunda ortaya çıkan yüksek sıcaklık değerleridir. Fazla su beslemesi ile sıcaklığın istenmeyen değerlere ulaştığı böyle bir durumda WGS reaktöründen istenilen verim elde edilemeyecektir.

Aspen HYSYS simülasyonu ve parametrik çalışma sonucunda, uygun çalışma değerlerinde 3 kg/s debideki sentez gazının WGS reaktöründe şartlandırılarak hidrojen zenginleştirilmesi için gerekli su miktarı 0,8832 kg/s hesaplanmıştır. WGS reaktörü sıcaklık değişimi ile gerekli su miktarındaki değişim Şekil 7.8'de görülmektedir.



Şekil 7.8: Su debisine bağlı WGS reaktörü sıcaklık değişimi

Sentez gazı içerisinde bulunan hidrojenin yüksek saflıkta ayrıştırılması için kullanılan basınç salınımlı adsorpsiyon (PSA) ünitesi % 95 etkinliğe sahiptir. PSA reaktöründe gerçekleştirilen ayrıştırma sonucunda sentez gazından 0,2931 kg/s debi değerinde H₂ gazı saflaştırılmış ve prosten ayrılmıştır. Geriye kalan egzoz gazları (kuyruk gazı) içerisinde ise başlıca H₂, CO, CO₂, CH₄ ve N₂ gazları bulunmaktadır. Proses sonucunda saflaştırılan H₂ miktarı ve geriye kalan kuyruk gazı içerisindeki bileşen miktarları Çizelge 7.8'de verilmiştir.

Odunsu biyokütlenin (ağaç artıkları) gazlaştırılması ile elde edilen sentez gazından H₂ üretim prosesinin Aspen HYSYS simülasyon programında yapılan benzetiminde 3 kg/s debi ve 850 °C sıcaklık değerindeki sentez gazından (Çizelge 7.2);

- Üretilen H₂ gazı miktarı 0,29 kg/s,
- WGS reaktörü girişinde Buhar/CO oranı 0,6082,
- WGS reaktör çıkışında H₂/CO oranı 3,2896,
- WGS reaksiyonu dönüşüm yüzdesi ise % 48 olarak bulunmuştur.

Çizelge 7.2: Hidrojen üretim prosesi simülasyonu sonuçları

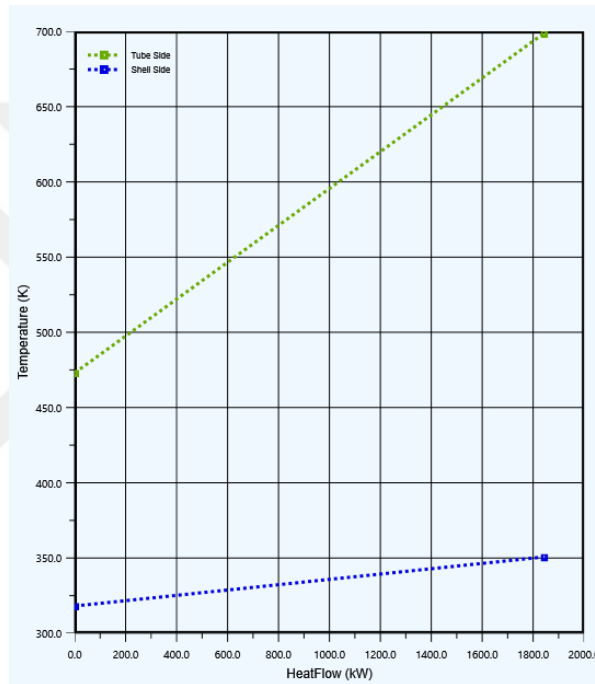
Sıcaklık	850 °C
Üretilen Hidrojen Miktarı	0,2931 kg/ s
WGS giriş Buhar/CO	0,6082
WGS çıkış H ₂ /CO	3,2896
WGS Dönüşüm Yüzdesi	% 48
Şartlandırma için Gereken Su Debisi	0,8832 kg/s

Ağaç atıklarının gazlaştırılmasıyla elde edilen ve 3 kg/s debi ile beslenen sentez gazı içerisinde başlangıçta 0,2232 kg/s hidrojen bulunmaktadır. HYSYS simülasyonunda modellenen proseste sentez gazının zenginleştirilmesi sonucunda ise 0,3085 kg/s değerinde hidrojen elde edilmiştir.

WGS ünitesinde sentez gazının şartlandırılmasında kullanılan WGS besleme suyu pompasının (P-1) enerji tüketimi (EP-100) $1,169.10^{-2}$ kW değerinde gerçekleşmiş olup bu değer proseste kullanılan diğer pompalar için gereken elektrik enerjisi ihtiyacından oldukça düşüktür. WGS reaktörüne beslenen su debisine göre P-1 pompasının tüketeceği elektrik enerjisi de değişecektir.

WGS reaktörü için belirlenen etkin çalışma sıcaklık aralığı 200-400°C'dir. Bu sebeple reaktör öncesinde gelen akım, su-gaz kayma reaksiyonunun gerçekleşmesi için belirlenen uygun sıcaklık değerine soğutulmalıdır. Bu noktada hem WGS giriş akımının sıcaklığını uygun değere sabitlemek hem de burada açığa çıkan enerjiden faydalanmak için sentez gazı içerisindeki enerjinin ORC-1 iş akışkanına aktarıldığı bir ısı değiştiricisi (Ex-1) kullanılmıştır. Burada sentez gazından ORC-1 iş akışkanına aktarılan enerji miktarı (E-1 Duty) 1.841 kW'tır. Ex-1 ısı değiştiricisinde

ORC-1 iş akışkanına aktarılan enerji miktarını etkileyen temel parametreler başlıca sentez gazı miktarı ve ısı değiştiricisine gelen sentez gazı ile WGS giriş akımları arasındaki sıcaklık farkıdır. Sentez gazı sıcaklığı 698,7 K'den 473,1 K değerine düşerken R-134a akışkanının sıcaklığı 318,1 K'den 350,7 K değerine çıkmakta fakat R-134a sıvısı bu noktada gaz faza geçmemektedir. Sentez gazı debisi ve ilgili sıcaklık farkının artması, açığa çıkan ve ORC-1 iş akışkanına aktarılacak enerji değerinin de artması anlamına gelmektedir. Aşağıda Şekil 7.9 ile Ex-1 ısı değiştiricisine giren ve çıkan akımlar için sıcaklık değişimi ve aktarılan ısı miktarını gösteren bir grafik verilmiştir.

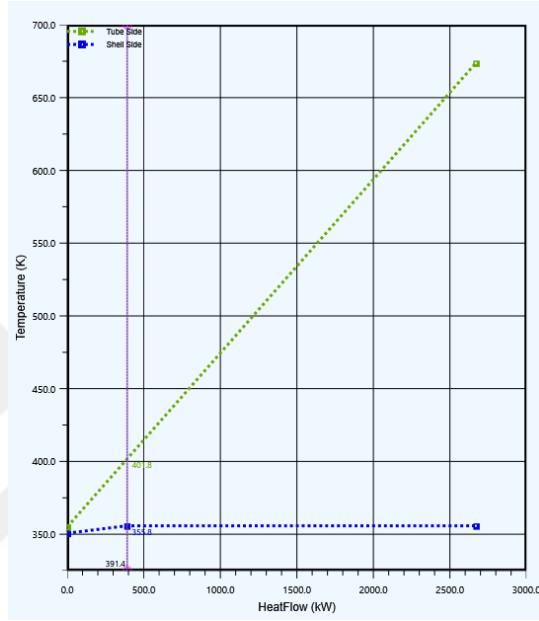


Şekil 7.9: E-1 ısı değiştiricisinde ORC-1 akışkanına aktarılan enerji

WGS reaktöründe gerçekleşen ekzotermik su-gaz kayma reaksiyonları sonucunda sentez gazı sıcaklığı 400,6 °C değerine ulaşmaktadır. PSA ünitesine gönderilmeden önce sentez gazının sıcaklığı, içindeki suyun ayrıştırılması için 4°C'ye kadar soğutulmaktadır. Yine bu soğutma öncesinde açığa çıkacak enerjinin bir kısmının ORC-1 akışkanına aktarılabilmesi için kullanılan ikinci bir ısı değiştirici (Ex-2) ile transfer edilen enerji miktarı (E-2 Duty) 2.669 kW'tır.

Ex-2 ısı değiştiricisinde ORC-1 iş akışkanına aktarılan enerji miktarını etkileyen temel parametreler başlıca beslenen su miktarı ile birlikte WGS reaktörü çıkışındaki

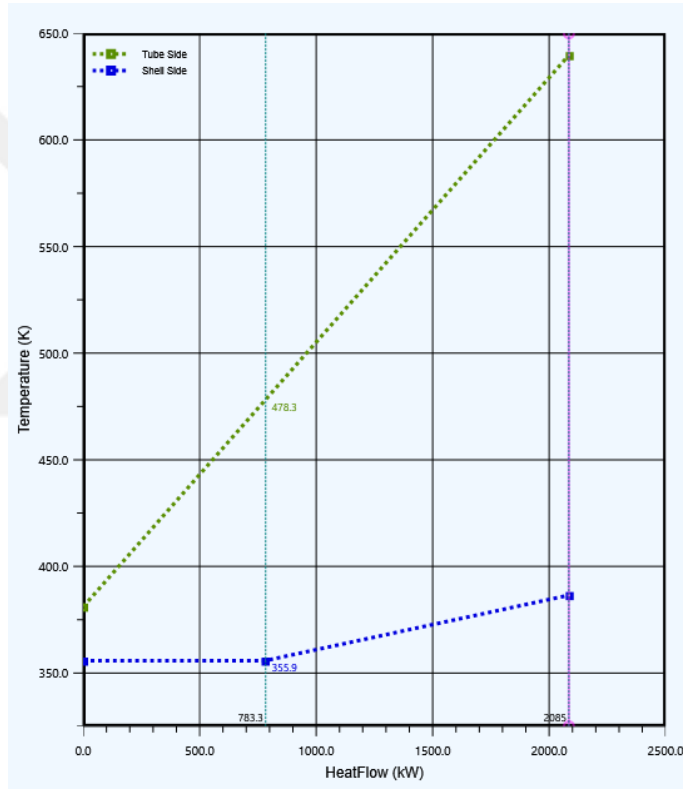
sentez gazı miktarı ve ekzotermik su-gaz kayma reaksiyonları sonucunda ortaya çıkan ısı miktarıdır. Sentez gazı sıcaklığı 673,8 K'den 355,1 K değerine düşerken R-134a akışkanının sıcaklığı 350,7 K'den 355,8 K değerine çıkmakta ve R-134a akışkanının fazı bu noktada sıvı-buhar karışımı olmaktadır (%74,54'lük buhar oranı). R-134a sıvısı için 82,65 °C (355,8 K) sıcaklık ve 28 bar basınç değerinde hal değişim eğrisi başlamıştır. Aşağıda Şekil 7.10 ile Ex-2 ısı değiştiricisine giren ve çıkan akımlar için sıcaklık değişimi ve aktarılan ısı miktarını gösteren bir grafik verilmiştir.



Şekil 7.10: E-2 ısı değiştiricisinde ORC-1 akışkanına aktarılan enerji ve hal değişimi WGS ünitesi sonrasında sentez gazı akımında bulunan suyun ayrılmasıyla tamamen gaz bileşenlerden oluşan sentez gazı bir kompresör aracılığıyla basınçlandırılmakta ve PSA ünitesine gönderilmektedir. Kompresörde 3,706 kg/s debideki sentez gazının basıncının 0,9 bar (90 kPa) değerinden PSA reaktör çalışma basıncı olan 12 bar değerine çıkarılması için tüketilen elektrik enerjisi miktarı 2.874 kW değerinde gerçekleşmiştir.

Kompresör çıkışında basıncı ile birlikte sıcaklığı da önemli ölçüde artan sentez gazının, PSA ünitesinde gerçekleştirilecek ayrıştırma işlemi için gerekli olan uygun çalışma koşullarının sağlanması amacıyla soğutulması gerekmektedir. Bu noktada yine kullanılan üçüncü bir ısı değiştiricisi (Ex-3) vasıtasıyla kompresör çıkışında enerjisi artan sentez gazından ORC-1 iş akışkanına ısı transferi sağlanmıştır. Böylece

hem PSA giriş sıcaklık koşulları (20-50 °C) sağlanmış hem de açığa çıkan enerjinin büyük bir kısmı elektrik üretimi amacıyla faydalanılmak üzere ORC-1 akışkanına kazandırılmıştır. Ex-3 ile ORC-1 iş akışkanına aktarılan enerji miktarı (E-3 Duty) 2.084 kW'tır. Ex-3 ısı değiştiricisinde ORC-1 iş akışkanına aktarılan enerji miktarını etkileyen temel parametreler başlıca kompresör çalışma basıncı ve sentez gazı miktarıdır. Sentez gazı sıcaklığı kompresör çıkışında ulaştığı 639,7 K değerinden 381,1 K değerine düşerken R-134a akışkanının sıcaklığı 355,8 K'den 386,5 K değerine çıkmakta ve kızgın R-134a buharı elde edilmektedir. Aşağıda Şekil 7.11 ile Ex-3 ısı değiştiricisine giren ve çıkan akımlar için sıcaklık değişimi ve aktarılan ısı miktarını gösteren bir grafik verilmiştir.



Şekil 7.11: E-3 ısı değiştiricisinde ORC-1 akışkanına aktarılan enerji

Çizelge 7.3'de verilen sentez gazı değerleri biyokütlenin gazlaştırılması ve gazlaştırma reaktörü ikinci kademesinde gerçekleşen katran giderimi sonrasında elde edilen gaz akımı değerleridir. Biyokütle besleme miktarı ve alt ısı değeri ise, gazlaştırıcıya beslenen kuru biyokütleyle ait değerlerdir.

Çizelge 7.3: Simülasyonda tanımlanan biyokütle ve sentez gazı özellikleri.

Biyokütle	Biyokütle Besleme Miktarı (kg/s)	Biyokütle Alt Isıl Değeri (kJ/kg)	Sentez Gazı Besleme miktarı (kg/s)	Sentez Gazı Alt Isıl Değeri (kJ/kg)
Ağaç Atıkları	3,71	19398	3	17970

Modellenen hidrojen üretim prosesinin HYSYS simülasyon programında benzetimi sonucunda elde edilen verilerden **Denklem 3.18** kullanılarak H_2 üretim hızı 78,99 (gH_2/g kuru biyokütle) değerinde, biyokütlenin gazlaştırılarak sentez gazına dönüşüm oranını ifade eden soğuk gaz verimliliği ise **Denklem 3.15** kullanılarak %74,9 değerinde hesaplanmıştır (Çizelge 7.4).

Çizelge 7.4: Simülasyon sonucu hesaplanan soğuk gaz verimliliği.

Parametre	Soğuk Gaz Verimliliği (%)
Soğuk Gaz Verimliliği (%)	74,90
H_2 Üretim Hızı (gH_2/g kuru biyokütle)	78,99

Modellenen hidrojen üretim prosesinde PSA ünitesi çıkışında yüksek saflıkta hidrojen üretimi ile birlikte geriye kalan diğer gaz karışımı (kuyruk gazı) bir egzoz akımı ile sistemden atılmaktadır. Sistemden atılan kuyruk gazı bileşimi CO_2 , CO , H_2 ve CH_4 gazlarından oluşmakta olup 3,413 kg/s debi değerine sahiptir. Çizelge 7.5’de alt ısıl değeri ve taşıdığı enerji miktarı verilen bu gaz karışımı, içerisinde bulunan özellikle büyük miktardaki CO gazı, az miktarda bulunan H_2 ve CH_4 gazlarının çeşitli yanma işlemlerinde kullanılabilmesi dolayısıyla önem taşımaktadır.

Çizelge 7.5: Sistemden ayrılan atık gazın enerjisi

Atık Gaz Alt Isıl Değeri (kJ/kg)	Atık Gaz Miktarı (kg/s)	Atık Gaz Enerjisi (kW)	
Ağaç Atıkları	4912	3,413	16764,656

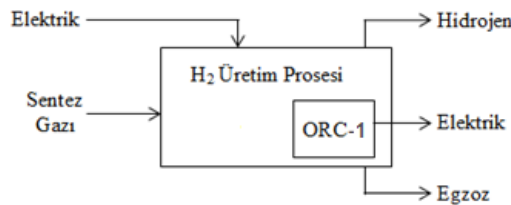
ORC entegre edilerek modellenen hidrojen üretim sistemi ekipmanlarının hesaplanan enerji akımları Çizelge 7.6’da verilmiştir. PSA reaktörü öncesinde kullanılan bir adet kompresör ve ORC-1 sisteminde çalışma akışkanının basınçlandırılması için kullanılan bir adet pompa nedeniyle hidrojen üretim prosesinde toplamda 2.945,71

kW elektriksel güç tüketimi meydana gelmektedir. Bununla birlikte, yapılan benzetim çalışması temelinde 3 kg/s debi ve 850 °C sıcaklıktaki sentez gazının eldesinde gazlaştırma ve gaz temizleme ünitelerinde yaklaşık toplamda 6.390,51 kW enerji tüketimi gerçekleşmektedir. Bu değer biyokütlenin gazlaştırılması için kullanılan reaktörde 850 °C çalışma sıcaklığında ilgili miktardaki ürün gazının oluşması ve içerisindeki katranın giderilmesi için gereken enerji miktarıdır. Burada göz önüne alınan temel bileşenler reaktöre beslenen biyokütle ve gazlaştırıcı ajanın (hava/oksijen) miktarı, gazlaşmanın gerçekleşmesi ve katran bileşiklerinin parçalanmasını sağlayan çalışma sıcaklığı için gereken ısıtma enerjisidir.

Çizelge 7.6: Hidrojen üretim prosesi enerji yükleri

Enerji Akımı	Q-GBR1	Q-E6	W-K1	W-P1
Değer (kW)	455,51	1.052	729	1,169*10 ⁻²
Enerji Akımı	Q-E5	Q-E7	W-K2	W-P2
Değer (kW)	1.053	451,47	2.874	71,50

Modellenen hidrojen üretim sistemi içerisindeki tüm proses adımları değerlendirildiğinde, belirlenen kapasite için biyokütlenin gazlaştırılması, gazlaştırma işlemi ile elde edilen ürün gazının temizlenerek bileşiminin çoğunluğunu CO, CO₂, H₂ ve CH₄'ün oluşturduğu sentez gazının üretimi, sentez gazının hidrojenle zenginleştirildiği WGS reaktörü ve özellikle hidrojenin ayrıştırılmasının gerçekleştiği PSA ünitesi için gerekli olan kompresörün kullanılması sonucu hidrojen üretim sisteminin tükettiği enerji miktarı toplamda 9.336,22 kW olmaktadır. Bununla birlikte, 3 kg/s debi ve 850°C sıcaklıktaki sentez gazı temelinde modellenen hidrojen üretim prosesine giren ve çıkan akımların enerji ve ekserji değerleri incelenmiş ve sistemin verimliliği analiz edilmiştir. Şekil 7.12'de ORC-1 entegre edilerek modellenen hidrojen üretim prosesinde yakıt olarak değerlendirilebilecek sentez gazı ve elektrik akımları ile birlikte ürün olarak değerlendirilen hidrojen ve ORC-1 güç çıkış akımları görülmektedir.



Şekil 7.12: ORC-1 entegre H₂ üretim prosesinde giren ve çıkan akımlar

Sisteme 3 kg/s debi ve 850 °C sıcaklıkta giren sentez gazının molar bileşimi Çizelge 7.7’de verilmiştir. Her bir bileşimin sahip olduğu kimyasal ekserji değerleri toplanarak sentez gazının kimyasal ekserjisi 52.099,17 kW bulunmuştur. Kinetik ve potansiyel ekserji değerleri ihmal edildiğinde sentez gazının fiziksel ve kimyasal ekserjileri toplamı 54.974,58 kW’dır. Ayrıca, hidrojen üretim sistemine, ihtiyaç duyulan elektrik enerjisinin karşılamasını sağlayan elektrik akımı 9.336,22 kW’lık ekserji değerine sahiptir. Nihayetinde hidrojen üretim prosesine yakıt olarak ($\dot{E}x_F$) sentez gazı ve elektrik akımları ile toplamda 64.310,80 kW ekserji girişi gerçekleşmektedir.

Çizelge 7.7: Biyokütle kaynaklı sentez gazı bileşimi

Bileşen	H_2	CO	CO_2	CH_4	N_2	H_2S
(%)	55,71	40,76	3,31	0,08	0,07	0,07

Hidrojen üretimine entegre ORC-1 güç sistemi ile 728,67 kW iş üretilmektedir. Aynı zamanda 3 kg/s sentez gazı kullanılarak 0,29 kg/s debi ve 54°C sıcaklıkta saf hidrojen üretilmiştir. Üretilen hidrojen gazının fiziksel ve kimyasal ekserji değerleri toplamı 35.213,79 kW’dır. Sonuç olarak, sistemden elektrik ve hidrojen akımları olmak üzere ($\dot{E}x_p$) toplam 35.942,46 kW’lık ekserji üretimi gerçekleşmiştir. Ayrıca H_2 ayrıştırılmasından sonra arta kalan egzoz akımı (kuyruk gazı) 17.364,79 kW ekserji değerine sahiptir ve içeriğinde büyük oranda CO ve CO_2 , az miktarlarda H_2 , H_2O ve CH_4 bulunmaktadır. Kuyruk gazının içeriğine ilişkin bileşim değerleri Çizelge 7.8’de görülmektedir.

Çizelge 7.8: Hidrojen üretim prosesi kuyruk gazı (egzoz akımı) molar bileşimi

Bileşen	H_2	CO	CO_2	CH_4	N_2	H_2O
(%)	0,0734	0,4463	0,4408	0,0169	0,0014	0,0211

ORC-1 entegre hidrojen üretim prosesinin biyokütle kaynaklı üretilen 3 kg/s debi’de sentez gazının işlenmesiyle 0,29 kg/s hidrojen üretimi gerçekleşmiştir. Bu durumda hidrojen üretim oranı % 9,66’dır. ORC-1 entegre hidrojen üretimi ekserji verimi;

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}x_p}{\dot{E}x_F} = \frac{35942,46}{64310,80} = 0,558 = \%55,8 \text{ olarak hesaplanır.}$$

7.2 Jeotermal Destekli Güç Üretim Modeli Simülasyon Sonuçları

Çalışmada entegre sistemin kurulumunun yapılması hedeflenen bölgede bulunan jeotermal rezervuardan üretim kuyuları (sondaj kuyuları) vasıtasıyla elde edilen ısı enerjisi temelinde modellenen jeotermal destekli güç üretim modelinde giriş parametresi çift fazlı jeotermal akışkan olmuştur. Önerilen çevrim 25 °C sıcaklık ve 1 atm basınç değerindeki çevre şartlarında modellenmiştir. Rezervuarda bulunan jeotermal enerji potansiyeline bağlı olarak hidrojen üretim prosesinin ihtiyaç duyduğu tüm elektrik enerjisinin karşılanması ve fazladan güç üretilmesi amaçlanmış ve temel olarak güç üretim miktarı ile sistem verimliliği incelenmiştir.

Aspen HYSYS simülasyon programı kullanılarak benzetimi yapılan jeotermal güç üretim modelinin ekran görüntüsü Şekil 6.11'de gösterilmiştir. Şekilden görüldüğü gibi flaş buhar çevrimi olarak tanımlanan kısımda kuyudan alınan jeotermal akışkan ilk önce 1 numaralı akımla YB separatörüne (V-100) gelmektedir. YB separatöründen alınan kızgın su buharı bir yüksek basınç türbininde (K-101) genişletilerek 15,15 MW güç çıktısı elde edilmektedir. YB separatöründen çıkan sıvı akımından da AB separatörü (V-101) kullanılarak elde edilen su buharı ise bir alçak basınç türbinine (K-102) gönderilerek genişletilmekte ve 19,34 MW güç çıktısı elde edilmektedir. AB separatöründen (V-101) çıkan 3b numaralı sıvı akımın sahip olduğu enerji, entegre edilen organik Rankine çevrimi (ORC-2) kullanılarak değerlendirilmekte ve sonrasında re-enjeksiyon pompası (P-101) kullanılarak rezervuarın sürdürülebilirliğinin korunması amacıyla tekrar rezervuara basılmaktadır. Jeotermal sıvının basınçlandırılması ve rezervuara gönderilmesi amacıyla kullanılan pompa 4,07 MW güç tüketmektedir. YB buhar türbini (K-101) çıkışındaki 4 numaralı egzoz akımı ve AB separatöründen (V-101) çıkan 3b numaralı sıvı akımı, jeotermal destekli ORC-2 sisteminin buharlaştırıcıları (E-100 ve E-101) kullanılarak ORC-2 çalışma sıvısı olan R-134a organik akışkanına ısı kaynağı sağlamaktadır.

Şekil 6.11'de Aspen HYSYS ekran görüntüsü verilen sistemin benzetim çalışması sonucunda elde edilen proses akımlarına ait sıcaklık, basınç ve debi değerleri Çizelge 7.9'da verilmiştir. Benzetimi yapılan jeotermal güç santralindeki türbin ve pompalara ait enerji akımları ise Çizelge 7.10'da gösterilmiştir.

Çizelge 7.9: Jeotermal güç santrali benzetim çalışması akım değerleri

Akım No	<u>1</u>	<u>2</u>	<u>3</u>	<u>3a</u>	<u>3b</u>	<u>3c</u>	<u>4</u>
<u>Sıcaklık (°C)</u>	163,90	163,90	163,90	114,54	114,93	41,73	104,27
<u>Basınc (bar)</u>	6,81	6,81	6,81	1,49	1,69	0,08	1,18
<u>Debi (kg/s)</u>	661,10	66,10	595,00	59,10	535,90	59,10	66,10
Akım No	<u>5</u>	<u>6</u>	<u>7</u>	<u>8</u>	<u>9</u>	<u>10</u>	<u>11</u>
<u>Sıcaklık (°C)</u>	104,27	115,69	96,45	24,10	32,70	103,82	58,06
<u>Basınc (bar)</u>	1,18	55,00	54,66	3,45	2,21	27,43	8,91
<u>Debi (kg/s)</u>	66,10	535,90	535,90	3163,84	3163,84	598,50	598,50
Akım No	<u>12</u>	<u>13</u>	<u>14</u>	<u>15</u>	<u>16</u>	<u>17</u>	
<u>Sıcaklık (°C)</u>	35,10	37,17	37,17	37,17	114,67	99,00	
<u>Basınc (bar)</u>	8,91	30,45	30,45	30,45	27,43	27,75	
<u>Debi (kg/s)</u>	598,50	598,50	398,80	199,70	199,70	398,80	

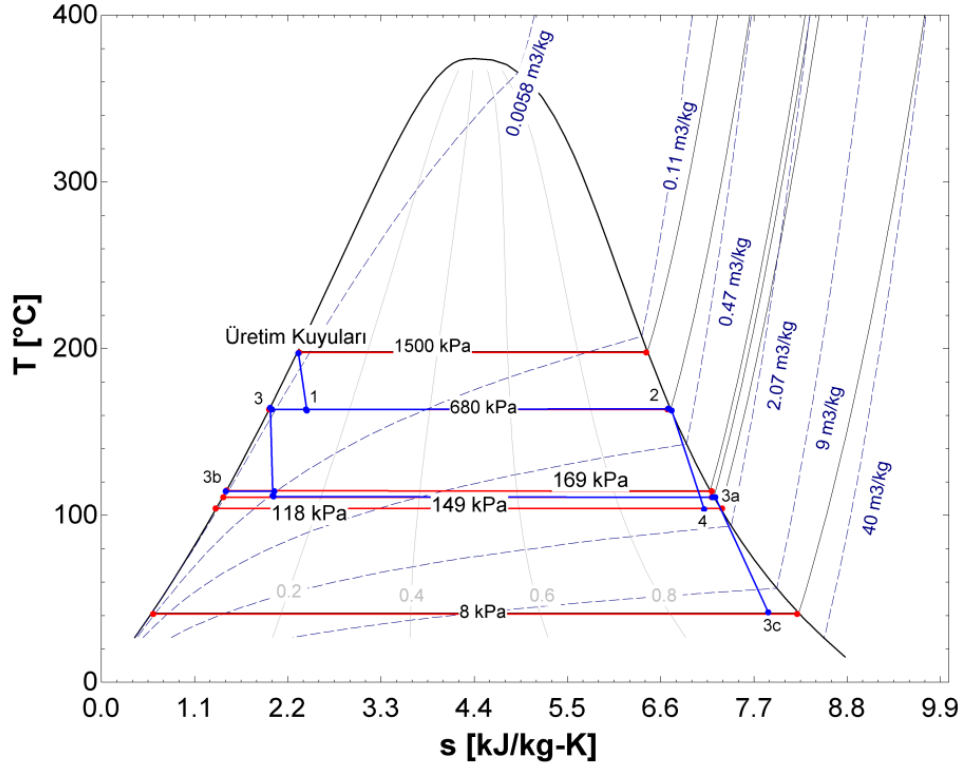
Çizelge 7.10: Jeotermal güç santrali enerji akımları

Enerji Akımı	<i>W-P100</i>	<i>W-P101</i>	<i>W-K100</i>	<i>W-HP</i>	<i>W-LP</i>
Değer (MW)	1,48	4,07	12,43	15,15	19,34

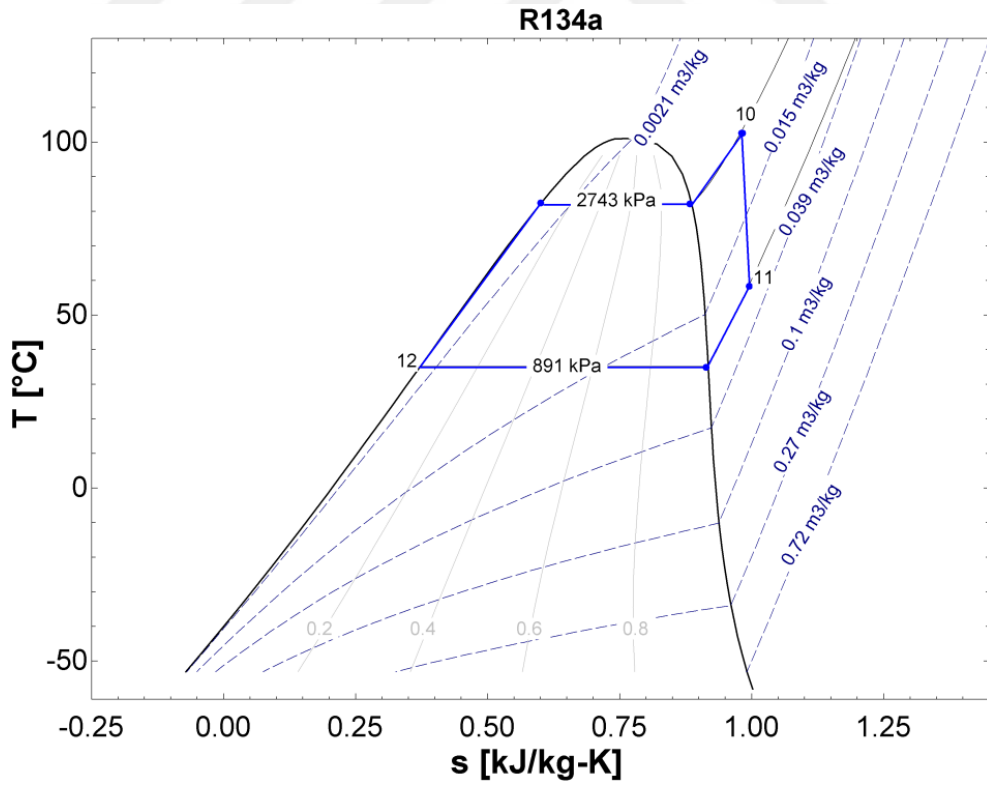
Buharlaştırıcılarda (E-100 ve E-101) jeotermal akışkandan ORC-2 çalışma akışkanına ısı transferinin gerçekleşmesi ile elde edilen kızgın organik akışkanın ORC-2 türbininde (K-100) genişletilmesi sonucunda 12,43 MW güç üretilmektedir. ORC-2 türbinden çıkan 11 akım numaralı R-134a çalışma akışkanının bir kondenser (E-102) aracılığı ile soğutulduktan sonra tekrar basınçlandırılıp buharlaştırılmak üzere ısı değiştiricilerine gönderilmesi sonucunda ORC-2 için kapalı çevrim tamamlanmaktadır. ORC-2 çalışma akışkanının basınçlandırılması için kullanılan pompa (P-100) ise 1,48 MW güç tüketmektedir. Jeotermal güç üretim sisteminde kullanılan iki adet buhar türbini (K-101 ve K-102) ve bir adet ORC-2 türbini (K-100) ile toplamda 46,92 MW güç üretilirken, jeotermal akışkanın rezervuara re-enjeksiyonu ve ORC-2 çalışma akışkanının basınçlandırılması için kullanılan pompaların (P-101 ve P-100) tükettiği güç ise toplamda 5,55 MW'tır. Bu durumda jeotermal destekli güç çevriminde ORC-2 ile birlikte geri iş oranı (Denklem 4.6);

$$GİO = \frac{W_p}{W_t} = \frac{5,55 \text{ (MW)}}{46,92 \text{ (MW)}} = 0,118 = \% 11,8' \text{ dir.}$$

Şekil 6.11'de benzetim ekran görüntüsü verilen organik Rankine çevrimi (ORC-2) ile entegre edilmiş jeotermal güç sistemine (1) numaralı akım vasıtasıyla üretim kuyularından ulaşan çift fazlı jeotermal akışkan enerjisi ($Q_{\text{Üretim}}$) 445 MW'tır (Çizelge 7.11). Rezervuardan üretim kuyuları vasıtasıyla sisteme beslenen jeotermal akışkan, enerjisinin belli bir miktarı kullanıldıktan sonra re-enjeksiyon kuyuları vasıtasıyla tekrar rezervuara basılmaktadır. Rezervuara geri basılan akışkanın sahip olduğu enerji değeri ise ($Q_{\text{Re-enj}}$) 219 MW'tır. Bu durumda jeotermal destekli entegre güç sisteminde giren ısı enerjisi (Q_{Giren}) 226 MW, net güç çıkışı ise 41,37 MW değerinde gerçekleşmektedir. Böylece sistemin enerji verimi %18,3 olarak hesaplanmıştır. Jeotermal akışkanın, belli bir sıcaklık değerinde ve yüksek miktarda kullanılmayan enerji ($Q_{\text{Re-enj}}$) ile tekrar rezervuara basılması, nispeten düşük enerji verimine sebep olmasına karşın rezervuarın uzun ömürlü ve sürdürülebilir olabilmesi için önem taşımaktadır. EES (Engineering Equations Solver) programı kullanılarak oluşturulan, flaş buhar çevrimi ve ORC-2'ye ait T-s diyagramları Şekil 7.13 ve Şekil 7.14'te gösterilmiştir.



Şekil 7.13: Flaş buhar çevrimi T-s diyagramı



Şekil 7.14: Organik Rankine çevrimi (ORC-2) T-s diyagramı

Jeotermal akışkanın elde edildiği kuyu başı tesislerinde altı adet üretim kuyusundan gerçekleşen toplam ekserji girişi 97.894 kW'tir. Bununla birlikte tesise en büyük ekserji girişi A-5 kuyusundan 19.420 kW değerinde olup toplam ekserji girişinin yaklaşık %20'sine karşılık gelmektedir. Çizelge 7.11'de kuyuların debi değerleri ve hesaplanan ekserji değerleri verilmiştir. Üretim kuyuları için potansiyel ve kinetik etkiler ihmal edilmiş fiziksel ekserji değerleri hesaplanmıştır.

Jeotermal akışkanın güç çevrimine iletilmesine kadar geçen süreçte 716,944 kg/s debili elde edilen rezervuar akımında meydana gelen kayıplar ve diğer kullanımlar sebebi ile güç çevrimine ulaşan jeotermal akışkan debisi 661 kg/s değerinde hesaplanmıştır. Kuyulardan çekilen jeotermal akışkan içerisinde bulunan yoğunlaştırılmaz gazlar ihmal edilmiş ve jeotermal akışkan olarak kabul edilmiştir. Çizelge 7.11'de tüm sistem için toplamı verilen ekserji girişi (E_{X_T}), üretim kuyularından 716,9 kg/s debi değerinde yüzeye çıkarılan rezervuar akımı üzerinden hesaplanan değerdir.

Çizelge 7.11: Sırasıyla üretim kuyularından gelen kütle, enerji ve ekserji değerleri

Üretim Kuyu No	Kütlesel Debi (kg/s)	Enerji (MW)	Ekserji (MW)
A1	$m_{A1} = 121,667$	$E_{A1} = 75,498$	$E_{X_{A1}} = 16,595$
A2	$m_{A2} = 73,056$	$E_{A2} = 45,341$	$E_{X_{A2}} = 9,974$
A3	$m_{A3} = 141,944$	$E_{A3} = 88,033$	$E_{X_{A3}} = 19,304$
A4	$m_{A4} = 132,778$	$E_{A4} = 82,378$	$E_{X_{A4}} = 18,155$
A5	$m_{A5} = 141,944$	$E_{A5} = 88,136$	$E_{X_{A5}} = 19,420$
A6	$m_{A6} = 105,556$	$E_{A6} = 65,547$	$E_{X_{A6}} = 14,447$
Toplam	$m_{AT} = 716,944$	$E_T = 444,93$	$E_{X_T} = 97,894$

Jeotermal rezervuardan üretim kuyuları vasıtasıyla üretilen ve güç çevriminde kullanılan toplamda 661 kg/s ve 165 °C sıcaklıktaki çift fazlı jeotermal akışkandan, ayırıcı ünitesi kullanılarak ayrı ayrı sıcak sıvı ve buhar akımları elde edilmektedir. Kuyu başı tesisleri vasıtasıyla üretilen ve güç çevrimine gönderilen jeotermal akışkan ile güç sistemine 77.815,90 kW'lık ekserji girişi olmaktadır. Üretim kuyularından elde edilen toplam rezervuarın ayırıcı ünitesinde bulunan yüksek basınçlı bir separatöre (YBS) girmesi ile ilk olarak yüksek basınçlı buhar elde edilmekte ve buradan ayrılan rezervuarın ikinci kez buharı bir alçak basınç separatöründen (ABS)

alınarak reenjeksiyon kuyularına gönderilmektedir. Öncesinde belirtildiği gibi kuyulardan elde edilen jeotermal akışkan içerisindeki yoğuşturulamayan gazlar (CO₂, SO₂ vs.) ihmal edilmiş olup toplam debi su-buhar karışımı (H₂O) olarak kabul edilmiştir. Bu temelde 6 adet üretim kuyusundan hesaplanan giriş debisi Çizelge 7.11'den de görüldüğü üzere 716,944 kg/sn olmasına karşın YBS girişinde güç çevrimine ulaşan değer 661 kg/s (2.380.000 kg/sa) olarak değerlendirilmiştir. YBS ile ayrıştırılan jeotermal akışkandan 66,10 kg/sn debi değerinde buhar üretilmektedir. Ayrıca geriye kalan sıvı akım üzerinden de 595,00 kg/sn' lik jeotermal akışkan ABS'ye gitmek üzere ayrılmaktadır. ABS kullanılarak üretilen ve ABT'ye ulaşan buhar debisi ise 59,10 kg/sn dir. Bu durumda YBS ve ABS için ekserji verimlilikleri sırasıyla %62,9 ve %75,4 şeklinde gerçekleşmiştir. YBS ve ABS'dan elde edilen buharlar Rankine çevriminde sırasıyla yüksek basınç türbinine (YBT) ve alçak basınç türbinine (ABT) gönderilmektedir. Türbin giriş sıcaklığı yüksek basınçlı hat için 153,5 °C, 7,68 bar, alçak basınç için 111,6 °C, 1,21 bar basınçta kızgın buhar olarak gerçekleşmektedir. YBT ve ABT'den toplamda 34.490 kW güç elde edilmektedir.

Ayırıcı ünitesinde jeotermal rezervuarın ayrıştırma işlemi sırasında toplamda 14.174 kW'lık ekserji kaybı meydana gelmekte ve bu değer jeotermal rezervuarla gelen ekserji girişinin yaklaşık olarak %18'lik kısmını oluşturmaktadır. Ayrıca, Rankine çevriminde türbinlere 75.250 kW ekserji girişi olmaktadır. Toplam kurulu gücü 33,7 MW olan buhar türbinlerinde toplamda 41.550 kW'lık ekserji kaybı gerçekleşmektedir. Türbinden çıkan 34,49 MW net iş düşünüldüğünde buhar türbini için toplam ekserji verimi;

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}x_p}{\dot{E}x_F} = \frac{34,49}{75,25} = 0,4583 = \%45,8 \text{ olarak hesaplanır.}$$

Ayırıcı ünitesinde ayrıştırma işleminin gerçekleşmesinin ardından güç üretim sistemini terk eden jeotermal rezervuarın yaklaşık 96°C ve 55 bar, 540 kg/s'lik debi ile gerçekleştirilen re-enjeksiyonu sebebiyle 19.192 kW'lık ekserji miktarı sistemde kullanılmadan tekrar yeraltına basılmakta olup bu değer jeotermal rezervuarla gerçekleşen ekserji girişinin % 24,6'lık kısmına karşılık gelmektedir.

YBT'de genişleyen ve sıcaklığı yaklaşık 100°C civarında olan buhar, YBT eksozu ile çekilerek ORC-2 sisteminde kullanılmaktadır. Bu akım ORC-2 sisteminde bulunan yaklaşık 40°C'deki R-134a çalışma akışkanı için ısı kaynağı oluşturmakta ve 98°C sıcaklıkta R-134a gazı elde edilmektedir. Böylece ORC-2 türbininde R-134a akışkanının iş görmesi ile 12.430 kW elektrik üretilirken, sistemde 4.606 kW'lık ekserji tahribi gerçekleşmektedir. ORC-2 sistemi türbinin ekserji verimi %71 olarak hesaplanmıştır.

Jeotermal güç üretim sisteminde Rankine çevrimiyle birlikte ORC-2 türbini de çalıştırıldığı için tüm sistemin toplam verimi, ORC kullanılmayan sistemlere kıyasla daha verimlidir. Çünkü buhar türbininden atık olarak çıkan egzoz buharının enerjisinden de yararlanılmaktadır. Jeotermal güç sistemi için toplam ekserji girişi 77.815,90 kW, ekserji çıkışı ise ORC-2 ve buhar türbinlerinden toplamda 46.920 kW'dır. Bu durumda ekserji verimi;

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}x_p}{\dot{E}x_f} = \frac{46920}{77815,9} = 0,6029 = \%60,3 \text{ 'dür.}$$

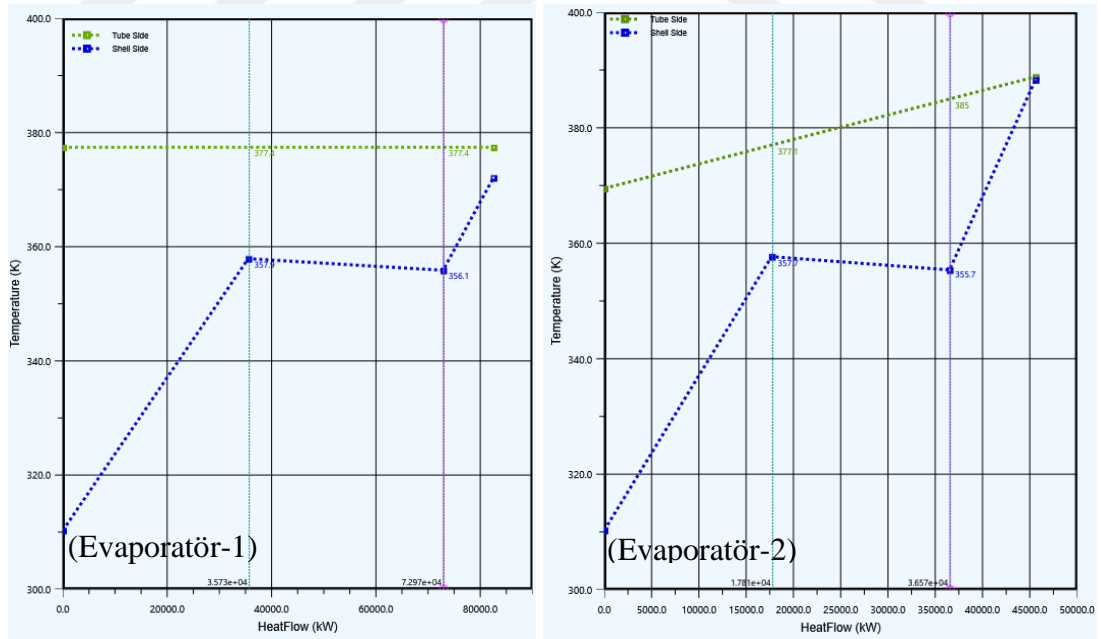
Jeotermal güç modeli için toplam ekserji girişi 716,94 kg/s'lik rezervuar üzerinden 97.894 kW olarak değerlendirilirse sistemin ekserji verimi % 47,9 olacaktır.

ORC-2 sisteminde kullanılan 2 adet buharlaştırıcı (Evaporatör-1 ve Evaporatör-2) için hesaplanan toplam ekserji tahribi yaklaşık olarak 9.000 kW değerinde gerçekleşmiştir. Evaporatör-1 (E-100) için kullanılan ısı değiştiricisi ekserji verimi %40, Evaporatör-2 (E-101) buharlaştırıcısı ise %61,56 verimde çalıştığı görülmüştür.

Çizelge 7.12: ORC-2 Buharlaştırıcılara giren ve çıkan akım özellikleri

<i>Buharlaştırıcılar</i>	<i>Akım No</i>	<i>Debi (kg/sn)</i>	<i>Sıcaklık (°C)</i>	<i>Basınç (bar)</i>
<i>Evaporatör-1 (E-100)</i>	4 (Su)	66,10	104,27	1,18
	5 (Su)	66,10	104,27	1,18
	14 (R-134a)	398,80	37,17	30,45
	17 (R-134a)	398,80	99,00	27,75
<i>Evaporatör-2 (E-101)</i>	6 (Su)	535,90	115,69	55,00
	7 (Su)	535,90	96,45	54,66
	15 (R-134a)	199,70	37,17	30,45
	16 (R-134a)	199,70	114,67	27,43

Çizelge 7.12'de buharlaştırıcılara giren ve çıkan akım değerleri verilmiştir. Burada jeotermal akışkandan ORC-2 iş akışkanına aktarılan enerji miktarı Evaporatör-1'de (E-100 Duty) 82.520 kW, Evaporatör-2'de (E-101 Duty) 45.600 kW'tır. ORC-2 iş akışkanına aktarılan enerji miktarını etkileyen temel parametreler jeotermal akışkanın taşıdığı enerji miktarı ve sıcaklık farkıdır. Evaporatör-1'de (E-100), YBT egsozundan gelen jeotermal sıvı-buhar karışımının sıcaklığı, enerji geçişinin hal değişim bölgesinde gerçekleşmesi sebebiyle 377,42 K'de sabit kalmaktayken R-134a sıvısının sıcaklığı 310,32 K'den 372,15 K değerine çıkmakta ve buhar faza geçmektedir. Evaporatör-2'de ise ABS sıvı akımından gelen jeotermal sıvı akışkanın sıcaklığı 388,84 K'den 375,60 K değerine düşmekteyken R-134a sıvısının sıcaklığı 310,32 K'den 387,82 K değerine çıkmakta ve kızgın buhar fazına geçmektedir. Evaporatör-1 ve Evaporatör-2 buharlaştırıcılarından çıkan R-134a gaz akımları bir karıştırıcıda (Mix-100) karıştırılmakta ve ORC-2 türbinine gönderilmektedir. Türbine gönderilen 598,5 kg/s toplam debide R-134a gazının sıcaklık, basınç değerleri sırasıyla 103,82 °C (376,97 K) ve 27,43 bar şeklinde gerçekleşmiştir. Aşağıda verilen Şekil 7.15 ile Evaporatör-1 ve Evaporatör-2 buharlaştırıcılarına giren ve çıkan akımlar için sıcaklık değişimi ve aktarılan ısı miktarları gösterilmiştir.



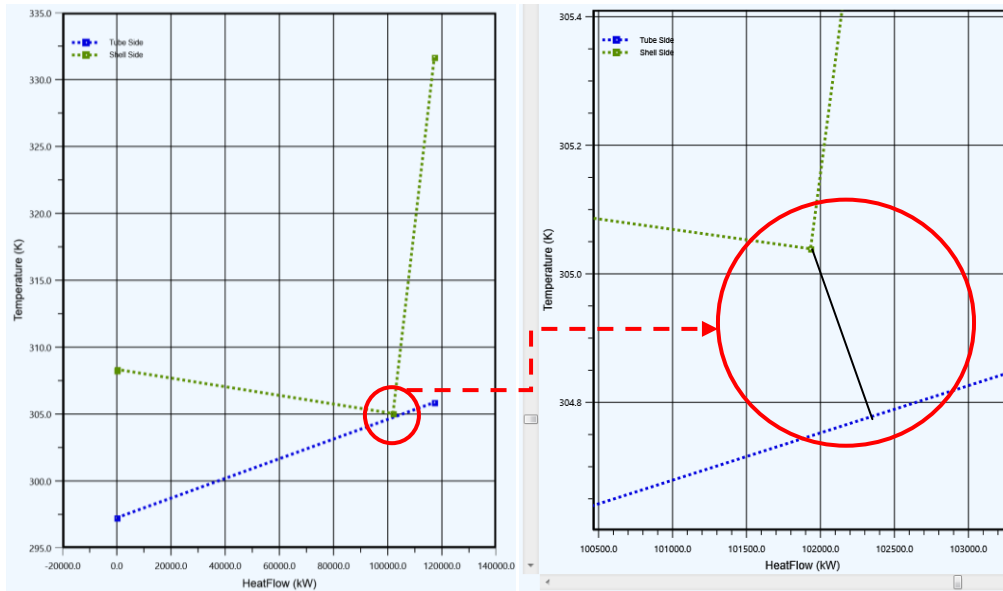
Şekil 7.15: Buharlaştırıcılarda R-134a sıvısına aktarılan enerji ve faz değişimi

Jeotermal destekli geleneksel Rankine çevrimine ikincil bir sistem olarak entegre edilen organik Rankine çevriminde (ORC-2) türbinde iş görmüş R-134a gazının soğutulması ve yoğuşturulması amacıyla kullanılan kondenser, ısı değiştiricisi şeklinde modellenmiştir (E-102). Yapılan hesaplamalar sonucunda yaklaşık 213 kW'lık ekserji tahribinin gerçekleştiği ORC-2 kondenserinde ekserji veriminin %79 civarlarında olduğu hesaplanmıştır.

Çizelge 7.13: ORC-2 Kondenserine (E-102) giren ve çıkan akım değerleri

<i>Ekipman</i>	<i>Akım No</i>	<i>Debi (kg/s)</i>	<i>Sıcaklık (°C)</i>	<i>Basınç (bar)</i>
Kondenser (E-102)	8 (Soğutma suyu)	3163,84	24,10	3,45
	9 (Soğutma suyu)	3163,84	32,70	2,21
	11 (R-134a)	598,50	58,06	8,91
	12 (R-134a)	598,50	35,10	8,91

Çizelge 7.13'de ORC-2 kondenserine giren ve çıkan akışkanların akım değerleri verilmiştir. ORC-2 kondenserinde kullanılan soğutma suyu ile türbinden dökülen R-134a buharının sıcaklığı 58,06 °C (332,21 K) değerinden 35,10 °C (308,25 K) değerine düşürülmekte ve doymuş R-134a sıvısı elde edilmektedir. Aynı zamanda kondenserde kullanılan 24,1 °C'deki soğutma suyunun sıcaklığı, ısı transferi sonrasında 32,70 °C'ye kadar çıkmaktadır. Aşağıda verilen Şekil 7.16 ile iki akım arasında gerçekleşen en düşük sıcaklık farkı, kondensere (E-102) giren ve çıkan akımlar için sıcaklık değişimi ve aktarılan ısı miktarı gösterilmiştir.



Şekil 7.16: ORC-2 kondenserde gerçekleşen enerji transferi ve faz değişimi

Jeotermal kaynaklı sistemin iç tüketimi 5.550 kWe olmaktadır. Hidrojen üretim prosesi ile birlikte tüm sistemin toplam iç tüketimi ise 14.886,23 kWe'dir. Buna karşılık, önerilen jeotermal destekli entegre hidrojen ve güç üretim prosesinin toplam güç üretim miktarı 47.648,67 kWe'dir. Toplam net güç üretimi ise 32.762,44 kWe olarak bulunmuştur. Modellenen entegre hidrojen ve güç üretim sistemine yakıt olarak sırasıyla 77.815,90 kW ve 54.974,58 kW ekserji değerlerine sahip jeotermal akışkan ve sentez gazı beslenmektedir. Buna karşılık, sistemden 32.762,44 kW net güç ve 35.213,79 kW'lık ekserjiye sahip hidrojen gazı elde edilmektedir. Sistemden elde edilen ürünlerin ekserjilerinin toplamı 67.976,23 kW olarak hesaplanmıştır. Bununla birlikte, re-enjeksiyon kuyuları vasıtasıyla tekrar jeotermal rezervuara gönderilen jeotermal akışkan 19.192 kW'lık, hidrojen ayrıştırılmasından sonra arta kalan egzoz akımı ise 19.760,79 kW'lık ekserjiye sahiptir. Re-enjeksiyon yapılan jeotermal akışkan ve egzoz akımları ile birlikte sistemden 38.952,79 kW'lık ekserji atılmaktadır. Yapılan analiz neticesinde, jeotermal destekli entegre hidrojen ve güç üretim sisteminin toplam ekserji verimliliği 3 kg/s'lik sentez gazı debisi temelinde %51,2 olarak hesaplanmıştır.

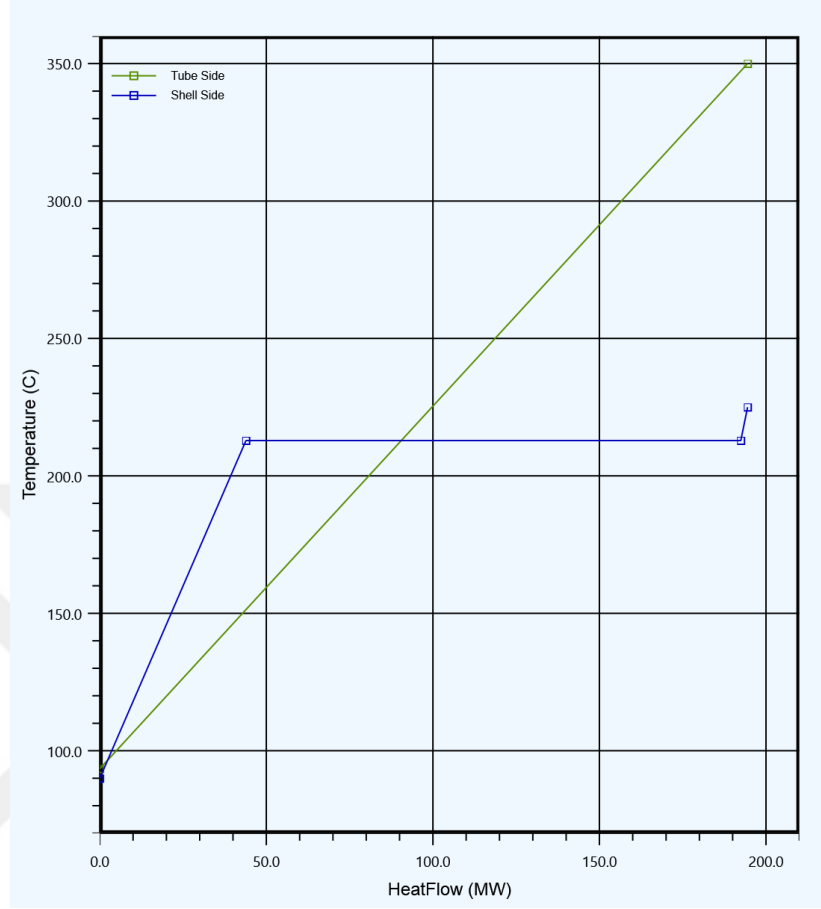
Bunun yanında, hidrojen üretim prosesi ile 1.055 kg/saat'lik bir debide hidrojen gazı üretimi gerçekleştirilmiştir. Yıllık 7.200 saatlik çalışma süresi temelinde entegre sistemde hidrojen gazı üretim miktarı ise 7.596 ton/yıl değerindedir. Buna ilaveten, bölgenin biyokütle potansiyeline bağlı olarak tesisin hidrojen üretim kapasitesinin artırılabilceği öngörülmektedir. Elde edilen yıllık net güç üretimi ise 235.889.568 kWh olarak hesaplanmıştır. Yılda ortalama 235.889.568 kWh elektrik üretimi ile 71.265 kişinin günlük hayatında ihtiyaç duyduğu (konut, sanayi, metro ulaşımı, resmi daire, çevre aydınlatması gibi) tüm elektrik enerjisi ihtiyacı karşılanabilmektedir. Modellenen jeotermal destekli entegre hidrojen ve güç üretim sistemi için sadece konut elektrik tüketimi dikkate alındığında ise 74.885 konutun elektrik enerjisi ihtiyacını karşılayabilecek elektrik üretimi gerçekleştirilmiştir.

7.3 Güneş Destekli Güç Üretim Modeli Simülasyon Sonuçları

Çalışmada entegre sistemin kurulununun yapılması hedeflenen bölgede güneş enerjisi potansiyeli temelinde modellenen güneş destekli güç üretim sisteminde ısı transfer akışkanının ısıtıldığı bir PTC kolektör alanı ve bu ısının depo edildiği bir ısı enerji depolama (TES) sistemi bulunmaktadır. Güneşlenmenin olmadığı zamanlarda ısı enerjisinin temin edilmesi ve kesintisiz elektrik üretiminin sağlanması amacıyla doğalgaz yakıtlı bir yakıcı da sisteme eklenmiştir. Böylece ısı transfer akışkanı vasıtasıyla PTC kolektör alanına ve doğalgaz yakıtlı yakıcıya entegre edilen güç çevrimi çalışma sıvılarına enerji transferi sağlanmış ve elde edilen kızgın çalışma buharları ile ilgili türbinlerde güç üretimi sağlanmıştır. Önerilen çevrim 25 °C sıcaklık ve 1 atm basınç değerindeki çevre şartlarında modellenmiştir. Bölgede bulunan güneş enerjisi potansiyeline bağlı olarak hidrojen üretim prosesinin ihtiyaç duyduğu tüm elektrik enerjisinin karşılanması ve fazladan güç üretilmesi amaçlanmış ve temel olarak güç üretim miktarı ile sistem verimliliği incelenmiştir.

Aspen HYSYS paket programı kullanılarak benzetimi yapılan güneş destekli güç üretim modelinin ekran görüntüsü Şekil 6.20'de verilmiştir. Benzetim ekran görüntüsünde yer alan E-100 ısıtıcısı, parabolik güneş kolektörlerinden temin edilen 193,6 MW değerinde ısı enerjisini ısı transfer çevriminde (HTC) akmakta olan Terminol-55 ısı transfer akışkanına (HTF) aktarmıştır. Terminol-55 ısı transfer akışkanının bir sirkülasyon pompası (P-100) vasıtasıyla 1 bar basınç değerinden 20 bar basınç değerine çıkartılarak PTC alanını dolaşması sağlanmaktadır. PTC güneş alanını dolaştıktan sonra basıncı tekrar 1 bar'a düşen HTF 350 °C sıcaklık değerinde Evaporatör-1'e (E-101) girmektedir. Burada ısı transfer akışkanı Terminol-55'ten Rankine çevrimi çalışma akışkanı olan su akımına 194.500 kW değerinde enerji transferi gerçekleşmiştir. Rankine çevriminde yer alan pompadan 90,24 °C sıcaklık değerinde çıkan su akımı ile HTF Terminol-55 arasında Evaporatör-1'de (E-101) gerçekleşen ısı transferi sonucunda 225 °C sıcaklık ve 20 bar basınç değerinde kızgın su buharı üretilmektedir. Bu işlem sonucunda 350 °C'lik HTF Terminol-55 sıcaklığı 93,47 °C değerine düşmekte ve sirkülasyon pompası (P-100) ile tekrar PTC güneş alanına basılmaktadır. Böylece HTC kapalı döngüsü tamamlanmıştır. Aşağıda

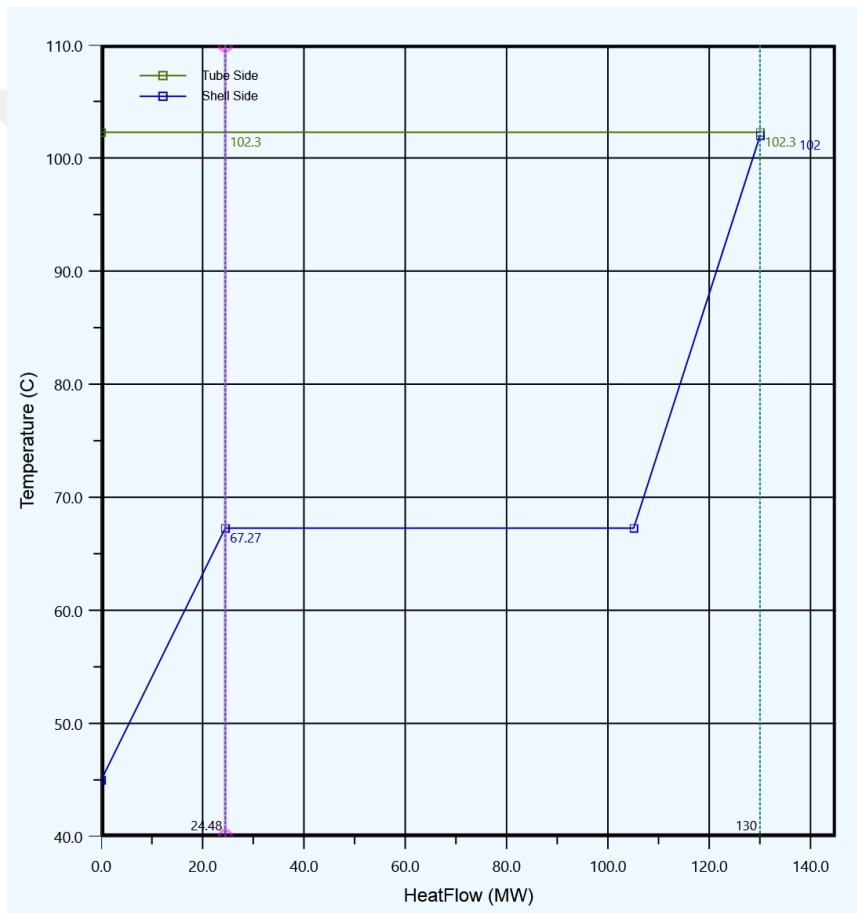
verilen Şekil 7.17 ile Evaporatör-1 buharlaştırıcısına giren ve çıkan akımlar için sıcaklık değişimi ve aktarılan ısı miktarı grafiği gösterilmiştir.



Şekil 7.17: Evaporatör-1 ısı değiştiricisinde gerçekleşen ısı transferi

Evaporatör-1 (E-101) vasıtasıyla elde edilen 225 °C sıcaklık ve 20 bar basınç değerinde kızgın su buharının bir buhar türbininde (K-101) 1,1 bar basınca kadar genişletilerek iş görmesi sonucunda 29,59 MW değerinde güç üretilmiştir. Rankine çevrimi buhar türbini egzozundan 1,1 bar basınç ve 102,3 °C sıcaklık değerinde alınan su-buhar karışımının buhar oranı 0,9140'tır. Burada (W4) akım numarası ile gösterilen su-buhar karışımı Evaporatör-2 (E-105) buharlaştırıcısına girerek entegre edilen organik Rankine çevriminde (ORC-3) akmakta olan çalışma sıvısı R-134a akışkanına ısı kaynağı oluşturmuştur. Organik Rankine çevriminde (ORC-3) yer alan reküperatörden (E-103) 45 °C sıcaklık değerinde gelen R-134a akımı (R3) ile buhar türbini egzoz akımı (W4 akımı) arasında Evaporatör-2'de (E-105) gerçekleşen ısı transferi sonucunda 102 °C sıcaklık ve 20 bar basınç değerinde kızgın R-134a buharı

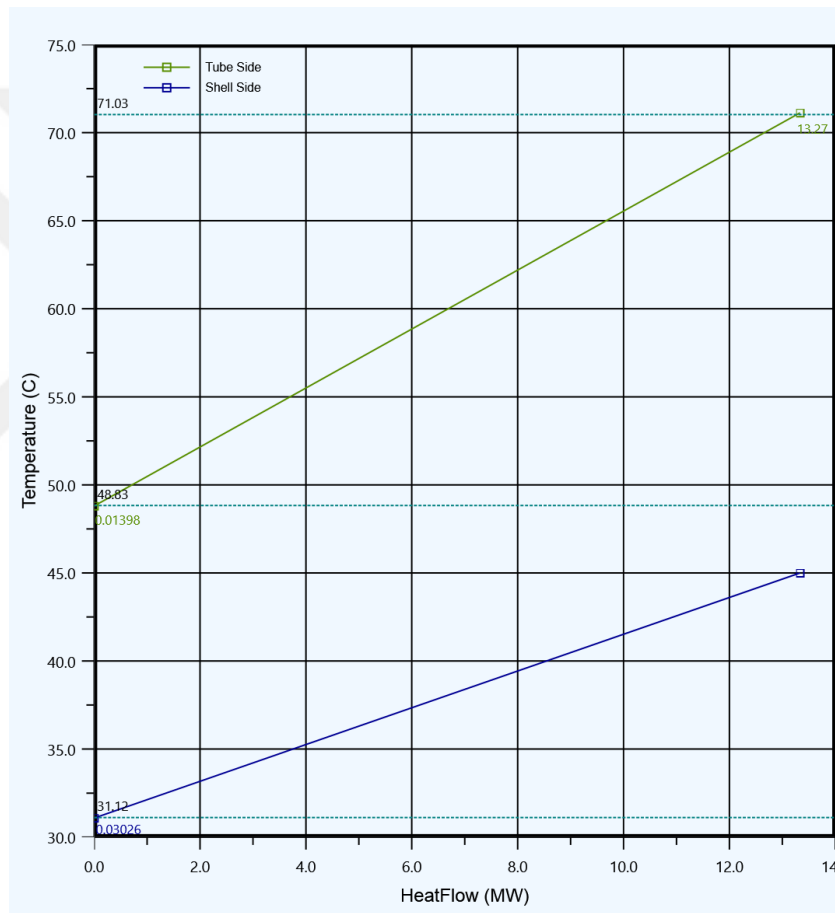
üretilmektedir. Evaporatör-2 (E-105) buharlaştırıcısında gerçekleşen ısı transfer miktarı 130,1 MW değerinde gerçekleşmiştir. Buhar türbini egzoz akımı Evaporatör-2 (E-105) çıkışında (W5 akımı) 102,3 °C sıcaklık değerinde 0,1788 buhar oranına sahiptir. Evaporatör-2'den (E-105) çıkan W5 numaralı akım kondensere (E-104) ve oradan da su besleme pompasına (P-102) iletilir. Böylece su besleme pompasından (P-102) 20 bar basınç değerinde basılan su akımı (W2 akımı) 90,24 °C sıcaklık değerinde Evaporatör-1'e (E-101) iletilmiş ve RC kapalı döngüsü bu şekilde tamamlanmıştır. Aşağıda verilen Şekil 7.18 ile Evaporatör-2 buharlaştırıcısına giren ve çıkan akımlar için sıcaklık değişimi ve aktarılan ısı miktarı grafiği gösterilmiştir.



Şekil 7.18: Evaporatör-2 ısı değiştiricisinde gerçekleşen ısı transferi

Evaporatör-2 (E-105) vasıtasıyla 102 °C sıcaklık ve 20 bar basınç değerinde kızgın R-134a buharının ORC-3 türbininde (K-100) 8 bar basınç değerine kadar genişletilerek iş görmesi sonucunda 10,45 MW değerinde güç üretilmiştir. Türbinde iş gördükten sonra 8 bar basınca genişleyen ve sıcaklığı 71,13 °C'ye düşen R-134a

buharı (R5 akımı), kondensere gitmeden önce çevrime eklenmiş bir reküparatörden (E-103) geçirilir. Daha sonra tamamen sıvılaştırılıp çevrime gönderilmesi için çevrimde (ORC-3) yer alan kondensere (E-102) ve oradan da R-134a besleme pompasına (P-101) iletilir. Böylece R-134a besleme pompasından (P-101) 20 bar basınç değerinde basılan R-134a akımı (R2 akımı) Reküparatörden (E-103) geçirilerek 45 °C sıcaklık değerine ön ısıtılarak Evaporatör-2'ye (E-105) iletilmiş ve ORC-3 kapalı döngüsü bu şekilde tamamlanmıştır. Şekil 7.19 ile organik Rankine çevrimi (ORC-3) reküparatörüne (E-103) giren ve çıkan akımlar için sıcaklık değişimlerini ve aktarılan ısı miktarını (13,33 MW) gösteren grafik verilmiştir.



Şekil 7.19: E-103 reküparatörü giren ve çıkan akımları gösteren grafik

Şekil 6.20'de görülen Aspen HYSYS benzetim çalışması sonucunda elde edilen proses akımlarına ait sıcaklık, basınç ve debi değerleri Çizelge 7.14'te görülebilir. Benzetimi yapılan güneş destekli güç santralindeki PTC ısıtıcı, türbin, kondenser ve pompalara ait enerji akımları ise ayrıca Çizelge 7.15'te gösterilmiştir.

Çizelge 7.14: Güneş destekli güç üretim sistemi benzetim çalışması akım değerleri

<u>Akım No</u>	<u>1</u>	<u>2</u>	<u>3</u>	<u>R1</u>	<u>R2</u>	<u>R3</u>	<u>R4</u>
<i>Buhar oranı</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
<i>Sıcaklık (°C)</i>	93,47	94,01	350,00	30,00	31,08	45,00	102,00
<i>Basınç (bar)</i>	1,22	20,00	1,22	8,00	20,00	20,00	20,00
<i>Debi (kg/s)</i>	280,0	280,0	280,0	620,0	620,0	620,0	620,0
<u>Akım No</u>	<u>R5</u>	<u>R6</u>	<u>W1</u>	<u>W2</u>	<u>W3</u>	<u>W4</u>	<u>W5</u>
<i>Buhar oranı</i>	1,0000	1,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,9140	0,1748
<i>Sıcaklık (°C)</i>	71,13	47,71	90,00	90,24	225,00	102,30	102,30
<i>Basınç (bar)</i>	8,00	8,00	1,10	20,00	20,00	1,10	1,10
<i>Debi (kg/s)</i>	620,0	620,0	77,5	77,5	77,5	77,5	77,5

Çizelge 7.15: Güneş destekli güç üretim modeli enerji akımları

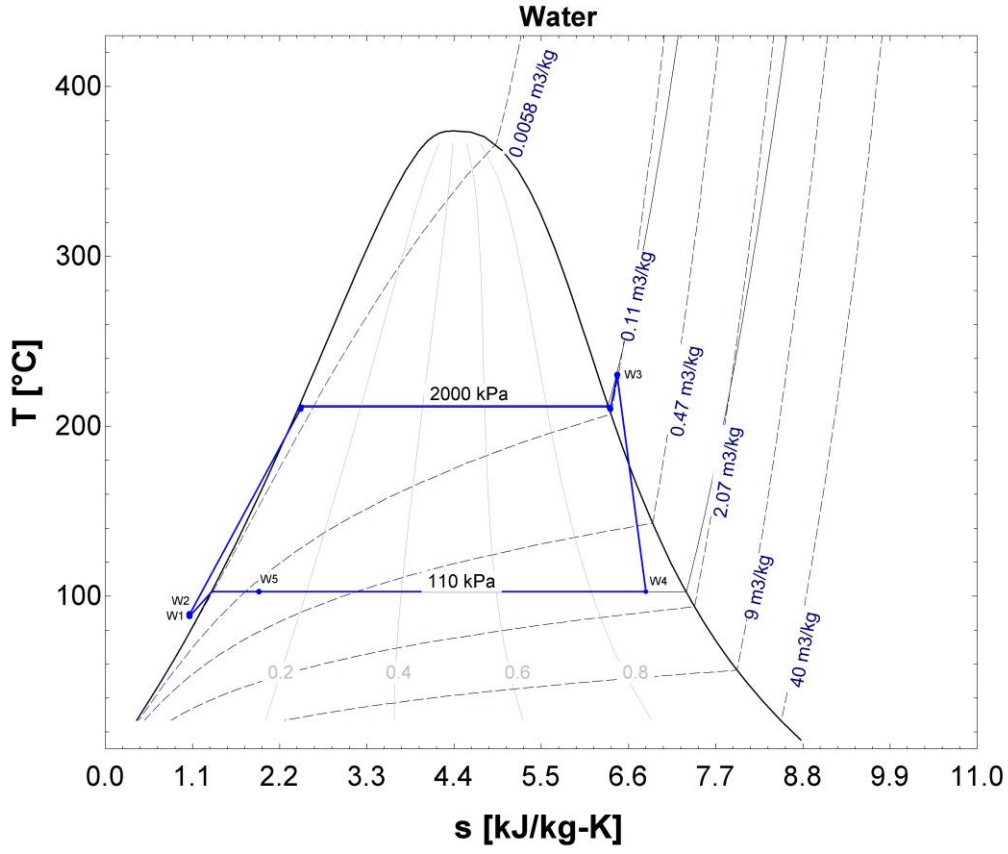
<u>Enerji Akımı</u>	<u>EPs</u>	<u>EPrc</u>	<u>EPorc</u>	<u>Wrc</u>	<u>Worc</u>	<u>Qs</u>	<u>Qrc</u>	<u>Qorc</u>
Değer (MW)	0,8402	0,1946	0,8394	29,5900	10,4500	193,60	35,01	120,40

Güneş destekli güç üretim sisteminde kullanılan RC ve ORC-3 türbinleri (K-101 ve K-100) ile toplamda 40,04 MW güç üretilirken, ısı transfer akışkanının PTC güneş alanında dolaşımını sağlayan sirkülasyon pompasının (P-100) ve RC ve ORC-3 çalışma akışkanlarının basınçlandırılması için kullanılan pompaların (P-102 ve P-101) tükettiği güç miktarı ise toplamda 1,8742 MW'tır. Bu durumda güneş destekli güç çevriminde RC ve ORC-3 ile birlikte geri iş oranı (Denklem 4.5);

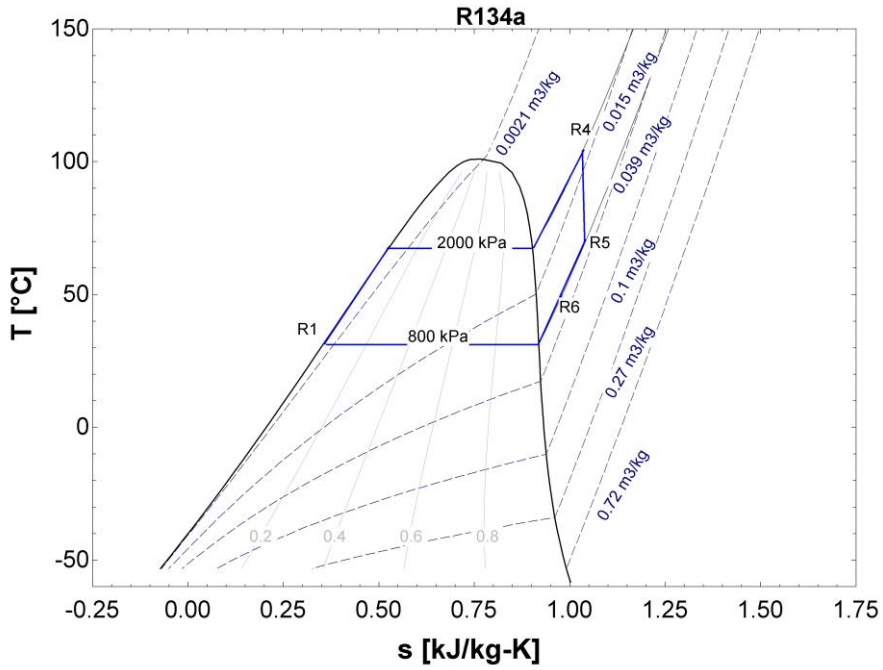
$$GiO = \frac{W_p}{W_t} = \frac{1,8742 \text{ (MW)}}{40,04 \text{ (MW)}} = 0,0468 \cong \% 4,7' \text{ dir.}$$

Bu değer jeotermal destekli modellenen güç üretim sisteminde % 11,8 olarak hesaplanmıştır. Jeotermal akışkanların yer altında bulunan rezervuara re-enjeksiyon kuyuları vasıtasıyla tekrar basılmak durumunda olması, geri iş oranını yükselten temel parametredir. Güneş destekli güç çevriminde ise geri iş oranı büyük ölçüde ısı transfer akışkanının dolaştığı PTC güneş alanının büyüklüğü ile orantılıdır. Ayrıca iki sistemde de organik Rankine çevrimlerinde iş gören çalışma sıvısının debilerinin yüksek olması da kullanılan pompalarda yüksek güç tüketimine sebep olan diğer etkenlerdir.

Şekil 6.20'de benzetim ekran görüntüsü verilen RC ve ORC-3 ile entegre edilmiş güneş destekli güç üretim sisteminde (Qs) numaralı enerji akımı vasıtasıyla PTC alanından temin edilen güneş kaynaklı ısı enerjisi 193,6 MW'tır (Çizelge 7.15). Entegre edilen güç çevrimlerinde kondenserler vasıtasıyla dışarı atılan enerji miktarı ise toplamda 155,41 MW'tır. Bu durumda güneş destekli entegre güç sisteminde giren ısı enerjisi (Q_{Giren}) 193,6 MW, net güç çıkışı ise 38,17 MW değerinde gerçekleşmektedir. Böylece sistemin enerji verimi %19,71 olarak hesaplanmıştır. EES (Engineering Equations Solver) programı kullanılarak oluşturulan, RC ve ORC-3'e ait T-s diyagramları Şekil 7.20 ve Şekil 7.21'te gösterilmiştir.



Şekil 7.20: Güneş destekli güç sistemi Rankine çevrimi T-s diyagramı



Şekil 7.21: Güneş destekli güç sistemi organik Rankine çevrimi (ORC-3) T-s diyagramı

Günlük güneş radyasyonu varyasyonuna rağmen RC ve ORC-3 sistemlerinin sürekli olarak çalıştırılması hedeflenmiştir. Isı transfer çevriminde Evaporatör-1 ile RC'ye aktarılacak olan sabit ısı yükü, güneş radyasyonunun uygun olmadığı saatlerde terminol akışkanının TES vasıtasıyla kütle akışındaki düzenleme ile enerji depolaması ya da doğalgazlı yardımcı sistemin çalıştırılması sonucunda korunmaktadır. Therminol akışkanının dolaştığı HTC, güneş ışımalarının düşük olduğu durumlarda güç çevrimlerini çalıştırmak için düzenlenecek kütle akışına göre termal yükü saklama kapasitesine sahiptir. Belirlenen kütle akışında depolanan ısı enerjisi ile üretilen güç miktarı da değişecektir. Hedeflenen ya da ihtiyaç duyulan elektrik üretim miktarına bağlı olarak TES kapasitesi belirlenebilir.

Yapılan modellemede üretilen mekanik güç değeri 40,04 MW ve % 90'lık bir elektrik jeneratörü verimliliği dikkate alındığında, elektrik gücü 36,04 MW'tır. 193,6 MW'lık ısı girişi sabit tutulurken, RC ve ORC-3 sistemleri güneş destekli olarak ortalama 7,784 saatlik güneşlenme süresi boyunca her gün 36,04 MW elektrik gücü üretecektir. Bölgenin hava durumuna ve çevre koşullarına bağlı olarak TES ile elde edilebilecek ısı enerjisi ile entegre güç çevrimleri güneşe dayalı olarak belli bir süre daha çalıştırılabilir de günde 24 saat kesintisiz güç üretimi için doğalgazlı yakma sistemine ihtiyaç duyulacağı öngörülmüştür.

Güneş destekli güç santralinde ısıl verim % 19,71'dir. Bu durum evaporatörde mevcut olan enerjinin % 80,29'unun kondenserlerde boşa harcanması anlamına gelmektedir. Bu sebeple kondenserler ile atılan ısının, kullanım suyu ya da ortam ısıtması gibi diğer uygulamalar için kullanılması sistem verimliliğinin artmasını sağlayacaktır.

PTC sistemine entegre edilen ORC-3 için çalışma sıvısı olarak R-134a organik akışkanının düşünülmesinde dikkate alınan temel parametrelerin başında düşük pompa gücü tüketimi ve türbinde yüksek güç çıkışı gelmektedir. Nitekim ORC-3'te kullanılan pompanın güç tüketimi, ORC-3 türbin tarafından üretilen işin yaklaşık % 8'lik oranına denk gelmektedir. Ek olarak, R-134a akışkanının düşük buharlaşma ve kritik özelliklere sahip olması PTC-RC entegrasyonu için de uygun görülmüştür.

Ortalama 0,523 kW/m² radyasyon değerinde Manisa bölgesinde kurulacak parabolik güneş kolektör alanından 193,6 MWth ısı girişinin sağlanması için gereken PTC alanı, %80 kolektör verimi göz önünde bulundurulduğunda 462.715 m² olarak hesaplanmaktadır. Bu değer Amerika'da Mojave çölünde bulunan SEGS (Solar Electric Generating Systems) LUZ International Limited santralleri ile kıyaslandığında makul olarak değerlendirilebilir. Aşağıdaki Çizelge 7.16'da LUZ santral üniteleri için kurulu güç ve PTC'lerin kapladığı alan görülmektedir. Jeotermal enerji kaynaklı güç üretim modelinde ihtiyaç duyulan alanın 64.000 m² civarında olması, güneşe dayalı modellenen sisteme kıyasla büyük ölçüde avantaj sağlamaktadır.

Çizelge 7.16: Modellenen güneş destekli güç modeli ve SEGS ünitelerinin özellikleri (Duffie J.A., 2006)

Santraller	Türbin Gücü (MW)	Sıcaklık (°C)	Alan (m ²)
Modellenen Sistem	40,04	350	462.715
SEGS 1.Ünite	13,8	307	82.960
SEGS 3.Ünite	30	349	230.000
SEGS 5.Ünite	30	349	250.000
SEGS 8.Ünite	80	390	464.340
SEGS 9.Ünite	80	390	483.960

Güneş enerjisinin yoğunlaştırılmasıyla sağlanan 193,6 MW değerinde ısı akışı ile modellenen güneş destekli güç üretim sistemine 100,97 MW ekserji girişi olmaktadır. Bu değer parabolik güneş kolektörleri alıcı tüplerinin 350 °C yüzey sıcaklığında ortaya çıkan ekserji değeridir. PTC alanından E-100 ısı değiştiricisi vasıtasıyla Terminol-55 ısı transfer akışkanına aktarılan ekserji 75,82 MW değerinde gerçekleşmiş ve yaklaşık 25 MW'lık ekserji tahribi meydana gelmiştir. Sisteme aktarılan 75 MW ekserji değeri temel alınarak alıcı tüpten gelen ısı akımı ekserjisinin hesaplanması durumunda alıcı tüp yüzey sıcaklığı 216,9 °C olarak hesaplanmıştır. Isı transfer çevriminde Terminol-55 ısı transfer akışkanının basıçlandırılarak PTC alanından dolaşmasını sağlayan P-100 sirkülasyon pompası 840,2 kW değerinde güç tüketirken 167,08 kW değerinde ekserji tahribine yol açmıştır. P-100 pompası ekserji verimi %80 olarak bulunmuştur. Isı transfer çevriminde Terminol-55 akışkanından Rankine çevrimi çalışma sıvısına ısı aktarımının gerçekleştiği E-101 ısı

değiştiricisinde ise 6.044,2 kW değerinde ekserji tahribi meydana gelmiş ve E-101 ısı değiştiricisinin ekserji verimi %92 olarak hesaplanmıştır.

Rankine çevriminde kızgın su buharının K-101 türbininde genişlemesiyle 29,59 MW güç üretilirken 7.829,205 kW ekserji tahribi gerçekleşmiştir. K-101 türbini ekserji verimi %79 olarak hesaplanmıştır. K-101 türbininden çıkan egzoz akımının girdiği E-105 ısı değiştiricisinde ORC-3 çalışma akışkanına ısı aktarımı sırasında 10.231,085 kW ekserji tahribi gerçekleşmiştir. E-105 ısı değiştiricisi ekserji verimi %62'dir. Ayrıca çevrimde çalışma akışkanını basınçlandıran P-102 su besleme pompası ile 194,6 kW güç tüketilirken 21,17 kW ekserji tahribi gerçekleşmiştir. P-102 su besleme pompası ekserji verimi ise %89'dur.

Organik Rankine çevriminde (ORC-3) ise R-134a gazının K-100 türbininde genişlemesiyle 10,45 MW güç üretilirken 3.140,920 kW ekserji tahribi gerçekleşmiştir. K-100 türbini ekserji verimi ise %76 olarak hesaplanmıştır. K-100 türbininden çıkan egzoz akımının taşıdığı enerjiden faydalanmak için kullanılan E-103 reküparatöründe 1.359,04 kW ekserji tahribi meydana gelmiş E-103 reküparatörü ekserji verimi ise %16,6 değerinde gerçekleşmiştir. Ayrıca çevrimde R-134a çalışma akışkanını basınçlandıran P-101 besleme pompası ile 839,4 kW güç tüketilirken 194,6 kW ekserji tahribi gerçekleşmektedir. P-101 besleme pompası ekserji verimi ise %77'dir.

Modellenen güneş destekli güç üretim sisteminin genel ekserji verimi;

$$\varepsilon = \frac{Ex_{K-101} + Ex_{K-100}}{Ex_{E-100}} = 0,396 = \% 39,6 \text{ olarak hesaplanır.}$$

Güç çevrimlerinin en büyük özelliklerinden biri kesintisiz güç sağlamasıdır. Parabolik oluk kollektörlü güç çevrimi, günün belirli saatlerinde güneşten gelen enerji ile çalışması sebebiyle tüm gün kesintisiz güç sağlayamamaktadır. Modellenen sistemin yıllık ortalama 7.200 saat çalışması ve Manisa'nın güneşlenme süresinin yıllık 2840 saat olduğu göz önünde bulundurularak geri kalan 4.360 saat boyunca güç elde edilmesi için doğalgaz kaynaklı bir sistem düşünülmüştür. Doğalgaz destekli güç çevrimi Aspen HYSYS ile modellenerek ihtiyaç duyulan enerji miktarının karşılanması için gerekli olan doğalgaz miktarı hesaplanmıştır.

Doğalgazlı modellenen güç sisteminin HYSYS benzetim ekran görüntüsü Şekil 6.21’de verilmiştir. Güneş destekli güç modelinde PTC alanından sisteme aktarılan ısı enerjisi 193,6 MW değerinde gerçekleşmektedir. Bu sebeple doğalgazlı modellenen sistemde, ihtiyaç duyulan enerji miktarının karşılanması ve sistemin çalışması için doğalgazın yakılması sonucunda en az 193,6 MW değerinde ısı açığa çıkması gerekmektedir. Şekil 6.21’de görülen doğalgazlı sistem bu temelde modellenmiş ve gerekli olan doğal gaz miktarı belirlenmiştir. Yoğunluğu $0,923 \text{ kg/m}^3$ olan doğalgazın alt ısı değerinin $9,59 \text{ kWh/m}^3$ olduğu durumda gerekli doğalgazın hacimsel ve kütleli debisi sırasıyla $5,59 \text{ m}^3/\text{s}$ ve $5,163 \text{ kg/s}$ ‘dir.



8. SONUÇ ve ÖNERİLER

Biyokütle kaynaklı sentez gazından yüksek saflıkta hidrojen üretimi ve bu sisteme entegre edilebilecek bir güç sisteminin yapılabilirliği araştırılmıştır. Bu kapsamda, modellenen biyokütle kaynaklı sentez gazından hidrojen üretim prosesi ve entegre güç sistemlerinin Aspen paket programından yararlanılarak benzetimi yapılmış ve performansları incelenmiştir. Ayrıca modellenen hidrojen ve güç üretim sistemlerinin enerji verimlilikleri ekserji analizi yöntemi kullanılarak değerlendirilmiştir.

Hidrojen üretimi için gerekli olan enerji ihtiyacının karşılanması ve ayrıca fazladan güç üretiminin sağlanması hedeflenmiştir. Modellenen hidrojen üretim prosesinden belirlenen kapasite için %9,66 üretim oranında yaklaşık 0,29 kg/s debi değerinde hidrojen üretimi sonucunda 9.336,22 kWe değerinde güç tüketimi gerçekleşmiştir. Bu tüketimin karşılanması ve bölgede bulunan jeotermal enerji potansiyelinin değerlendirilmesi amacıyla konvansiyonel ve organik Rankine çevrimlerinden oluşan jeotermal kaynaklı bir güç üretim sistemi entegrasyonu yapılmıştır. Ayrıca bölgenin güneş enerjisi potansiyeli de değerlendirilerek güneş destekli olmak üzere ikinci bir güç üretim sistemi modellenmiş ve incelenmiştir. Her iki güç üretim modelinde de entegre hidrojen ve güç üretim sistemlerinin hibrit olarak birlikte yapılabilirliği incelenmiştir. Bununla birlikte, hidrojen üretim prosesinde gerçekleşen enerji tüketiminin bir kısmını proses içerisinde kullanılmadan dışarıya verilen atık ısıdan faydalanılarak karşılamak ve sistem verimliliğini arttırmak amacıyla bir organik Rankine çevrimi (ORC-1) hidrojen üretim prosesine entegre edilmiştir. Entegre edilen ORC-1 sisteminden 728,67 kWe güç üretimi sağlanmış böylece, sistemden dışarıya kullanılmadan atılan enerjinin bir kısmından faydalı iş üretilerek güç tüketiminin yaklaşık % 7,8'i karşılanmıştır. ORC-1 entegre edilen hidrojen üretim prosesinin ekserji verimliliği %55,8 olarak hesaplanmıştır. Sonuçta 1.055 kg/saat'lik debi ile 7.200 saatlik çalışma süresi temelinde hidrojen gazı üretim miktarı 7.596 ton/yıl değerinde gerçekleşmiştir. Hidrojen üretim prosesi sonucunda hidrojenin ayrıştırılmasından sonra egzoz akımı ile arta kalan kuyruk gazının sahip olduğu

ekserji değeri 17.364,79 kW olarak hesaplanmıştır ve bileşiminde yaklaşık %40 oranda CO gazı ve az miktarda yanmamış CH₄ gazı barındırmaktadır. Bu sebeple uygun kapasitelerde içten yanmalı bir motor ya da bir yakma fırını kullanılarak bu enerjiden fayda sağlanabileceği değerlendirilmiştir.

Enerji verimi %18,3 olarak hesaplanan jeotermal destekli güç üretim sistemi ile toplamda 41,37 MWe net güç çıkışı gerçekleşmiştir. Jeotermal güç sisteminde buhar türbinlerinin ekserji verimi %45,8 iken sistemin toplam ekserji verimi %60,3 olarak bulunmuştur. Geleneksel jeotermal güç santrallerine kıyasla modellenen sistemin daha yüksek bir verime sahip olmasının temel sebebi buhar türbinlerinin kullanıldığı Rankine çevrimi ile birlikte sistemde organik Rankine çevriminin de çalıştırılmasıdır. Bu sayede buhar türbini egzozundan ayrılan çalışma akışkanının atık enerjisinden yararlanılmış ve geleneksel jeotermal santrallere kıyasla daha fazla güç çıkışı sağlanmıştır. Hidrojen üretim prosesi ile birlikte değerlendirildiğinde jeotermal destekli modellenen hibrit sistemden toplamda 32.762,44 kWe net güç üretilmiş ve sistemin toplam ekserji verimliliği %51,2 olarak hesaplanmıştır. Yıllık 7.200 saatlik çalışma süresi temelinde sağlanan net güç üretimi ise 235.889.568 kWh olarak hesaplanmıştır. Yılda ortalama 235.889.568 kWh elektrik üretimi ile 71.265 kişinin günlük hayatında ihtiyaç duyduğu (konut, sanayi, metro ulaşımı, resmi daire, çevre aydınlatması gibi) tüm elektrik enerjisi ihtiyacı karşılanabilmektedir. Modellenen jeotermal destekli entegre hidrojen ve güç üretim sistemi için sadece konut elektrik tüketimi dikkate alındığında ise 74.885 konutun elektrik enerjisi ihtiyacını karşılayabilecek elektrik üretimi gerçekleştirilmiştir.

Enerji verimi %19,71 olarak hesaplanan güneş destekli güç üretim sistemi ile toplamda 38,17 MWe net güç çıkışı gerçekleşmiştir. Jeotermal destekli sistemde olduğu gibi geleneksel ve organik Rankine çevrimlerinin birlikte çalışması ile modellenen güneş destekli güç üretim sisteminin toplam ekserji verimi %39,6'dır. Güneş destekli Rankine çevrimine entegre edilen ORC-3 sayesinde düşük sıcaklık ve basınç koşullarında güç üretimi sağlanmış ve sistemin ısıl verimliliği artmıştır. Güneş destekli güç üretim sisteminin güneşin mevcut olmadığı zamanlarda da çalışarak kesintisiz elektrik üretimini sağlaması amacıyla sistem ihtiyaçlarına uygun boyutlarda ısıl depolama sistemleri (TES) ya da doğalgaz yakma gibi dış kaynaklı

yardımcı ısıtma sistemleri kullanılabilir. Bu amaçla çalışma kapsamında modellenen doğalgazlı yakma sisteminde güneşsiz zamanlarda aynı enerji yükünde sistemin kesintisiz çalışması için gerekli olacak doğalgaz debisi $5,59 \text{ m}^3/\text{s}$ olarak hesaplanmıştır. Manisa'nın güneşlenme süresi dışında kalan yıllık 4.360 saat süre içerisinde sistemin ısı enerji depolama olmadan doğalgaz kullanılarak çalıştırılması durumunda gerekli doğalgaz miktarı $87.740.640 \text{ m}^3$ olacaktır. Modellenen güneş destekli güç üretim sisteminde güneş enerjisinden yararlanılması sonucunda, çalışma süreleri düşünüldüğünde tamamen doğalgaz ile işletilen bir sisteme oranla %34,4 daha az karbon salınımı gerçekleşecektir.

Modellenen güneş destekli güç üretim sisteminde kullanılacak parabolik oluk kolektör dizilerinin kaplayacağı toplam alan ise 462.715 m^2 olarak hesaplanmıştır. Hesaplanan bu PTC alanının değeri, LUZ International Limited tarafından 1985 ve 1991 tarihleri arasında kurulan ve Amerika'nın güney California eyaletindeki Mojave çölünde bulunan benzer yoğunlaştırılmalı güneş enerji santralleri olan SEGS (Solar Electric Generating Systems) santralleri ile kıyaslandığında makul olarak değerlendirilmektedir. Jeotermal enerji kaynaklı güç üretim modelinde ihtiyaç duyulan alanın 64.000 m^2 civarında olması, güneş destekli olarak modellenen sisteme kıyasla çok daha küçük alan kaplaması bakımından jeotermal enerji sistemini büyük ölçüde avantajlı kılmaktadır. Ancak güneş destekli güç üretim modelinde geri iş oranı (GİO) %4,7'dir. Jeotermal destekli güç sisteminde ise bu değer % 11,8 olarak hesaplanmıştır. Güneş destekli güç modelinde akışkanın PTC alanını dolaşması için yüksek bir basınca çıkarılması, pompa tüketimini arttırsa da bu durum jeotermal enerji santrallerinde kullanılan rezervuarın ve re-enjeksiyon kuyularının karakteristiklerine bağlı olarak çok daha büyük pompa kaynaklı güç tüketimine sebep olabilmektedir. Ayrıca iki sistemde de organik Rankine çevrimlerindeki çalışma akışkan debilerinin yüksek olması, kullanılan pompalarda da yüksek güç tüketimine sebep olmuştur.

Jeotermal ve güneş destekli modellenen iki güç üretim sisteminde de entegre edilen organik Rankine çevrimlerinde çalışma akışkanı olarak R-134a organik akışkanının kullanılmasında dikkate alınan temel parametrelerin başında düşük pompa gücü tüketimi ve türbinden yüksek güç çıkışının sağlanması gelmektedir. Ayrıca R-134a

akışkanının düşük buharlaşma ve kritik özelliklere sahip olması da bu tür sistemler ile entegre edilecek ORC'ler için cazip olmaktadır. R-134a gibi benzer performansa sahip R-143a, R-152a, R-600a, R-245fa, R-290 gibi diğer bazı organik akışkanların kullanılması da düşünülebileceği gibi bu akışkanlar ODP ve GWP gibi çevresel etkileri ya da toksisite ve yanıcılık gibi güvenlik özellikleri dikkate alınarak değerlendirilebilir.

Sonuç olarak, önerilen geleneksel Rankine ve organik Rankine çevrimlerinden oluşan jeotermal ve güneş kaynaklı güç üretim sistemleri ve organik Rankine çevrimli hidrojen üretim prosesinin hibrit bir sistem olarak entegre edilmesi neticesinde yenilenebilir olan biyokütle, güneş ve jeotermal kaynak enerjilerinin kullanılabilmesi ve bunun yanı sıra yüksek oranda enerji taşıyıcısı olan hidrojen gazının elde edilebileceği neticesine varılmıştır. Ayrıca gelecekte hidrojene dayalı teknolojilerin gelişmesi ve hidrojen ekonomisinin gerçekleşmesi durumunda hidrojen ve güç ihtiyacının yenilenebilir ve çeşitli kaynaklardan ekonomik, verimli ve sürdürülebilir bir şekilde sağlanmasının önem kazanacağı görülmektedir.

Çalışma kapsamında önerilen hidrojen ve güç üretim sistemlerinin gelecekte yapılacak bu tür hibrit sistemlerin araştırma ve geliştirme çalışmaları bakımından literatüre katkı sağlayacağı öngörülmektedir. Ayrıca ülkemizde henüz yoğun olarak kullanılmayan bu tür hibrit sistemlerin geliştirilmesi öncesinde yapılan bu çalışma gelecekte hidrojen üretimine yönelik verimli ve özgün teknolojilerin ortaya koyulması açısından önemli bir basamak oluşturmaktadır. Jeotermal, güneş ve biyokütle gibi yerli ve yenilenebilir enerji kaynaklarının etkin ve verimli bir şekilde kullanılması, ülkemizin enerji güvenliğinin sağlanması ve enerjide dışa olan bağımlılığının azaltılması açısından ayrıca önem arz etmektedir. Bunun yanı sıra önerilen yenilenebilir kaynaklı hibrit sistemlerin geliştirilerek uygulanabilmesi, çevre kirliliğinin ve seragazi emisyonlarının azaltılmasına ilişkin ulusal ve uluslararası hedeflerin gerçekleştirilmesinde önemli paya sahip olacaktır. Ayrıca bu tür yerli kaynaklar ile kurulabilecek tesislerin günümüzde yeni iş alanlarının açılmasına ve mevcut iş potansiyelinin geliştirilmesine katkıda bulunabileceği değerlendirilmektedir.

KAYNAKLAR

- Abdallah M. A. H., Asfour SS, Veziroglu TN.,** (1999), Solar hydrogen system for Egypt. *International Journal of Hydrogen Energy*; 24(6): 505-517.
- Achar, B., Dutta, A., Basu, P.,** (2010), An investigation into steam gasification of biomass for hydrogen enriched gas production in presence of CaO. *International Journal of Hydrogen Energy*, 35, 1582-9.
- Acikgoz, C., and Kockar, O. M.,** (2007), Flash pyrolysis of linseed (*linum usitatissimum* l.) for production of liquid fuels. *J. Anal. Appl. Pyrolysis*.
- Ahluwalia, R.K. and Wang, X.,** (2005), Direct hydrogen fuel cell systems for hybrid vehicles. *J. Power Sources*, 139(1-2), 152-164.
- Akpınar, A., Komurcu, M.I., Kankal, M., Ozolcer, I.H., Kaygusuz, K.,** (2008), Energy situation and renewables in Turkey and environmental effects of energy use, *Renew. Sustain. Energy Rev.* 12, 2013-2039.
- Al Amoodi N., Kannan P., Al Shoaibi A., Srinivasakannan C.,** (2013), Aspen Plus simulation of polyethylene gasification under equilibrium conditions. *Chemical Engineer Comm*, 200, 977-92.
- Al'Zahrani, A.,** (2017), 'Development and Analysis of a Solar-Based Integrated System with a CO₂ Rankine Power Cycle' Master of Applied Science in Mechanical Engineering, Faculty of Engineering and Applied Science, University of Ontario, Institute of Technology, October, 2013. ProQuest 10630502, Published by ProQuest LLC.
- Anil, K., Prasad, P., Preeti, A., Anuradda, G.,** (2006), Equilibrium model for biomass gasification. *Advances in Energy Research*, 106-12.
- Anis, S., Zainal, Z.,** (2011), Tar reduction in biomass producer gas via mechanical, catalytic and thermal methods: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 15(5), 2355-2377.
- Antonelli, M., Baccioli, A., Francesconi, M., Desideri, U., Martorano, L.,** (2015), Electrical production of a small size Concentrated Solar Power plant with compound parabolic collectors, *Renewable Energy* 83, 1110 – 1118.
- Arena U., Zaccariello L., Mastellone M. L.,** (2010), Gasification of Natural and Waste Biomass in a Pilot Scale Fluidized Bed Reactor, *Combust. Sci. and Tech.*, 182: 625-639.
- Arikol, M.** (1985), "Enerji Analizine Giriş", Mae, Gebze.

- Asadullah, M.,** (2014), Biomass gasification gas cleaning for downstream applications: A comparative critical review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 40, 118–132.
- Ay S., Atakül H., Özyönüm G. N., Sarioğlan A., Ersöz A., Akgün F., Aksoy P.,** (2013), Design studies for monolithic high temperature shift catalysts: Effect of operational parameters, *Fuel Processing Technology* 116, 175-181
- Bac, S., Keskin, S., & Avci, A.,** (2017), Modeling and simulation of water-gas shift in a heat exchange integrated microchannel converter. *International Journal Of Hydrogen Energy*.
- Badr, O., Probert, S.D., O'Callaghan P.W.,** (1985), Selecting a working fluid for a Rankine-cycle engine *Applied Energy*, 21 (1) pp. 1-42
- Bai, Z., Liu, Q., Lei, J., Hong, H., Jin, H.,** (2017), “New solar-biomass power generation system integrated a two-stage gasifier”, *Applied Energy*, 194, 310–319.
- Baloyi, L., North, B., Langmi, H., Bladergroen, B., & Ojumu, T.,** (2016), The production of hydrogen through the use of a 77 wt% Pd 23 wt% Ag membrane water gas shift reactor, *South African Journal Of Chemical Engineering*, 22, 44-54.
- Banyasz, J. L., Li, S., Lyons-Hart, J. L. and Shafer, K. H.,** (2001), Cellulose pyrolysis: the kinetics of hydroxyacetaldehyde evolution. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 57: 223-248.
- Barnett T. O., Adam J. C., Lettenmaier D. P.,** (2005), Potential impacts of a warming climate on water availability in snow-dominated regions. *Nature*; 438: 303-309.
- Bassyouni, M., Hasan, S., Abdel-Aziz, M., Abdel-hamid, S., Naveed, S., Hussain, A., & Ani, F.,** (2014), Date palm waste gasification in downdraft gasifier and simulation using ASPEN HYSYS, *Energy Conversion And Management*, 88, 693-699.
- Basu P.,** (2006), *Combustion and gasification in fluidized beds*, Taylor and Francis.
- Begum, S., Rasul, M. and Akbar, D.,** (2014), A Numerical Investigation of Municipal Solid Waste Gasification Using Aspen Plus. *Procedia Engineering*, 90, pp.710-717
- Beheshti, S. M., Ghassemi, H., & Shahsavan-Markadeh, R.,** (2015), Process simulation of biomass gasification in a bubbling fluidized bed reactor. *Energy Conversion and Management*, 94, 345–352.
- Bhattacharya, P. and Dey, S.,** (2014). "An Update Technology for Integrated Biomass Gasification Combined Cycle Power Plant", *Applied Solar Energy*, 50(1), 44–48.
- Bocci, E., Di Carlo, A., McPhail, S., Gallucci, K., Foscolo, P., & Moneti, M. et al.,** (2014), Biomass to fuel cells state of the art: A review of the most

- innovative technology solutions. *International Journal Of Hydrogen Energy*, 39(36), 21876-21895.
- Bosmans, A., Wasan, S., Helsen, L.,** (2013), Waste To Clean Syngas: Avoiding Tar Problems. Proc. of 2nd International Academic Symposium on Enhanced Landfill Mining, Houthalen-Helchteren, Belgium.
- Brewer, G. D.,** (1991), *Hydrogen Aircraft Technology*, CRC Press Inc., Boca Raton
- Brown, D.,** (2016) ‘US and World Hydrogen Production in 2014’, *CryoGas International*. April.
- Bundela, P.S., Chawla V.,** (2010). Sustainable development through waste heat recovery *American Journal of Environmental Sciences*, 6 (1) pp. 83-89.
- Canada, S.,** (2004), *Parabolic Trough Organic Rankine Cycle Solar Power Plant*, DOE Solar Energy Technologies, NREL.
- Casas, N., Schell, J., Joss, L., Mazzotti, M.,** (2013), A parametric study of a PSA process for precombustion CO₂ capture. *Sep Purif Technol* 2013;104:183–92.
- Chen, P.C., Chiu, H.M., Chyou, Y.P.,** (2012)., "Process analysis study of integrated gasification combined cycle with CO₂ capture", *Procedia Engineering*, 42, 1502 – 1513.
- Chinesen, D., Meneghetti, A., Nardin, G.,** (2004), Diffused introduction of Organic Rankine Cycle for biomass-based power generation in an industrial district: a systems analysis *International Journal of Energy Research*, 28, pp. 1003-1021
- Cohce, M., Dincer, I., & Rosen, M.,** (2011), Energy and exergy analyses of a biomass-based hydrogen production system. *Bioresource Technology*, 102(18), 8466-8474.
- College of the Desert,** (2001), *Hydrogen Fuel Cell Engines and Related Technologies*, Palm Desert, CA: College of the Desert, USA.
- Czernik, S., Elam, C. C., Evans, R. J., Milne, T. A.,** (2004), Thermochemical routes to hydrogen from biomass—a review. In *Science in Thermal and Chemical Biomass Conversion*, Bridgwater, A. V.; Boocock, D. G. B., Eds., CPL press, Victoria, pp. 1752–176.
- Çengel, Y.A. and Boles, M.A.,** (2012), *Thermodynamics: An Engineering Approach* Fifth Edition, Mc Graw-Hill, Inc.
- Çomaklı, K., Karşlı, S., Çomaklı, Ö., ve Yılmaz M.,** (2004), Termal sitemlerin ekserjetik analizi, *Termodinamik*, Ocak, 94-98.
- Dascomb J.,** (2013), ‘Thermal Conversion Efficiency of Producing Hydrogen Enriched Synthesis Gas From Steam Biomass Gasification’, *Doktora Tezi*, Department of Mechanical Engineering, The Florida State University College of Engineering.

- Demirbas A.**, (2005), Potential applications of renewable energy sources, biomass combustion problems in boiler power systems and combustion related environmental issues. *Prog Energy Combust Sci*, 31, 171–92.
- Demirbas, A.**, (2004), Combustion characteristics of different biomass fuels. *Prog Energy Combust Sci*, 30, 219–30.
- Demirbas, M. F.**, (2006), Technological options for producing hydrogen from renewable resources. *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effect*, 28(13), 1215–1223.
- Demirbaş, A.**, (2002), Gazlaştırma işlemi ile biyokütleden hidrojen üretimi. *Enerji Kaynakları*, 24, 59.
- Demirbaş. A.**, (2000). Mechanisms of liquefaction and pyrolysis reactions of biomass. *Energy Conversion and Management*, 41:633-646.
- Demsash, H., & Mohan, R.**, (2016), Steam reforming of glycerol to hydrogen over ceria promoted nickel–alumina catalysts. *International Journal Of Hydrogen Energy*, 41(48), 22732-22742.
- Desai, N.B., Bandyopadhyay, S.**, (2009), “Process integration of organic Rankine cycle”, *Energy* 34 1674–1686.
- Dicks, A.L.**, (1996), Hydrogen Generation from Natural Gas for the Fuel Cell Systems of Tomorrow, *J. Power Sources*, 61, 113-124.
- Dincer I.**, (2002), Technical, environmental and exergetic aspects of hydrogen energy systems. *International Journal of Hydrogen Energy*; 27: 265-285.
- Dinçer, İ. ve Çengel A.**, (2001), ‘Energy, Entropy and Exergy Concepts and their roles in thermal engineering, entropy, 3, 116-1491
- DOE/EIA**, (2006), Energy Information Administration Report with Projections to 2030. *Annual Energy Outlook*, 0383.
- Doherty, W., Reynolds, A., Kennedy, D.**, (2013), Aspen Plus Simulation of Biomass Gasification in a Steam Blown Dual Fluidised Bed. Book Chapter: *Materials and processes for energy: communicating current research and technological developments*, A. Méndez-Vilas (Ed.), Formatex Research Centre.
- Dresselhaus, M.**, (2003), “Basic Research Needs for the Hydrogen Economy,” Independent Report, W-31-109-Eng-38, Argonne National Laboratory, U.S. Department of Energy, pp 160.
- Duffie J. A., Beckman W. A.**, (2006), *Solar Engineering of Thermal Processes*, 3rd Edition, ISBN-13: 978-0471698678, ISBN-10: 0471698679 Solar Energy Laboratory, University of Wisconsin-Madison.
- Duffie, J.A. and Beckman, W.A.**, (2013), *Solar Engineering of Thermal Processes*, fourth ed., Wiley and Sons, U.S.A.

- Effendi, A., Hellgardt, K., Zhang, Z., Yoshida, T.,** (2005), Optimising H production from model biogas via combined steam reforming and CO shift reactions, *Fuel*, 84(7-8), 869-874
- ElChammas R., Clodic D.,** (2005), Combined cycle for hybrid vehicles, SAE Technical Paper, 01-1171.
- Enertime SA.,** (2012), Cycles Organiques de Rankine: market and actors. Available from: <http://www.cycle-organique-rankine.com/market-markers.php> [ulaşım 12.06.12].
- Engelen, K., Zhang, Y., Draelants, D. J., Baron, G. V.,** (2003), A novel catalytic filter for tar removal from biomass gasification gas: Improvement of the catalytic activity in presence of H₂S. *Chemical Engineering Science*, 58(3-6), 665-670.
- Engin, T. Ari V.,** (2005). Energy auditing and recovery for dry type cement rotary kiln systems—a case study *Energy Conversion and Management*, 46 (4), pp. 551-562
- Ersoz, A., Çetin Durak, Y., Sarioğlan, A., Turan, A.Z., Mert, M.S., Yüksel, F., Figen, H.E., Güldal, N.O., Karaismailoglu, M., Baykara, S.Z.,** (2018), “Investigation of a novel & integrated simulation model for hydrogen production from lignocellulosic biomass.” *International Journal of Hydrogen Energy*, 43(2),1081-1093.
- Ersoz, A., Olgun, H., & Ozdogan, S.,** (2006), Reforming options for hydrogen production from fossil fuels for PEM fuel cells, *Journal Of Power Sources*, 154(1), 67-73.
- Ersöz, A., DurakÇetin, Y., Sarioğlan, A., Turan, A., Mert, M., & Yüksel, F. et al.,** (2017), Investigation of a novel & integrated simulation model for hydrogen production from lignocellulosic biomass, *International Journal Of Hydrogen Energy (in press)*.
- Espinosa, N., Gil-Roman I., Didiot D., Lemort V., Lombard B., Quoilin S.,** (2011), Transient Organic Rankine Cycle modelling for waste heat recovery on a truck. In: Proceedings of Ecos conference.
- Filipe V.S.Lopes, Carlos A. Grande, Al’rio E. Rodrigues,** (2011), Activated carbon for hydrogen purification by pressure swing adsorption: Multicomponent breakthrough curves and PSA performance. *Chemical Engineering Science* 66, 303–317.
- Ford, G.,** (2008), CSP: bright future for linear fresnel technology? *Renewable Energy Focus*, 9 (5), pp. 48-51
- Franzoni, A., Galanti, L., Traverso, A., Massardo, A.F.,** (2009), “Integrated Systems for Electricity and Hydrogen Co-production from Coal and Biomass”, *International Journal of Thermodynamics* 12(2), 97-104.
- Fremaux, S., Beheshti, S., Ghassemi, H., & Shahsavan-Markadeh, R.,** (2015), An experimental study on hydrogen-rich gas production via steam

gasification of biomass in a research-scale fluidized bed. *Energy Conversion And Management*, 91, 427-432.

- Furusawa, T., & Tsutsumi, A.,** (2005), Development of cobalt catalysts for the steam reforming of naphthalene as a model compound of tar derived from biomass gasification. *Applied Catalysis A: General*, 278(2), 195-205.
- Gao, N., Li, A. and Quan, C.,** (2009), A novel reforming method for hydrogen production from biomass steam gasification. *Bioresource Technology*, 100(18), pp.4271-4277.
- García-Labiano, F., Gayán, P., Diego, L. D., Abad, A., Mendiara, T., Adánez, J., Nacken, M.,** (2016), Tar abatement in a fixed bed catalytic filter candle during biomass gasification in a dual fluidized bed. *Applied Catalysis B: Environmental*, 188, 198-206.
- Gil, J., Corella, J., Aznar, M. P. and Caballero, M. A.,** (1999), Biomass gasification in atmospheric and bubbling fluidized bed: Effect of the type of gasifying agent on the product distribution. *Biomass and Bioenergy*, 17: 389-403.
- Goyal, H. B., Seal, D., Saxena, R. C.,** (2008), Bio-fuels from Thermochemical Conversion of Renewable Resources: A Review, *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 12, pp. 504–517.
- Grande C.A.,** (2016), PSA Technology for H₂ Separation. In *Hydrogen Science and Engineering – Material, Processes, Systems and Technology*. Editors: D. Stolten and B. Emonts. Wiley – VCH, p. 491-508.
- Granovskii, M., Dincer, I., Rosen, M. A.,** (2007), Greenhouse Gas Emissions Reduction by Use of Wind and Solar Energies for Hydrogen and Electricity Production: Economic Factors. *International Journal of Hydrogen Energy* 32:927–931.
- Gretz, J., Wurster, R.,** (1995), Hydrogen Activities in Europe, VDI Berichte No: 1201, VDI-Verlag, Dusseldorf, 229-243.
- Guo, X.J., Xiao, B., Zhang, X.L., Luo, S.Y., and He, M.Y.,** (2009). Experimental study on airstream gasification of biomass micron fuel (bmf) in a cyclone gasifier. *Bioresource Technology*, 100:1003{1006.
- Gupta, R.B.,** (2009), ‘Hydrogen Fuel Production, Transport and Storage’ Edited by Ram B. Gupta, © by Taylor & Francis Group, LLC, CRC, International Standard Book Number-13: 978-1-4200-4575-8.
- Hahn, J. J.,** (2006), Hydrogen Production From Biomass, The Faculty of the Graduate School at The University of Missouri-Columbia, In Partial Fulfillment of the Requirements for the Degree Doctor of Philosophy, December, UMI Number: 3284770.
- Han, J. and Kim, H.,** (2008), The reduction and control technology of tar during biomass gasification/pyrolysis: An overview, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 12(2), pp.397-416.

- Hand, T.W.**, (2008), "Hydrogen Production Using Geothermal Energy", All Graduate Theses and Dissertations. 39. <https://digitalcommons.usu.edu/etd/39>
- Harats, Y. And Kearney,D.**, (1989). PAPER PRESENTED AT THE ASME Meeting, San Diego. ‘Advances in Parabolic Trough Technology in the SEGS Plants.’
- Hashaikeh, R.**, (2005), ‘Hydrothermal Dissolution of Biomass and Gasification to Hydrogen’, Doctor of Philosophy, Department of Mining, Metals and Materials Engineering, Mc Gill University. Montreal, Canada, May.
- HDW**, (1994), HDW Wasserstoff-Energie technologie, Howaldtswerke Deutsche Werft, Kiel.
- Hefner, R.A.**, (2000), GHK Company. The age of energy gases (Fig. 1). Adapted from Presentation at the 10th Repsol-Harvard Seminar on Energy Policy, Madrid, Spain, 3 June 1999. Oklahoma City, OK, 1999; Ausubel JH. Where is energy going? *Ind Phys*; 16–19.
- Heidenreich, S.**, (2013), Hot gas filtration – A review. *Fuel*, 104, 83-94.
- Heidenreich, S.**, (2016), Tar abatement in a fixed bed catalytic filter candle during biomass gasification in a dual fluidized bed. *Applied Catalysis B: Environmental*,188, 198-206.
- Herguido, J., Corella, J. and Gonzalez-Saiz J.**, (1992), Steam gasification of lignocellulosic residues in a fluidized bed at small pilot scale. Effect of the type of feedstock. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 31: 1274-1282.
- HPR (Hydrogen Production Roadmap)**, (2009), Technology Pathways to the Future, Developed by the FreedomCAR & Fuel Partnership Hydrogen Production Technical Team, January.
- Hung, T.C.**, (2001). Waste heat recovery of organic Rankine cycle using dry fluids *Energy Conversion and Management*, 42 (5), pp. 539-553
- Hung, T.C., Shai, T.Y., Wang S.K.**, (1997). A review of organic Rankine cycles (ORCs) for the recovery of low-grade waste heat *Energy*, 22 (7) pp. 661-667
- IAEA**, (1999), ‘Hydrogen As An Energy Carrier And Its Production By Nuclear Power’, Nuclear Power Technology Development Section, International Atomic Energy Agency (IAEA), Wagramer Strasse 5 P.O. Box 100 A-1400 Vienna, Austria IAEA-TECDOC-1085, May.
- IEA (International Energy Agency)**, (2007), World Energy Outlook.
- IEA (International Energy Agency)**, (2005), Hydrogen Production And Storage, R&D Priorities and Gaps, International Energy Agency (IEA), Head of Publications Service, 9 rue de la Fédération, 75739 Paris Cedex 15, France. © OECD/IEA.
- IEA (International Energy Agency)**, (2006), Hydrogen Production and Storage: R&D Priorities and Gaps. Paris: Author.

- IEA/HIA**, (2006), Prospects for hydrogen from biomass, CIRAD Forestry Department/HIA annex 16 – subtask B, Final Report.
- Invernizzi, C., Iora, P., Silva, P.**, (2007), Bottoming micro-Rankine cycles for micro-gas turbines, *Applied Thermal Engineering*, 27 (1), pp. 100-110
- Javier A. F., Miguel C. M., Pio A. A.**, (2007), Analysis of design variables for water-gas-shift reactors by model-based optimization, *Journal of Power Sources* 173, 467–477.
- Jefferson M.**, (2006), Sustainable energy development: performance and prospects. *Renewable Energy*; 31(5): 571-582.
- Jensen M.W., Ross M.**, (2006), The ultimate challenge: developing an infrastructure for fuel cell vehicles (Fig. 6). *Environment*;42(7):10–22.
- Johnston, B., Mayo, M. C., Khare, A.**, (2005), Hydrogen: the energy source for the 21st century. *Technovation*, 25(6), pp. 569-585.
- Josuinkas, F., Quitete, C., Ribeiro, N., & Souza, M.**, (2014), Steam reforming of model gasification tar compounds over nickel catalysts prepared from hydrotalcite precursors. *Fuel Processing Technology*, 121, 76-82.
- Kalogirou, S.**, (2009), Solar energy engineering processes and systems (pp. 1 online resource (xv, 760 p.)). Retrieved from http://link.library.utoronto.ca/eir/EIRdetail.cfm?Resources_ID=897344&T=F
- Karataş H., Olgun H., Akgun F.**, (2013), “Experimental results of gasification of cotton stalk and hazelnut Shell in a bubbling fluidized bed gasifier under air and steam atmospheres” *Fuel* 112, 494–501.
- Kazim A., Veziroglu T.N.**, (2001), Utilization of solar-hydrogen energy in the UAE to maintain its share in the world energy market for the 21st century. *Renewable Energy*; 24: 259-274.
- Khalid F., Dincer İ., Rosen M.A.** (2017). “Thermoeconomic analysis of a solar-biomass integrated multigeneration system for a community”, *Applied Thermal Engineering* 120 (2017) 645–653, <http://dx.doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2017.03.040>
- Kinoshita, K., McLarnon, F.R., Cairns, E.J.**, (1988). *Fuel Cell Handbook*, Lawrence Berkeley Laboratory.
- Klass D. L.**, (1998), *Biomass for Renewable Energy, Fuels, and Chemicals*. Academic Press.
- Kolb, G., Pennemann, H., Zapf, R.**, (2005), Water–gas shift reaction in micro-channels – results from catalyst screening and optimisation, *Catal. Today* 110, 121– 131.
- Kranz S.**, (2007), Market Survey—Germany, Low-Bin project, Available from: <http://www.lowbin.eu/documentation.php> [ulaşım 14.04.12]

- Kuravi, Sarada, Trahan, Jamie, Goswami, D. Yogi, Rahman, Muhammad M., & Stefanakos, Elias K.** (2013). Thermal energy storage technologies and systems for concentrating solar power plants. *Progress in Energy and Combustion Science*, 39(4), 285-319.
- L. Fagern'as, J. Brammer, C. Wilen, M. Lauer, and F. Verhoe.** (2010), Drying of biomass for second generation synfuel production. *Biomass and Bioenergy*, 34:1267{1277, September.
- Lane, R.M., Fry, M.R., Baker, J.N.,** (1995) IEA Greenhouse Gas R&D Programme - Fuel Cell Study, Report No. PH2/1, International Energy Agency.
- Lazzaretto A, Toffolo A, Manente G, Rossi N, Paci M.** (2011), Cost evaluation of Organic Rankine Cycles for low temperature geothermal sources. In: *Proceedings of ECOS 2011, Novi Sad, Serbia, July.*
- Lemus RG, Duarte JMM.,** (2010). Updated hydrogen production costs and parities for conventional and renewable technologies. *International Journal of Hydrogen Energy*, 35, 3929-36.
- Lipman, T.E., Delucchi, M.A.,** (1996), Hydrogen-Fuelled Vehicles, *Int. J. of Vehicle Design* 17, 562-589.
- Li, C., & Suzuki, K.** (2009). Tar property, analysis, reforming mechanism and model for biomass gasification—An overview. *Renewable And Sustainable Energy Reviews*, 13(3), 594-604.
- Li, C., Hirabayashi, D., & Suzuki, K.** (2010). Steam reforming of biomass tar producing H₂-rich gases over Ni/MgO_x/CaO_{1-x} catalyst. *Bioresource Technology*, 101(1), S97-S100.
- Li, J., Yan, R., Xiao, B., Liang, D., & Du, L.** (2008). Development of Nano-NiO/Al₂O₃ Catalyst to be Used for Tar Removal in Biomass Gasification. *Environmental Science & Technology*, 42(16), 6224-6229.
- Ligang W, Shaoping X, Li Z, Changhou L, Hui Z, Shuqin L.** (2007). Steam gasification of biomass for hydrogen-rich gas in a free-fall reactor. *International Journal of Hydrogen Energy*, 32, 24-31.
- Liu, B. T., Chien, K. H., Wang C.C.,** (2004), Effect of working fluids on organic Rankine cycle for waste heat recovery *Energy*, 29 (8), pp. 1207-1217.
- Liu, K., Song, C., Subramani, V.,** (2010) “Hydrogen and Syngas Production and Purification Technologies”, Copyright © by American Institute of Chemical Engineers, Includes index. ISBN 978-0-471-71975-5 (cloth)
- Luberti M, Friedrich D, Brandani S, Ahn H.** (2014), Design of a H₂ PSA for cogeneration of ultrapure hydrogen and power at an advanced integrated gasification combined cycle with pre-combustion capture. *Adsorption*; 20:511–24.

- Ma, X.L., Wang , X.X., and Song C.S.** (2009), Molecular basket sorbents for separation of CO₂ and H₂S from various gas streams. *Journal of the American Chemical Society*, 131 (16), 5777.
- Majoumerd, M.M., De, S., Assadi, M., Breuhaus, P.** (2012). “An EU initiative for future generation of IGCC power plants using hydrogen-rich syngas: Simulation results for the baseline configuration”, *Applied Energy*, 99, 280–290.
- Mansaray KG, Al-Taweel AM, Ghaly AE, Hamdullahpur F, Ugursal VI.** (2000). Mathematical modeling of a fluidized bed rice husk gasifier. *Energy Sources*, 83–98.
- Mansaray, K., Ghaly, A., Al-Taweel, A., Hamdullahpur, F., & Ugursal, V.** (1999). Air gasification of rice husk in a dual distributor type fluidized bed gasifier. *Biomass And Bioenergy*, 17(4), 315-332.
- McKendry, P.,** (2002). Energy production from biomass (part 3): gasification technologies. *Bioresource Technology*, 83:55-63.
- McKendry, P.,** (2002). “Energy Production from Biomass (Part 1): Overview of Biomass,” *Bioresource Technology*, 83, 37-46.
- Midilli, A., I. Dincer and M.A. Rosen,** (2005), On hydrogen and hydrogen energy strategies. I: Current status and needs. *Renewable Sustainable Energy Rev.* 9(3), 255–271.
- Milne T.A., Abatzoglou N., Evans R.J.** (1998). Biomass gasifiers “Tars”: their nature, formation, and conversion, NREL/TP-570–25357, National Renewable Energy Laboratory, Golden, Colorado (US).
- Milne, T. A., Elam, C. C., Evans, R. J.,** (2001), Hydrogen from Biomass—State of the Art and Research Challenges. IEA/H2/TR-02/001, A Report for the International Energy Agency Agreement on the Production and Utilization of Hydrogen Task 16, Hydrogen from Carbon-Containing Materials, Golden, Co, National Renewable Energy Laboratory.
- Modi, A., Buhler, F., Andreasen, J. G., Haglind, F.,** 2017, A review of solar energy based heat and power generation systems, *Renew. Sust. Energ. Rev.* 67 1047–1064.
- Momirlan, M. and Veziroglu, T.,** (2005). The properties of hydrogen as fuel tomorrow in sustainable energysystem for a cleaner planet. *International Journal of Hydrogen Energy*, 30(7), pp. 795-802.
- Mondal P, Dang G S, Garg M O.,** (2011). Syngas production through gasification and cleanup for downstream applications – recent developments. *Fuel Process Technology*, 92:1395–410.
- Moon D-K, Lee D-G, Lee C-H.** (2016), H₂ pressure swing adsorption for high pressure syngas from an integrated gasification combined cycle with a carbon capture process. *Appl Energy*;183:760–74.

- Moro, R. Pinamonti, P. Reini M.** (2008). ORC technology for waste-wood to energy conversion in the furniture manufacturing industry *Thermal Science*, 12, pp. 61-73
- Morrone, P., Algieri, A., Castiglione, T.,** (2019), ‘‘Hybridisation of biomass and concentrated solar power systems in transcritical organic Rankine cycles: A micro combined heat and power application’’, *Energy Conversion and Management* 180, 757–768, 2018, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.11.029>
- Müller-Steinhagen, H., Trieb F.,** (2004), Concentrating solar power—a review of the technology *Quarterly of the Royal Academy of Engineering Ingenia*, 18, pp. 43-50
- Nakamura S., Kitano S., Yoshikawa K.** (2016). Biomass gasification process with the tar removal technologies utilizing bio-oil scrubber and char bed. *Applied Energy* 170, 186–192.
- Ni, M.; Leung, D. Y. C. Leung, M. K. H. Sumathy, K.,** (2006), An overview of hydrogen production from biomass. *Fuel Processing Technology*, 87, 461–472.
- Nikoo MB, Mahinpey N.,** (2008). Simulation of biomass gasification in fluidized bed reactor using ASPEN PLUS. *Biomass Bioenergy*, 32, 1245–54.
- Nishida, K., Atake, I., Li, D., Shishido, T., Oumi, Y., Sano, T., et al.,** (2008), Effects of noble metal-doping on Cu/ZnO/Al₂O₃ catalysts for water–gas shift reaction. Catalyst preparation by adopting ‘‘memory effect’’ of hydrotalcite, *Appl. Catal. A Gen.* 337, 48–57, <http://dx.doi.org/10.1016/j.apcata.2007.11.036>.
- Nooruddin, O.** (2011). "Simulation and Optimization of IGCC Technique for Power Generation and Hydrogen Production by Using Lignite Thar Coal and Cotton Stalk", Yüksek Lisans Tezi, Lappeenranta University of Technology Faculty of Technology Master's Degree Programme in Chemical and Process Engineering, Lappeenranta, 69-72.
- NREL (National Renewable Energy Laboratory),** (2006). Electrolysis: Information and Opportunities for Electric Power Utilities, Technical Report NREL/TP-581-40605 September.
- Othmer, K.,** (1992). *Encyclopedia of Chemical Technology. Fundamentals and Use of Hydrogen as a Fuel.* 3rd ed., Vol. 4, Wiley, New York, 631p.
- Paengjuntueka, W., Boonmaka, J., Mungkalasirib, J.** (2015). "Energy Efficiency Analysis in An Integrated Biomass Gasification Fuel Cell System”, *Energy Procedia* 79, 430-435.
- Pala, L., Wang, Q., Kolb, G., & Hessel, V.** (2017). Steam gasification of biomass with subsequent syngas adjustment using shift reaction for syngas production: An Aspen Plus model. *Renewable Energy*, 101, 484-492.
- Pantaleo, A.M., Camporeale, S.M., Miliozzi, A., Russo, V., Shah, N., Markides, C.N.,** (2017). ‘‘Novel hybrid CSP-biomass CHP for flexible

generation: Thermo-economic analysis and profitability assessment'',
Applied Energy 204 994–1006, 2017,
<http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.05.019>

- Peschka, W.**, (1992). *Liquid Hydrogen: Fuel of the Future*, Springer-Verlag Wien New York.
- Prins, M., Ptasinski, K., & Janssen, F.**, (2006). More efficient biomass gasification via torrefaction. *Energy*, 31(15), 3458-3470.
- Qinglin H., Mladen E.** (2010). *Simulation of Hydrogen Purification by Pressure Swing Adsorption for Application in Fuel Cells*. Elsevier.
- Quoilin S, Lemort V.**, (2009). Technological and economical survey of Organic Rankine Cycle systems. In: *Proceedings of the ECCEMEI conference*, Vilamoura.
- Quoilin S., Declaye S., Tchanche B.F., Lemort V.**, (2011). Thermo-economic optimization of waste heat recovery organic Rankine cycles *Applied Thermal Engineering*, 31 (14–15) pp. 2885-2893.
- Quoilin, S., Orosz, M., Lemort V.**, (2011a). 'Performance and design optimization of a low-cost solar Organic Rankine Cycle for remote power generation', *Solar Energy*.
- Quoilin, S., Van Den Broek, M., Declaye, S., Dewallef, P., Lemort, V.**, (2013). Techno-economic survey of Organic Rankine Cycle (ORC) systems, *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 22, 168–186.
- Ramzan, N., Ashraf, A., Naveed, S., & Malik, A.** (2011). Simulation of hybrid biomass gasification using Aspen plus: A comparative performance analysis for food, municipal solid and poultry waste. *Biomass And Bioenergy*, 35(9), 3962-3969.
- Rapagna S, Gallucci K., Marcello M., Foscolo P. U., Nacken M., Heidenreich S., Matt M.**, (2012). First Al₂O₃ based catalytic filter candles operating in the fluidized bed gasifier free board, *Fuel*, 97, 718-724.
- Rapagna S., D'Orazio A., Gallucci, K., Foscolo, P. U., Nacken, M., Heidenreich, S.**, (2014). Hydrogen Rich Gas from Catalytic Steam Gasification of Biomass in a Fluidized Bed Containing Catalytic Filters *Chemical Engineering Transactions* vol. 37.
- Rapagnà, S., Gallucci, K., Marcello, M. D., Matt, M., Nacken, M., Heidenreich, S.**, (2010). Foscolo, P. U. Gas cleaning, gas conditioning and tar abatement by means of a catalytic filter candle in a biomass fluidized-bed gasifier. *Bioresource Technology*, 101(18), 7123-7130.
- Rapagna, S., Jand, N., & Foscolo, P. U.** (1998). Catalytic gasification of biomass to produce hydrogen rich gas. *International Journal of Hydrogen Energy*. J. Hydrogen Energy, 23(I), 551–557.
- Rauch, R. Hofbauer. H.**, (2001). *Stoichiometric water consumption of steam gasification by the FICFB-Gasification process*. Blackwell Scientific.

- Reed T.B. and Das. A.** (1988). Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems. U.S. Department of Energy.
- Reina, T.R. Ivanova, S. Centeno, M.A. Odriozola, J.A.,** (2015). Boosting the activity of a Au/CeO₂/Al₂O₃ catalyst for the WGS reaction, *Catal. Today* 253, 149– 154.
- Rentizelas, A., Karellas, S., Kakaras, E., Tatsiopoulos, I.,** (2009), Comparative techno-economic analysis of ORC and gasification for bioenergy applications, *Energy Conversion and Management*, 50 (3), pp. 674-681.
- Romm, J. J.,** (2005), *The hype about hydrogen*. First Island Press.
- Romm, J.J.,** (2004), *The Hype about Hydrogen, Fact and Fiction in the Race to Save the Climate*. Island Press, available at http://en.wikipedia.org/wiki/The_Hype_about_Hydrogen, Washington, D. C..
- Rupesh, S., Muraleedharan, C., & Arun, P.** (2016). ASPEN plus modelling of air–steam gasification of biomass with sorbent enabled CO₂ capture. *Resource-Efficient Technologies*, 2(2), 94–103.
- Salkuyeh, Y.K., Elkamel, A., The, J., Fowler, M.,** (2016). “Development and techno-economic analysis of an integrated petroleum coke, biomass, and natural gas polygeneration process”, *Energy*, 113, 861-874.
- Samiran, N., Jaafar, M., Ng, J., Lam, S., & Chong, C.,** (2016). Progress in biomass gasification technique – With focus on Malaysian palm biomass for syngas production. *Renewable And Sustainable Energy Reviews*, 62, 1047-1062.
- Sansaniwal, S., Pal, K., Rosen, M., & Tyagi, S.,** (2017). Recent advances in the development of biomass gasification technology: A comprehensive review. *Renewable And Sustainable Energy Reviews*, 72, 363-384.
- Schuster, A., Karellas, S., Kakaras, E., Spliethoff, H.,** (2009), Energetic and economic investigation of organic Rankine cycle applications *Applied Thermal Engineering*, 29 (8–9), pp. 1809-1817.
- Shen Y.,Yoshikawa K.,** (2013). Recent progresses in catalytic tar elimination during biomass gasification or pyrolysis- A Review, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 21, 371-392.
- Simbeck, D. R.,** (2002), Hydrogen supply: Cost estimate for hydrogen pathways – scoping analysis. Technical Report NREL/SR-540-32525, NREL: National renewable energy labs.
- Simeone E, Siedlecki M, Nacken M, Heidenreich S, de Jong W.,** (2013). High temperature gas filtration with ceramic candles and ashes characterisation during steam–oxygen blown gasification of biomass. *Fuel*, 108, 99–111.
- Sims, R.** (2004). Renewable energy: a response to climate change. *Solar Energy*, 76(1-3), pp.9-17.

- Sircar, S.** (2002). Pressure swing adsorption: Commentaries. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 41, 1389.
- Sircar, S.**, (1989). Pressure swing adsorption technology. In *Adsorption Science and Technology* (eds. A.E. Rodrigues, D.M. Levan, D. Tondeur). Dordrecht, The Netherlands: Kluwer Academic Publishers, p. 285.
- Siyi Luo, Bo Xiao, Zhiquan Hu, Shiming Liu, Xianjun Guo, and Maoyun He.**, (2009). Hydrogenrich gas from catalytic steam gasification of biomass in a fixed bed reactor: Influence of temperature and steam on gasification performance. *International Journal of Hydrogen Energy*, 34:2191-2194.
- Socher, M., Rieken, T.**, (1992). TA-Projekt "Risiken bei einem verstärkten Wasserstoffeinsatz", TAB Working Report No. 13, Euro für Technikfolgen-Abschätzung des Deutschen Bundestages, Bonn.
- Song, C.S.** (2003). An overview of new approaches to deep desulfurization for ultra-clean gasoline, diesel fuel and jet fuel. *Catalysis Today*, 86 (1-4), 211.
- Song, C.S. and Pan, W.**, (2004). Tri-reforming of methane: A novel concept for catalytic production of industrially useful synthesis gas with desired H₂/CO ratios. *Catalysis Today*, 98 (4), 463.
- Song, C.S.**, (2002). Fuel processing for low-temperature and high-temperature fuel cells. Challenges and opportunities for sustainable development in the 21st century. *Catalysis Today*, 77, 17.
- Song, C.S.**, (2006). Global challenges and strategies for control, conversion and utilization of CO₂ for sustainable development involving energy, catalysis, adsorption and chemical processing. *Catalysis Today*, 115, 2.
- Stephan, K., Dahm, B.**, (1996). Catalytic Combustion of Hydrogen in a Diffusive Burner, (11th World Hydrogen Energy Conf., Stuttgart, FRG, 1996).
- Sterrera R., Schidler S., Schwandt O., Franz P., Hammerschmid A.**, (2014). "Theoretical analysis of the combination of CSP with a biomass CHP-plant using ORC-technology in Central Europe", *Energy Procedia* 49 1218 – 1227, 2014, doi: 10.1016/j.egypro.2014.03.131.
- Stijepovic M.Z., Linke P., Papadopoulos A.I., Grujic A.S.**, (2012), On the role of working fluid properties in organic Rankine cycle performance *Applied Thermal Engineering*, 36-pp. 406-413
- Stoppato, A.**, (2012), Energetic and economic investigation of the operation management of an organic Rankine cycle cogeneration plant *Energy*, 41 (1), pp. 3-09.
- Suresh, B., Schlag, S., and Inoguchi, Y.** (2004). Hydrogen. CEH Marketing Research Report, p. 6, August.

- Takehara, Z.**, (1995). Fuel Cells in Japan: Development and Future Prospect, Hydrogen and Clean Energy (Int. Symp., Tokyo, 1995), NEDO 107-114.
- TEİAŞ**, (2017). Türkiye Elektrik Sistemi Kuruluş ve Yakıt Cinslerine Göre Kurulu Güç.
- Thomas W.J., Crittenden B.D.**, (1998). Adsorption technology and design. Butterworth-Heinemann.
- Tian X., Deng S., Kang L., Zhao J., An Q.**, (2018). “Study on heat and power decoupling for CCHP system: Methodology and case study”, Applied Thermal Engineering 142, 597–609.
- Toklu, E.**, (2017). Biomass energy potential and utilization in Turkey. *Renewable Energy*, 107, 235-244.
- Tuomi, S., Kurkela, E., Simell, P., Reinikainen, M.**, (2015). Behaviour of tars on the filter in high temperature filtration of biomass-based gasification gas. *Fuel*, 139, 220-231.
- Vassilev, S.V.**, (2010). David Baxter, Lars K. Andersen, and Christina G. Vassileva. An overview of the chemical composition of biomass. *Fuel*, 89:913{933.
- Veziroglu, T.N., et al.**, (1996), Hydrogen Energy Progress XI, International Association for Hydrogen Energy 1483-1492.
- Veziroglu T.N., Barbir F.**, (1992). Hydrogen: The wonder fuel. *International Journal of Hydrogen Energy*; 17(6): 391-404.
- Voigt, C.**, (1986). Techniken zur energetischen Nutzung von Wasserstoff, *BWK* 38, 347-350.
- Voss C.**, (2014). CO2 removal by PSA: an industrial view on opportunities and challenges. *Adsorption*; 20:295-299.
- Wang D., Ling X., Peng H., Liu L., Tao L.**, (2013). Efficiency and optimal performance evaluation of organic Rankine cycle for low grade waste heat power generation. *Energy*; 50:343–52.
- Wee, J.H.**, (2007). Applications of proton exchange membrane fuel cell systems. *Renewable Sustainable Energy Rev.*, 11, 1720–1738.
- Werther, J., Sanger, M., Hartage, E. U., Ogada, T., Siagi, Z.**, (2000). Combustion of agricultural residues. *Progress Energy Combustion Science*, Vol. 26, pp. 1-27.
- Xebec**, (2014). What is PSA ? <http://www.xebecinc.com/technology-what-is-psa.php>
Alındığı tarih: 01.08.2017
- Xu, D., Wang, S., Hu, X., Chen, C., Zhang, Q., & Gong, Y.**, (2009). Catalytic gasification of glycine and glycerol in supercritical water. *International Journal Of Hydrogen Energy*, 34(13), 5357-5364.

- Ya-Ling He, Dan-Hua Mei, Wen-Quan Tao, Wei-Wei Yang, Huai-Liang Liu,** (2012). “Simulation of the parabolic trough solar energy generation system with Organic Rankine Cycle”, *Applied Energy* 97, 630–641. doi:10.1016/j.apenergy.02.047
- Yang, H., Yan, R., Chen, H., Zheng, C., Lee, D. H. and Liang, D. T.,** (2006), In-depth investigation of biomass pyrolysis based on three major components: hemicellulose, cellulose and lignin. *Energy and Fuels*, 20:388{393.
- Yılmaz S, Selim H.,** (2013). A review on the methods for biomass to energy conversion systems design, *Renewable Sustainable Energy Rev*, 25, 420–30.
- Zaborsky, O. R.,** (1988). *BioHydrogen*. Plenum Press, New York.
- Zhang X., Liu X., Sun X., Jiang C., Li H., Song Q., Zeng J., Zhang G.,** (2018), “Thermodynamic and economic assessment of a novel CCHP integrated system taking biomass, natural gas and geothermal energy as co-feeds”, *Energy Conversion and Management* 172, 105–118, 2018, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.07.002>
- Zhang Y., Xiao J., Shen L.,** (2009). Simulation of methanol production from biomass gasification in interconnected fluidized beds, *Ind Eng Chem Res*, 48, 5351–9.
- Zhang, S., Song, Y., Song, Y., Yi, Q., Dong, L., & Li, T. et al.** (2016). An advanced biomass gasification technology with integrated catalytic hot gas cleaning. Effects of inorganic species in char on the reforming of tars from wood and agricultural wastes. *Fuel*, 183, 177-184.
- Zhang, X., Zeng, R., Mu, K., Liu, X., Sun, X., Li, H.,** (2019), “Exergetic and exergoeconomic evaluation of co-firing biomass gas with natural gas in CCHP system integrated with ground source heat pump”, *Energy Conversion and Management* 180, 622–640, 2018, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.11.009>.
- Zhou, C.,** (2014). “Hybridisation of solar and geothermal energy in both subcritical and supercritical Organic Rankine Cycles”, *Energy Conversion and Management* 81 72–82, 2014, <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2014.02.007>
- Zittel, W.,** (1996). Ludwig-Bölkow-Systemtechnik, R. W., “Hydrogen in the Energy Sector,” Chapter 2, September 1996, <http://www.hyweb.de/Knowledge/w-ienergiew-eng2.html>, retrieved Jan. 2007).

- [1].Yenilenebilir Enerji Genel Müdürlüğü (YEGM), Yenilenebilir enerji kaynaklardan elektrik üreten tesislerin kurulu gücü <http://www.yegm.gov.tr/yenilenebilir.aspx> Erişim tarihi: 05.03.2019
- [2].CIA World Factbook, <https://www.cia.gov/library/publications/the-world-factbook/geos/xx.html> Erişim: 09.10.2018
- [3].Honeywell, Hydrogen Purification, <https://www.uop.com/equipment/hydrogen-separation/> PSA summary paper, Erişim Tarihi: 01.01.2019
- [4].ORC Market: A World Overview (2016) By Thomas Tartière. August, 16th, 2016, <https://orc-world-map.org/> Erişim tarihi:03.03.2019
- [5].Michael Adewumi, Vice Provost for Global Program, Professor of Petroleum and Natural Gas Engineering, The Pennsylvania State University. Phase Relations in Reservoir Engineering Lessons Erişim adresi: <https://www.e-education.psu.edu/png520/resources/11.html> Erişim tarihi: 24.03.2019
- [6].ETKB, Bilgi Merkezi, Enerji, Biyokütle, Erişim adresi: <https://www.enerji.gov.tr/tr-TR/Sayfalar/Biyokutle> Erişim Tarihi: 01.02.2019
- [7].YEGM, Yenilenebilir Enerji, Biyokütle, Türkiye Orman Kaynaklı Biyokütle Potansiyeli,http://www.yegm.gov.tr/yenilenebilir/tur_or_kay_biyo_pot.aspx Erişim tarihi: 2019
- [8].YEGM, Yenilenebilir Enerji, Biyokütle, Türkiye Tarımsal Biyokütle Potansiyeli, Erişim adresi: http://www.yegm.gov.tr/yenilenebilir/tur_tar_biyo_pot.aspx Erişim tarihi: 2019
- [9].Yenilenebilir Enerji Genel Müdürlüğü, Türkiye Biyokütle Enerjisi Potansiyeli Atlası (BEPA), Erişim adresi: <http://bepa.yegm.gov.tr/> Son erişim tarihi: 10.06.2018
- [10].ZORLU Enerji (2016), ‘Alaşehir ve Kızıldere (I-II) Jeotermal Enerji Santralleri Operasyon Bilgisi’.
- [11].Yenilenebilir Enerji Genel Müdürlüğü, ‘Türkiyede Yenilenebilir Enerji’ Erişim adresi: http://www.yegm.gov.tr/yenilenebilir/turkiyede_jeo.aspx Erişim tarihi: 2019
- [12].Maden Tetkik ve Arama Genel Müdürlüğü, “Türkiye Jeotermal Enerji Potansiyeli ve Arama Çalışmaları (Kasım 2017)”, Erişim Adresi: <http://www.mta.gov.tr/v3.0/arastirmalar/jeotermal-enerji-arastirmalari#haberler> Erişim tarihi: 2019
- [13].Türkiye Maden Tetkik ve Arama Genel Müdürlüğü (MTA), “Enerji haritaları” Erişim adresi: <http://www.mta.gov.tr/v3.0/hizmetler/jeotermal-harita> Erişim Tarihi: 01.03.2019
- [14].Enerji Atlası, Manisa Elektrik Santralleri Erişim Adresi: <https://www.enerjiatlası.com/sehir/manisa/> Erişim Tarihi: 2019

- [15].Solar Hot Waterarrow, Parabolic Trough Reflector <http://www.alternative-energy-tutorials.com/solar-hot-water/parabolic-trough-reflector.html>
Erişim tarihi: 10.04.2019
- [16].Single Fluids Properties, Heat Transfer Fluid Properties, Pharma Engineering, <https://www.pharmacalculations.com/2019/03/single-fluid-TCU-properties.html>, Erişim Tarihi:20.02.2019
- [17].Yenilenebilir Enerji Genel M¼d¼rl¼ę¼(YEGM), T¼rkiye G¼neř Enerjisi Potansiyeli Atlası (GEPA), Erişim Adresi: <http://www.yegm.gov.tr/MyCalculator/> Erişim tarihi: 2019
- [18].Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı (ETKB), Bilgi merkezi, Enerji, G¼neř, Erişim adresi: <https://www.enerji.gov.tr/tr-TR/Sayfalar/Gunes> Erişim tarihi: 10.03.2019
- [19].YEGM, Manisa G¼neř Enerjisi Potansiyeli Atlası (GEPA), Erişim Adresi: <http://www.yegm.gov.tr/MyCalculator/pages/45.aspx> Erişim tarihi: 2019



ÖZGEÇMİŞ

Ad Soyad: MEHMET EMRE BURULDAY

Doğum Yeri ve Tarihi: Kars / 09.10.1993

Adres: Alaşehir / Manisa

E-Posta: memrebrldy@gmail.com

Lisans: Yalova Üniversitesi, Enerji Sistemleri Mühendisliği Bölümü / 2011-2016

TEZDEN TÜRETİLEN YAYINLAR/SUNUMLAR

1. Mehmet Selçuk Mert, Fikret Yüksel, **Mehmet Emre Burulday**, "*Biyokütle Kaynaklı Sentez Gazından Hidrojen Üretimine Entegre Bir Güç Sisteminin Modellenmesi*", Erzincan Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Dergisi, 12(2), 607-619, 2019.
2. Mehmet Selçuk Mert, **Mehmet Emre Burulday**, Fikret Yüksel, '*Biyokütle Kaynaklı Sentez Gazından Hidrojen Üretimine Entegre Bir Güç Sisteminin Enerji ve Ekserji Analizi*', Yüzüncü Yıl Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Dergisi, Sayı 24, Mayıs, 37-43, 2019.
3. Mehmet Selçuk Mert, Fikret Yüksel, **Mehmet Emre Burulday**, "*Energy and Exergy Analysis of Water-Steam Separators Used for Separating Double-Phase Geothermal Fluids in a Geothermal Field*", 4th International Conference on Engineering and Natural Sciences (ICENS), (3. Uluslararası Mühendislik ve Doğa Bilimleri Kongresi) Bildiri kitabı, ISBN 978-605-67955-2-7, Sayfa 535, Kiev, Ukraine, 02-06 Mayıs, 2018.
4. Fikret Yüksel, Mehmet Selçuk Mert, **Mehmet Emre Burulday**, "*Investigation of Organic Rankine Cycle Integrated in a Geothermal Power Plant*", 3th International Conference of Engineering and Nature Science (ICENS) (3. Uluslararası Mühendislik ve Doğa Bilimleri Kongresi). Bildiri kitabı, ISBN 978-605-83575-4-9, Sayfa 556, Budapeşte, Macaristan, 3-7 Mayıs, 2017.