



**ENERJİ VE HİDROJEN DÖNÜŞÜM
TEKNOLOJİLERİ İLE TÜRKİYE'NİN
ENDÜSTRİYEL ATIK ENERJİ GERİ KAZANIM
POTANSİYELİNİN DEĞERLENDİRİLMESİ**

Funda ATEŞ

**2020
YÜKSEK LİSANS TEZİ
MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ**

**Tez Danışmanı
Doç. Dr. Hasan ÖZCAN**

**ENERJİ VE HİDROJEN DÖNÜŞÜM TEKNOLOJİLERİ İLE TÜRKİYE’NİN
ENDÜSTRİYEL ATIK ENERJİ GERİ KAZANIM POTANSİYELİNİN
DEĞERLENDİRİLMESİ**

Funda ATEŞ

**Karabük Üniversitesi
Lisansüstü Eğitim Enstitüsü
Makine Mühendisliği Anabilim Dalında
Yüksek Lisans Tezi
Olarak Hazırlanmıştır**

**Tez Danışmanı
Doç. Dr. Hasan ÖZCAN**

**KARABÜK
Haziran 2020**

Funda ATEŞ tarafından hazırlanan “ENERJİ VE HİDROJEN DÖNÜŞÜM TEKNOLOJİLERİ İLE TÜRKİYE’NİN ENDÜSTRİYEL ATIK ENERJİ GERİ KAZANIM POTANSİYELİNİN DEĞERLENDİRİLMESİ” başlıklı bu tezin Yüksek Lisans Tezi olarak uygun olduğunu onaylarım.

Doç. Dr. Hasan ÖZCAN

Tez Danışmanı, Makine Mühendisliği Anabilim Dalı

Bu çalışma, jürimiz tarafından oy birliği ile Makine Mühendisliği Anabilim Dalında Yüksek Lisans tezi olarak kabul edilmiştir. 07/07/2020

Ünvanı, Adı SOYADI (Kurumu)

İmzası

Başkan : Prof. Dr. Erol ARCAKLIOĞLU (AYBÜ)

Üye : Doç. Dr. Hasan ÖZCAN (AYBÜ)

Üye : Dr. Öğr. Üyesi. Erhan KAYABAŞI (KBÜ)

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

Prof. Dr. Hasan SOLMAZ

Lisansüstü Eğitim Enstitüsü Müdürü

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

Funda ATEŞ

ÖZET

Yüksek Lisans Tezi

ENERJİ VE HİDROJEN DÖNÜŞÜM TEKNOLOJİLERİ İLE TÜRKİYE’NİN ENDÜSTRİYEL ATIK ENERJİ GERİ KAZANIM POTANSİYELİNİN DEĞERLENDİRİLMESİ

Funda ATEŞ

Karabük Üniversitesi

Fen Bilimleri Enstitüsü

Makine Mühendisliği Anabilim Dalı

Tez Danışmanı:

Doç. Dr. Hasan ÖZCAN

Haziran 2020, 114 sayfa

Dünyada enerjiye olan ihtiyaç her geçen gün artış göstermektedir. Özellikle bu durum gelişmekte olan ülkelerde nüfus artışı, sanayileşme ve teknolojik gelişmelerle birlikte, ilerleyen yıllarda enerjiye olan talebi daha çok artıracaktır. Türkiye enerji açısından %70 oranında dış ülkelere bağımlı bir ülkedir. Ülkemizde fosil enerji kaynakları gün geçtikçe tükenmekte olup, dünyamıza geri dönüşü olmayan zararlar vermekle birlikte gelecek nesillerin yaşam alanlarını tehdit etmektedir. Sanayi sektörü Türkiye’de kullanılan enerji miktarını ciddi oranda etkilemektedir. Enerji kaynaklarının sınırlı olduğu ve sanayi ürünleri talebinin artmaya devam ettiği göz önüne alındığında, endüstriyel enerji ihtiyacının karşılanması ve gelecekte ekonomik etkilerin en aza indirilmesi önemli bir zorluk olacaktır. Bu çalışmada Türkiye sanayisinin yıllara göre enerji tüketimi hesaplanmış ve bu potansiyele bağlı olarak endüstriyel enerji üretimi için termal dönüştürücü sistemleri araştırılmıştır.

Seçilen güç ve hidrojen teknolojileri maksimum sıcaklık gereksinimlerine göre hidrojen üretimi için entegre edilmiş ve 20 farklı örnek olay karşılaştırmalı olarak analiz edilmiştir. İncelenen bu 20 örnek olayın dördü termodinamik ve ekonomik açıdan ayrıntılı olarak incelenmiştir. 100-200⁰ C atık ısı için bir absorpsiyonlu güç çevrimi (APC) ve Proton Değişim Membran Elektrolizörü (PEME) sistemi, 200-300⁰ C için Organik Rankine Çevrimi (ORC) ve Alkalın Elektrolizörü (AE) seçilmiştir. Güç üretimi için 300⁰ C'nin üstünde Buhar Rankine Çevrimi (SRC) ve hidrojen üretimi için MgCl hibrit termokimyasal çevrimi kullanılmıştır. Yüksek sıcaklıktaki atık ısı durumunda (500⁰ C'nin üstünde) hibrit Kükürt (HyS) çevrimi açık Gaz Türbini (GT) sistemi ile kullanılmıştır.

Türkiye'nin yıllık toplam endüstriyel enerji tüketimi 900 PJ ve atık ısı potansiyeli 71 PJ civarındadır. Bu atık ısının sıcaklık oranları 100-200⁰ C aralığı için % 40, 200-300⁰ C aralığı için % 14, 300-400⁰ C aralığı için % 6, 400-500⁰ C aralığı için % 9, 500-1000⁰ C aralığı için % 31'dir. Hidrojen üretimi için yukarıda seçilen konfigürasyonları kullanarak, APC-PEM sistemi için yıllık 24,7 ton/yıl, ORC-AE sistemi için 30 ton/yıl, SRC-MgCl sistemi için 132 ton/yıl ve GT-HyS sistemi için 840 ton/yıl oranında yıllık hidrojen üretimi mümkündür. APC-PEM sistemi için hidrojen üretim maliyeti ortalama 2,56 \$/kg, ORC-AE sistemi için hidrojen üretim maliyeti ortalama 3,17 \$/kg, SRC-MgCl sistemi için hidrojen üretim maliyeti ortalama 2,026 \$/kg ve GT-HyS sistemi için hidrojen üretim maliyeti ortalama 1,84 \$/kg'dır. Seçilen teknolojiler arasında, GT destekli HyS, yüksek sıcaklık aralıklarında çalışması sayesinde en yüksek verime ve en uygun ekonomiye sahiptir. Azalan kaynak sıcaklığı, azalan verimlilik ve artan ürün maliyetleri eğilimi göstermektedir. Atık ısıdan elde edilen hidrojen, endüstriyel kullanım için sunulan teknolojilerin mevcut olması halinde, geleneksel fosil kaynaklı hidrojen üretim teknolojileri ile rekabet edebilir. Üretilen hidrojen yakıt olarak kullanıldığında Türkiye'nin yıllık doğalgaz tüketiminin % 1'ine karşılık gelmekte ve 700 milyon TL üzerinde tasarruf potansiyeline sahiptir.

Anahtar Kelimeler : Endüstriyel atık ısı, atık ısı geri kazanım gücü, atık ısı geri kazanım teknolojileri, atık ısı potansiyeli.

Bilim Kodu : 91441

ABSTRACT

M. Sc. Thesis

EVALUATION OF TURKEY'S INDUSTRIAL WASTE ENERGY RECOVERY POTENTIAL WITH ENERGY AND HYDROGEN CONVERSION TECHNOLOGIES

Funda ATEŞ

Karabük University

Graduate School of Natural and Applied Sciences

Department of Mechanical Engineering

Thesis Advisor:

Assoc. Prof. Dr. Hasan ÖZCAN

June 2020, 114 pages

The need for energy in the world is increasing day by day. In particular, this situation will increase the demand for energy in developing countries with population growth, industrialization and technological developments. Turkey is a country dependent on foreign countries for energy by 70%. In our country, fossil energy sources are being depleted day by day and they cause irreversible damages to our world and threaten the life areas of future generations. The industrial sector affects the amount of energy used in Turkey considerably. Given that energy resources are limited and demand for industrial products continues to increase, meeting the industrial energy demand and minimizing the economic impact in the future will be a major challenge. In this study, the energy consumption of Turkish industry over the years have been calculated and the potential thermal conversion system's use in industrial waste heat for energy production is investigated.

Selected power and hydrogen technologies are coupled for hydrogen generation based on their maximum temperature requirements and 20 different hydrogen production scenarios are comparatively analyzed. Out of 20 studied cases, 4 best are studied detail thermodynamically and economically. An absorption power cycle (APC) driven Proton Exchange Membrane Electrolyser (PEME) system is selected for 100-200°C waste heat, and Organic Rankine Cycle (ORC) driven Alkaline Electrolyser (AE) is selected for 200-300°C. Above 300°C Steam Rankine Cycle (SRC) is considered for power generation and MgCl hybrid thermochemical cycle is used for hydrogen generation. At high temperature waste heat condition (above 500°C) hybrid Sulfur (HyS) cycle is used with open Gas Turbine (GT) system.

Turkey's total industrial energy consumption is 900 PJ and its waste heat potential is around 71 PJ. The rates of this waste heat are 40% for 100-200^o C, 14% for 200-300^o C, 6% for 300-400^o C, 9% for 400-500^o C, 31% for 500-1000^o C. Using the above selected configurations for hydrogen generation, an annual production of hydrogen is possible at a rate of 24,7 tons/year for APC-PEM system, 30 tons/year for ORC-AE system, 132 tons/year for SRC-MgCl system and 840 tons/year for GT-HyS system. Hydrogen production cost for APC-PEM system average 2,56 \$/kg, hydrogen production cost for ORC-AE system average 3,17 \$/kg, hydrogen production cost SRC-MgCl system average 2,026 \$/kg and hydrogen production cost for the GT-HyS system is an average of 1,84 \$/kg. Among selected technologies, GT driven HyS has the highest efficiency and most feasible economics thanks to its high temperature operation. Decreased source temperature shows tendency for decreased efficiency and increased product costs. Hydrogen from waste heat can be competitive with the conventional fossil driven hydrogen technologies in near terms if presented technologies are available for industrial use. The produced hydrogen is used as fuel corresponds to 1% of Turkey's annual natural gas consumption and has the potential to save over 700 million TL.

Keywords : Industrial waste heat, waste heat to power, waste heat recovery, waste heat recycling technologies, energy planning.

Science Code : 91441

TEŞEKKÜR

Bu tez alıőmasının oluőumundan tamamlanmasına kadar geçen süreçte, değerli fikirleri ile tezi yönlendiren, eksik ve hatalarımın giderilmesinde büyük katkıları olan ve en önemlisi tezi tamamlarken kıymetli vaktini, bilgi ve tecrübelerini bir an bile esirgemeyen sayın hocam Dr. Hasan ÖZCAN'a sonsuz teőekkürlerimi sunarım.

Tezim için gerekli istatiksels verilerin hesabında yardımcı olan sayın hocam Dr. M. Hüseyin ÇETİN'e, tezin yazım sürecinde, tezde karőılaőtıęım sorunlarımın zlmesinde yardımını hiç eksik etmeyen mit Deniz AKYAVUZ'a, bu süreçte manevi hiçbir yardımını esirgemeyen ve sonuna kadar bana destek olan arkadaşlarım Betül GENARSLAN, Esra ÖRDEK ve Kendal mit ADAR'a teşekkür ederim.

Bu süreçte ilgilerini, desteklerini, sevgilerini her zaman hissettiren aynı zamanda manevi hiçbir yardımcı esirgmeden yanımda olan sevgili aileme ve niőanlım Erdiņ KILIÇ'a tüm kalbimle teşekkür ederim.

İÇİNDEKİLER

	<u>Sayfa</u>
KABUL.....	ii
ÖZET.....	iv
ABSTRACT.....	vi
TEŞEKKÜR.....	viii
İÇİNDEKİLER	ix
ŞEKİLLER DİZİNİ.....	xiii
ÇİZELGELER DİZİNİ	xvi
SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ	xvii
KISALTMALAR	xix
BÖLÜM 1	1
GİRİŞ	1
1.1. ENERJİ VE ÇEVRE	1
1.1.1. Türkiye'nin Endüstriyel Atık Isı Potansiyeli.....	3
1.2. SEKTÖRLERE GÖRE ENERJİ TÜKETİMİ	10
1.2.1. Yerleşim Sektörü	10
1.2.2. Ulaşım Sektörü	11
1.2.3. Endüstri Sektörü	11
1.3. ENERJİ DÖNÜŞÜM SİSTEMLERİ	12
1.3.1. Güç Dönüşüm Sistemleri.....	12
1.3.2. Rankine Buhar Çevrimi	13
1.3.3. Organik Rankine Çevrimi.....	14
1.3.4. Kalina Çevrimi.....	15
1.3.5. Brayton Çevrimi	15
1.3.6. Hidrojen Üretim Sistemleri.....	16
1.3.6.1. Suyun Elektrolizi	18
1.3.6.2. Termokimyasal Çevrimler	19
1.4. MOTİVASYON	21

	<u>Sayfa</u>
1.5. AMAÇLAR	21
1.6. TEZ DÜZENİ.....	22
BÖLÜM 2	24
LİTERATÜR TARAMASI.....	24
2.1. GÜÇ SİSTEMLERİ	24
2.1.1. Brayton Çevrimi	24
2.1.2. Rankine Çevrimi.....	26
2.1.3. Kalina Çevrimi.....	28
2.1.4. Absorbsiyonlu Güç Çevrimi	29
2.2. HİDROJEN ÜRETİM SİSTEMLERİ	31
2.2.1. Proton Elektrolit Membran Elektrolizi (PEM)	31
2.2.2. Alkaline Elektrolizi.....	32
2.2.3. Yüksek Sıcaklıklı Buhar Elektrolizi	34
2.2.4. Termokimyasal Su Ayrıştırma Sistemleri	36
2.3. ATIK ISI GERİ DÖNÜŞÜMÜ	40
BÖLÜM 3	43
GENEL DENKLEMLER VE ANALİZ	43
3.1. GENEL TERMODİNAMİK BAĞINTILAR.....	43
3.1.1. Türbin	44
3.1.2. Kompresör	44
3.1.3. Pompa	45
3.1.4. Isı Değiştiricisi.....	45
3.1.5. Reaktör.....	46
3.1.6. Verim	46
3.2. GÜÇ SİSTEMLERİ	46
3.3. HİDROJEN ÜRETİM SİSTEMLERİ	47
3.3.1. Elektrokimyasal Su Ayrıştırma.....	47
3.3.2. Saf ve Hibrit Termokimyasal Dönüşüm Sistemleri.....	50
3.4. EKONOMİK DEĞERLENDİRME	52

	<u>Sayfa</u>
BÖLÜM 4	55
ENERJİ DÖNÜŞÜM SİSTEMLERİ	55
4.1. GÜÇ VE HİDROJEN SİSTEMLERİ.....	55
4.2. ÖRNEK OLAYLAR	57
4.3. TERMOKİMYASAL ÇEVİRİMLERİN ANALİZİ	61
4.3.1. Kalsiyum-Bromin (Ca-Br) Termokimyasal Çevrimi	61
4.3.2. Magnezyum-Klor (Mg-Cl) Termokimyasal Çevrimi	63
4.3.3. Hibrit Sülfür-İyot (HyS) Termokimyasal Çevrimi	64
4.4. SEÇİLEN SİSTEMLER.....	66
4.4.1. Absorbsiyonlu Güç Çevrimi ve PEM Elektrolizör İkili (I . Sistem) ..	67
4.4.2. Organik Rankine Çevrimi ve Alkaline Elektrolizörü (II . Sistem).....	68
4.4.3. Buhar Rankine Çevrimi ve Mg-Cl Termokimyasal Çevrimi (III. Sistem)	69
4.4.4. Gaz Türbini Çevrimi ve HyS Termokimyasal Çevrimi (IV. Sistem)	69
 BÖLÜM 5	 71
ARAŞTIRMA SONUÇLARI	71
5.1. ÖRNEK OLAYLARIN SONUÇLARI	71
5.1.1. I . Sistem Sonuçları	71
5.1.2. II . Sistem Sonuçları	75
5.1.3. III. Sistem Sonuçları	79
5.1.4. IV. Sistem Sonuçları	83
5.2. ÖRNEK OLAYLARIN KARŞILAŞTIRILMASI	88
5.3. TOPLAM ENERJİ DÖNÜŞÜM POTANSİYELİ VE EKONOMİSİ	91
 BÖLÜM 6	 96
SONUÇLAR VE ÖNERİLER	96
6.1. SONUÇLAR	96
6.2. ÖNERİLER	98

	<u>Sayfa</u>
KAYNAKLAR	100
EK AÇIKLAMALAR A. TÜRKİYE’NİN YILLIK ENERJİ TÜKETİMİ VE ATIK ISI POTANSİYEL DEĞERLERİ.....	111
ÖZGEÇMİŞ	114

ŞEKİLLER DİZİNİ

Sayfa

Şekil 1.1.	2017 yılına ait sektörlerin PJ cinsinden enerji tüketimi (TUIK).	1
Şekil 1.2.	Atık ısı potansiyelinde kullanılacak teknolojinin bağlı olduğu potansiyel çeşitleri ve tanımları	3
Şekil 1.3.	Sanayi dallarına ve sıcaklıklara göre atık ısı oranı	5
Şekil 1.4.	Ana metal sanayinin MW cinsinden atık ısı miktarı.	6
Şekil 1.5.	Metal olmayan mineral ürünleri imalatının MW cinsinden atık ısı miktarı.....	6
Şekil 1.6.	Kimya, petrokimya ürünlerinin imalatının MW cinsinden atık ısı miktarı.....	7
Şekil 1.7.	Kâğıt ve ürünleri imalatının MW cinsinden atık ısı miktarı.....	7
Şekil 1.8.	Gıda, içecek, tütün ürünleri imalatının MW cinsinden atık ısı miktarı.	8
Şekil 1.9.	Madencilik faaliyetlerinin MW cinsinden atık ısı miktarı.....	8
Şekil 1.10.	Türkiye'de sektörlere göre 2016 yılı sera gazı emisyonları	9
Şekil 1.11.	Yerleşim sektöründe yıllık enerji tüketimi.	10
Şekil 1.12.	Ulaşım sektöründe yıllık enerji tüketimi.	11
Şekil 1.13.	Endüstri sektöründe yıllık enerji tüketimi.	11
Şekil 1.14.	2018-2050 yılları arasındaki toplam atık ısı potansiyeli (PJ).	12
Şekil 1.15.	Rankine çevrimi ile atık ısı geri kazanımı.	13
Şekil 1.16.	Sürdürülebilir temiz hidrojen üretimi için yöntemler	18
Şekil 4.1.	Günlük hidrojen üretimi karşılaştırması.	60
Şekil 4.2.	Güç ve hidrojen sistemi için üretilen enerji.	60
Şekil 4.3.	CaBr termokimyasal çevriminin hidrojen üretim şematığı.	62
Şekil 4.4.	MgCl termokimyasal çevriminin hidrojen üretim şematığı.	63
Şekil 4.5.	HyS termokimyasal çevriminin hidrojen üretim şematığı.....	65
Şekil 4.6.	Absorbsiyonlu güç çevrimi ve PEM elektrolizör ikilisi için sistem tasarımı.	67
Şekil 4.7.	Organik Rankine çevrimi ve Alkaline elektrolizör ikilisi için sistem şematığı.....	68
Şekil 4.8.	Buhar çevrimi ve MgCl termokimyasal çevrim ikilisi için sistem şematığı.....	69
Şekil 4.9.	Gaz türbini çevrimi ve HyS termokimyasal çevrimi ikilisi için sistem şematığı.....	70

Şekil 5.1. Hücre voltajına bağlı olarak elektrizör verimi ve hidrojen maliyeti karşılaştırılması.....	72
Şekil 5.2. Baca gazı kütleli debisine bağlı olarak elektrik ve hidrojen maliyeti karşılaştırılması.....	73
Şekil 5.3. Atık ısı sıcaklığına bağlı olarak AGÇ verimi ve tüm sistem veriminin karşılaştırılması.....	74
Şekil 5.4. Atık ısı sıcaklığına bağlı olarak elektrik ve hidrojen maliyeti karşılaştırılması.....	74
Şekil 5.5. Sistem ömrüne ve efektif faiz oranına bağlı olarak elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.....	75
Şekil 5.6. Organik akışkanlara bağlı olarak hidrojen ve elektrik maliyeti.....	76
Şekil 5.7. Hücre voltajı değişimine göre elektrolizör verimi ve hidrojen maliyetindeki değişim.....	77
Şekil 5.8. Baca gazı kütleli debisine bağlı olarak elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.....	78
Şekil 5.9. Sistem ömrüne bağlı olarak elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.....	78
Şekil 5.10. Hücre voltajı değişimine göre elektrolizör verimi ve hidrojen maliyetindeki değişim.....	79
Şekil 5.11. Hücre voltajı değişimine göre elektrolizör verimi ve hidrojen maliyetindeki değişim.....	79
Şekil 5.12. Baca gazı kütleli debisindeki değişime göre elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.....	80
Şekil 5.13. Sistem ömrüne bağlı olarak elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.....	81
Şekil 5.14. 3.sistem verimlerinin karşılaştırılması.....	81
Şekil 5.15. 3.sistemde güç çevriminde kullanılan Bileşenlerin maliyetleri.....	82
Şekil 5.16. Hücre voltajı değişimine göre elektrolizör verimi ve hidrojen maliyetindeki değişim.....	83
Şekil 5.17. Baca gazı kütleli debisindeki değişime göre elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.....	84
Şekil 5.18. Sistem ömrüne bağlı olarak elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.....	85
Şekil 5.19. Baca gazı kütleli debisine ve farklı hücreli voltaj değerlerine bağlı olarak elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.....	86
Şekil 5.20. Basınç oranına bağlı olarak elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.....	86
Şekil 5.21. Atık ısı sıcaklığına bağlı olarak elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.....	87
Şekil 5.22. Seçilen sistemler için hesaplanan verim değerleri.....	89
Şekil 5.23. Seçilen sistemler için hesaplanan elektrik maliyeti.....	90
Şekil 5.24. Seçilen sistemler için hesaplanan hidrojen maliyeti (\$/kg).....	91

Sayfa

Şekil 5.25. Seçilen sistemler için en iyi ve en kötü değerler ile hesaplanan elektrik maliyeti (\$/kWh).....	93
Şekil 5.26. Seçilen sistemler için en iyi ve en kötü değerler ile hesaplanan hidrojen maliyeti (\$/kg).....	94
Şekil 5.27. Yıllık hidrojen üretim potansiyeli ve doğalgaz eşdeğeri	95

ÇİZELGELER DİZİNİ

	<u>Sayfa</u>
Çizelge 1.1. Atık ısı kaynaklarından örnekler ve kullanım alanları.....	2
Çizelge 1.2. Atık ısının sıcaklık seviyesine göre ayrışması.	4
Çizelge 1.3. Gelecek vaat eden elektroliz teknolojilerinin özellikleri.	19
Çizelge 1.4. Termokimyasal çevrimler	20
Çizelge 3.1. Termokimyasal ve Hibrit çevrimlerde bulunan bileşiklerin oluşum entalpi, entropi ve Shomate sabitleri.....	51
Çizelge 4.1. Sistem tasarımları ve tanımları.	55
Çizelge 4.2. Atık ısının sıcaklık aralığına dayalı güç ve hidrojen üretim örnek olayları.	58
Çizelge 4.3. Performansa dayalı olarak en kötü ve en iyi durum koşulları için sistemden üretilen enerji ve hidrojen miktarı (Kırmızı: en kötü durum, Yeşil: en iyi durum).	59
Çizelge 4.4. Ca-Br termokimyasal çevriminin enerji denge hesaplamaları.....	62
Çizelge 4.5. Mg-Cl termokimyasal çevriminin enerji denge hesaplamaları.....	64
Çizelge 4.6. HyS termokimyasal çevriminin enerji denge hesaplamaları.	66

SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ

SİMGELER

A, a	: alan, membran su aktivitesi
BO	: basınç oranı
C	: maliyet
V	: gerilim
e	: elektron yükü
F	: faraday sabiti
g	: yerçekimi ivmesi
h	: entalpi, yükseklik
I	: akım
J	: akım yoğunluğu
K	: ısı geçiş katsayısı
k	: boltzmann sabiti
K_{eq}	: denge sabiti
m	: kütle
n	: mol oranı
P	: basınç
P	: güç
Q	: ısı enerjisi
R	: direnç
R	: gaz sabiti
S, s	: entropi
T	: sıcaklık
U	: kullanım oranı, ısı değişim faktörü, iç enerji
V	: hacim
v	: hız, özgül hacim
W	: mekanik enerji

x	: kuruluk derecesi
y	: molar fraksiyon
Z	: elektron sayısı, yükseklik

YUNAN SİMGELERİ

η	: enerji verimi
Φ	: bakım-onarım faktörü
σ	: membran kalınlığı
α	: yük transfer katsayısı
τ	: yıllık çalışma saati
γ	: konsantrasyon aşırı gerilim üssü, molar fraksiyon
β	: basınç oranı
ω	: membran nem faktörü
ρ	: yoğunluk
ΔG	: Gibbs serbest enerjisindeki değişim
ΔS	: entropi farkı
ΔT	: sıcaklık farkı

ALT SİMGELER

a	: anot
act	: aktivasyon
b	: sınır
c	: kompresör
cat	: katot
cell	: hücre
cond	: konsantrasyon
cond	: kondenser
elec	: elektrolizör
eva	: evaporatör
g	: gaz
in	: giriş

is : izantropik
komp : kompresör
lim : limit
m, max : maksimum
ohm : ohmik
out : çıkış
pot : potansiyel
p : pompa
R : reaktör
rev : tersinir
s : sıvı
sat : doyunluk
türb, t : türbin
tot : toplam
w : su

KISALTMALAR

AE : Alkaline Electrolyser (Alkalin Elektrolizör)
APC : Absorbsiyonlu Güç Çevrimi
CRF : Yatırım Geri Dönüşümü
COP : Coefficient Of Performance (Soğutma Tesir Katsayısı)
EES : Engineer Equation Solver (Mühendislik Denklem Çözücü)
GSYH : Gayrisafi Yurtiçi Hasılat
GT : Gaz Türbini
HHV : Higher Heating Value (Üst Isıl Değer)
HTSE : High-Temperature Steam Electrolysis (Yüksek Sıcaklık Buhar Elektrolizörü)
HyS : Hibrit Sülfür-Iodine
ID : Isı Değiştiricisi
KL : Kalina Çevrimi
LHV : Lower Heating Value (Alt Isıl Değer)
LSM : Lantan Stronsiyum Manganat

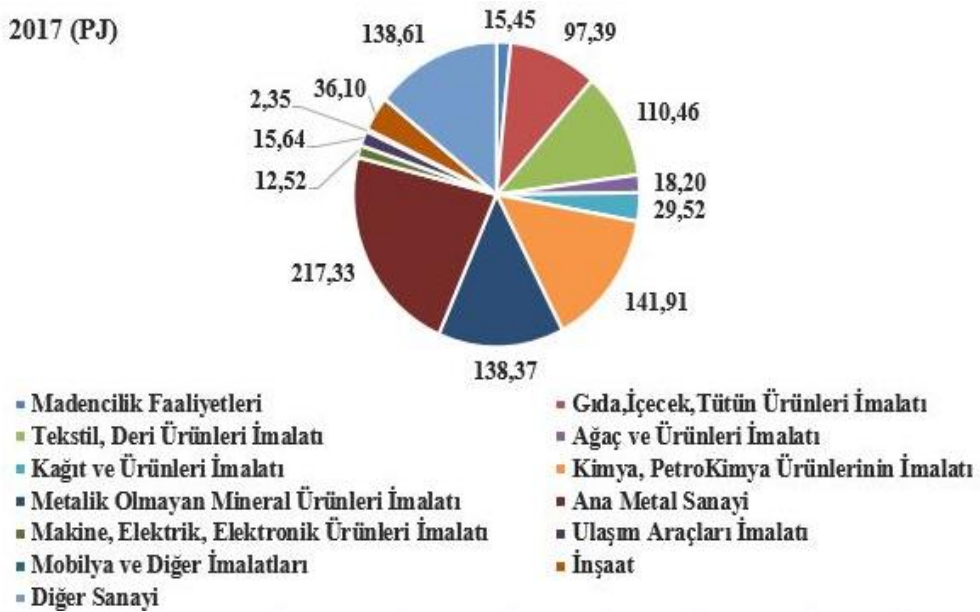
- ORC : Organic Rankine Cycle (Organik Rankine evrimi)
PEC : Satın Alma Maliyeti
PEME : Proton Exchange Membrane Electrolyser (Proton Değişim Membranlı
Elektrolizör)
SRC : Steam Rankine Cycle (Buhar Rankine evrimi)
ST : Buhar Türbini
TUIK : Türkiye İstatistik Kurumu

BÖLÜM 1

GİRİŞ

1.1. ENERJİ VE ÇEVRE

Dünyamız, hayatta kalmak ve gelişmek için insana doğal kaynaklar sağlar. Bununla birlikte, çevre kirliliği toplum sağlığını ve ekolojik güvenliği tehdit eden ciddi bir sorun olmuştur ve yaşam kalitesini artırmak için geri dönüşüm teknolojilerine gittikçe daha fazla önem verilmektedir. Dünyamızda CO₂ emisyonunun artmasına sebep olan birçok şey vardır. Uluslararası enerji ajansına göre ülkemizde 2018’de yıllık 496,1 milyon ton CO₂ salınımı gerçekleşmiştir [1]. CO₂ emisyonlarının dünyamız üzerindeki zararlarını farkına vararak bu emisyonları azaltmak için çaba sarf etmeliyiz. CO₂ emisyonlarını azaltmada endüstriyel atık ısı kazanımının önemi çok fazladır. Buna ek olarak sanayi sektörü dünya genelinde ciddi miktarda enerji tüketen ilk 3 sektörden biridir.



Şekil 1.1. 2017 yılına ait sektörlerin PJ cinsinden enerji tüketimi (TUIK).

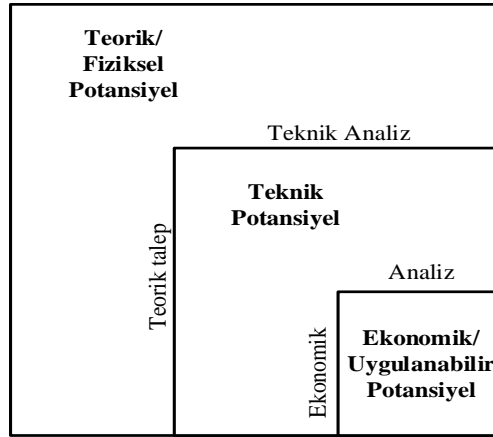
Günümüzde en çok enerji tüketiminin meydana geldiği endüstri kolu Şekil 1.1’de görüldüğü gibi 217,33 PJ ile ana metal sanayide olmaktadır. Ana metal sanayiye dallarına ayırırsak öncelikle demir-çelik sanayisi sonrasında demir olmayan metallerin üretimi ciddi miktarda tüketime sahiptir. Yıllık enerji tüketimi ne kadar çok olursa atık ısı potansiyeli de bir o kadar artmaktadır. Bu sanayi kolunda demirin veya çeliğin işlenmesinden kaynaklı olarak çok yüksek sıcaklıklarda egzoz gazı havaya atılmaktadır [2]. Buna bağlı olarak yüksek sıcaklıklarda geri kazanım için kullanılacak olan sistemler geliştirilecektir. Dolayısıyla bu geri kazanım sayesinde CO₂ salınımı bir ölçüde azalacak, maliyet açısından da sisteme verim kazandıracaktır. Çizelge 1.1’de atık ısı kaynaklarından örnekler ve bu ısı kaynaklarının kullanım alanları gösterilmiştir.

Çizelge 1.1. Atık ısı kaynaklarından örnekler ve kullanım alanları.

Atık Isı Kaynakları	Atık Isının Kullanım Alanları
<ul style="list-style-type: none"> • Yanma Egzozları: <ul style="list-style-type: none"> Cam eritme fırını Çimento fırını Duman yakma fırını Alüminyum yansımali fırın Kazan • Proses Gazları: <ul style="list-style-type: none"> Çelik elektrikli ark ocağı Alüminyum yansımali fırın • Aşağıdakilerden Çıkan Soğutma Suları: <ul style="list-style-type: none"> Fırınlr Hava kompresörleri İçten yanmalı motorlar • Ekipmandan Kaynaklanan İletim, Taşınım ve Işınım Kayıpları: <ul style="list-style-type: none"> Hall – Héroult hücreleri • Isıtılmış Ürünlerden Kaynaklanan İletim, Taşınım ve Işınım Kayıpları: <ul style="list-style-type: none"> Sıcak koklar Yüksek fırın cürufırları 	<ul style="list-style-type: none"> • Yanma havası ön ısıtması • Kazan besleme suyu ön ısıtması • Yük ön ısıtması • Güç üretimi • Buhar Üretimi <ul style="list-style-type: none"> Elektrik üretimi Mekanik güç Proses buharı • Alan ısıtma • Sıvı veya gaz halindeki proses akışlarında transfer • Su ön ısıtması

1.1.1. Türkiye'nin Endüstriyel Atık Isı Potansiyeli

Enerji, küresel ve ulusal ekonomilerin gelişmesinde itici bir güçtür. Bu nedenle dünyada enerji krizi, enerjinin aşırı kullanımı ve aşırı kullanımına bağlı olarak devasa ekonomik kayıplar meydana gelir. Buna rağmen toplam enerji tüketimi, üretim ve yaşam gereksinimleri için enerji kullanımı asla kısıtlanmamakta, bu nedenle üretim için temel enerjiyi azaltmak yerine temel enerjinin verimliliğini artırmak gerekir [3].



Şekil 1.2. Atık ısı potansiyelinde kullanılacak teknolojinin bağlı olduğu potansiyel çeşitleri ve tanımları [2].

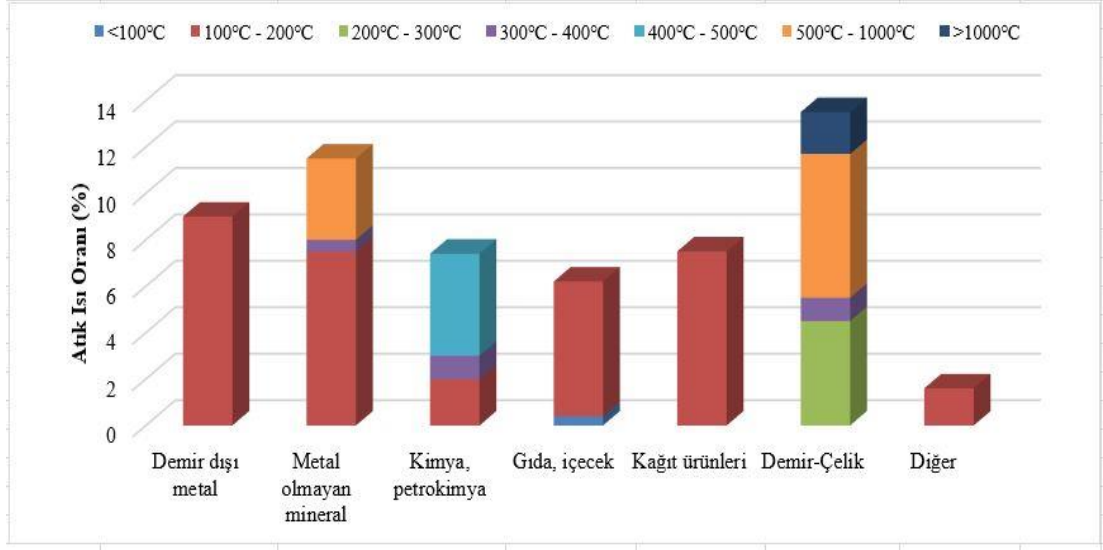
Endüstriyel atık ısı potansiyelini kullanmak için farklı teknolojiler düşünüldüğünde ilk önce hangi potansiyel tipinin dikkate alındığını ayırt etmek gerekir: teorik/fiziksel potansiyel, teknik potansiyel veya ekonomik/uygulanabilir potansiyel Şekil 1.2'de gösterilmiştir. Teorik potansiyel yalnızca fiziksel kısıtlamaları göz önünde bulundurur: ısının bir ortama bağlı, ortam sıcaklığının üstünde olması gerekir. Örneğin radyasyonla yayılan ısı çoğu zaman değerlendirilmez. Ek olarak, bu ısının taşıyıcı akışkandan çıkarılmasının mümkün olup olmadığı veya kullanımın herhangi bir yolu olup olmadığı dikkate alınmaz. Bu kısıtlamalar teknik potansiyeli tanımlar. Teknik potansiyel ayrıca, dikkate alınan teknolojilere de bağlıdır. Teknik kısıtlamalara örnek olarak gerekli minimum sıcaklık gösterilebilir. Teknolojiyi kullanmanın karlı olup olmadığı ekonomik potansiyelden veya bazen uygulanabilir potansiyelden karar verilir [4].

Uygulamada, ekipmanın sınırlı dönüşüm verimliliği nedeniyle endüstriyel işlemlerde enerji tamamen kullanılabilir ısıya veya güce dönüştürülemez. Bunun için endüstri sektörlerinden meydana gelen atık ısıları, verimliliği artırmak için kullanmak ya da herhangi başka bir enerji kaynağına dönüştürmek mantıklıdır. Günümüzde Türkiye’de bu sektörlerden meydana gelen yıllık enerji tüketimi TÜİK verilerine göre yaklaşık olarak 1983 PJ hesaplanmıştır. Aynı zamanda Çizelge Ek A.1’de belirtildiği gibi yaklaşık 900 PJ değeri ile en fazla enerji tüketimi endüstriyel alanda meydana gelmiştir. Bir ülkede endüstriyel enerji tüketimi ne kadar yüksekse buna bağlı olarak daha fazla atık ısı potansiyeli beklenir. Sektör dallarından olan ana metal sanayi sektörü en fazla atığa sebep olur. Çizelge 1.2’de görüldüğü gibi bu atık ısı mevcut sıcaklık seviyesine göre ayrıştırılır.

Çizelge 1.2. Atık ısının sıcaklık seviyesine göre ayrışması [4].

Düşük Sıcaklık	Ortak Sıcaklık	Yüksek Sıcaklık
<150°C	150°C - 500°C	>500°C
Tüm küçük endüstriler	Kağıt endüstrisi Çimento endüstrisi Plastik endüstrisi Tekstil endüstrisi Tütün endüstrisi Gıda endüstrisi	Pik demir endüstrisi Metal endüstrisi Cam endüstrisi Seramik endüstrisi Taş endüstrisi

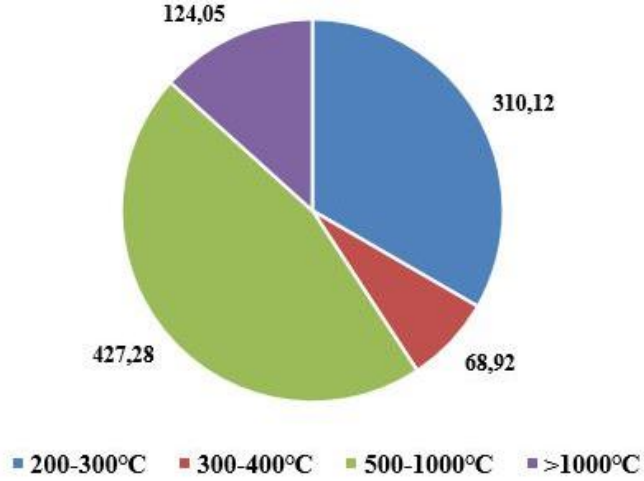
Hibrit yenilenebilir enerji sistemleri pratikte tek bir enerji kaynağının kullanımına kıyasla daha popülerdir. Özellikle güç üretimi açısından, birkaç tür yenilenebilir enerjinin bir arada kullanılması, yapılandırmayı optimize ederek verimliliği en üst düzeye çıkarabilir. Ayrıca, atık ısı geri kazanımı ile yenilenebilir enerji sistemleri hem enerji verimliliğini arttırmada hem de çevre kirliliğini azaltmada daha etkili olabilir. Bu nedenle, yenilenebilir enerjinin yayılması, enerji arzı rolünü oynayarak sosyal sürdürülebilirliği artırmıştır. Bununla birlikte, atık ısı geri kazanımı sadece kullanılabilir bir enerji kaynağı değil, aynı zamanda atık enerjiyi gaz emisyonlarını ve küresel ısınmayı azaltmak için geri dönüştürmenin etkili bir yoludur [3].



Şekil 1.3. Sanayi dallarına ve sıcaklıklara göre atık ısı oranı [3].

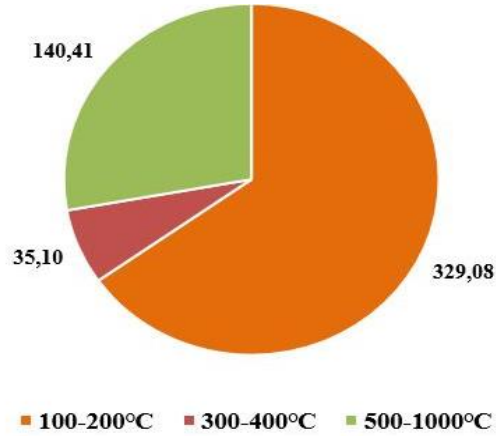
Şekil 1.3’de görüldüğü gibi 1000°C'nin üzerindeki atık ısı potansiyeli sınırlıdır ve yalnızca demir çelik endüstrisinde gözlemlenir. 500-1000°C sıcaklık aralığındaki atık ısı potansiyeli çimento, demir ve çelik sektörlerinde bulunur. Diğer sektörlerde bu aralıkta atık ısı potansiyeli bulunmadığı için bu iki sektör çok değerlidir. 200–500°C aralığında potansiyel olarak, özellikle kâğıt ürünleri ve demir çelik endüstrisinde artışlar görülür. Atık ısının çoğu, neredeyse çoğu endüstri sektöründe olan 100–200°C sıcaklık aralığında yer alırken, 100°C'nin altındaki sıcaklıklar, çoğunlukla kurutma ve ön ısıtma işlemlerinden dolayı gıda ve içecek sektöründe yoğunlaşmıştır ve sınırlı miktardadır. Hesaplanan atık ısı oranları çoğunlukla % 6–9 aralığındadır. Sadece metal olmayan mineraller ve demir ve çelik sektörleri, süreç ısılarına ihtiyaç duydukları yüksek sıcaklıklar nedeniyle daha büyük ısı kayıplarına neden oldukları için daha yüksek atık ısı oranına (sırasıyla yaklaşık % 11 ve % 13) sahiptir [3].

Türkiye’de toplam atık ısı potansiyeli Çizelge Ek A.2’de belirtildiği gibi sanayi dallarına ve sıcaklık aralıklarına bağlı olarak yaklaşık 71 PJ olarak hesaplanmıştır. Bu değer yıllık toplam atık ısı potansiyelinin 2243 MW olduğunu gösterir. Atık ısı potansiyeli sanayi sektörlerine ve sıcaklık aralıklarına bağlı olarak aşağı kısımda daha detaylı incelenmiştir. En fazla atık ısı potansiyeli ana metal sanayi tesislerinden meydana gelmektedir.



Şekil 1.4. Ana metal sanayinin MW cinsinden atık ısı miktarı.

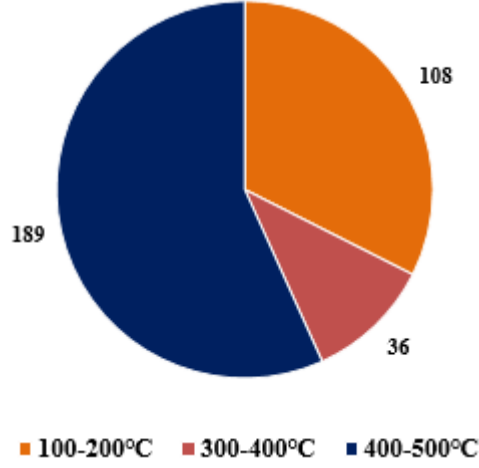
Ana metal sanayisinin en önemli endüstri kolu demir-çelik endüstrisidir. Demir-çelik tesislerinde bulunan büyük ark ocaklarında meydana gelen yüksek sıcaklıklar baca gazı olarak atmosfere atılır. Şekil 1.4’de görüldüğü bu sistemlerde 4 farklı sıcaklık grubunda atık ısı oluşur. Bu sıcaklık grubunda en çok dikkat çekenler ise 500°C ve üzerindeki sıcaklıklardır. Çünkü bu sanayide atık ısı kayıpları enerji verimliliğini etkileyen en önemli faktörlerden biridir.



Şekil 1.5. Metal olmayan mineral ürünleri imalatının MW cinsinden atık ısı miktarı.

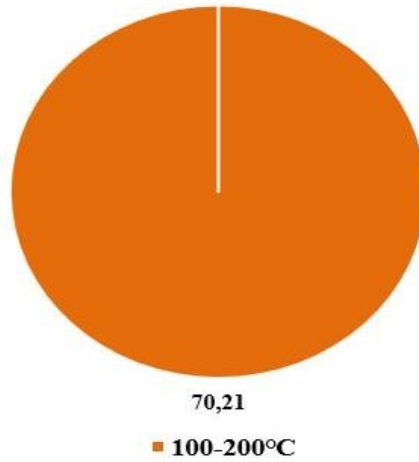
Metal olmayan mineral ürünleri içerisinde Türkiye açısından en önemli paya sahip olan çimentodur. Buna ek olarak, cam ve seramik üretimi atık ısı miktarını etkilemektedir. Hammaddelerin işlenmesi için çok yüksek sıcaklıklara ihtiyaç duyulur.

Dolayısıyla Şekil 1.5’de görüldüğü gibi yüksek sıcaklık aralığında yaklaşık olarak 140 MW atık ısı üretilir.



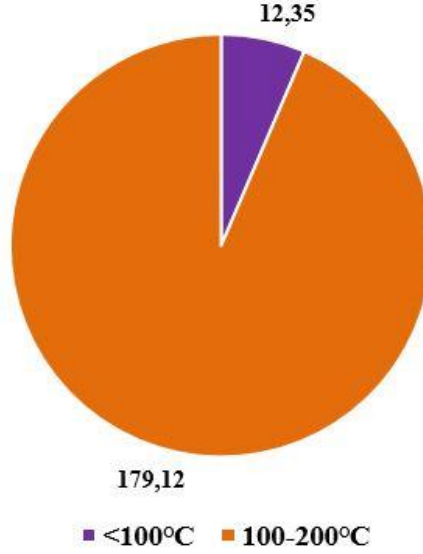
Şekil 1.6. Kimya, petrokimya ürünlerinin imalatının MW cinsinden atık ısı miktarı.

Petrokimyaya temelli plastik üretimi ülkemizde çok yaygındır. Aynı zamanda çevreye etkileri çok fazladır. Bu yüzden kurulan bu plastik tesislerinde çevre kirliliğinin önlenmesi bakımından gerekli geri kazanım projeleri yapılmaktadır. Buna rağmen Şekil 1.6’da görüldüğü gibi ortalama 450°C’de 189 MW atık ısı üretilmektedir.



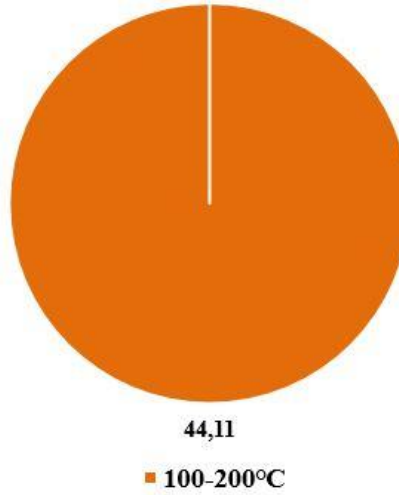
Şekil 1.7. Kâğıt ve ürünleri imalatının MW cinsinden atık ısı miktarı.

Son yıllarda ülkemizde kağıt üretimi ihracata bağlı olarak ciddi miktarda artmasına rağmen Şekil 1.7’de görüldüğü gibi üretiminde meydana gelen atık ısı miktarı diğer sanayi kollarına göre daha düşüktür.



Şekil 1.8. Gıda, içecek, tütün ürünleri imalatının MW cinsinden atık ısı miktarı.

İnsanoğlunun yaşamını devam ettirebilmesi için büyük rol oynayan gıda, içecek sektörü Şekil 1.8’de görüldüğü gibi iki farklı sıcaklık aralığında atık ısı üretir.



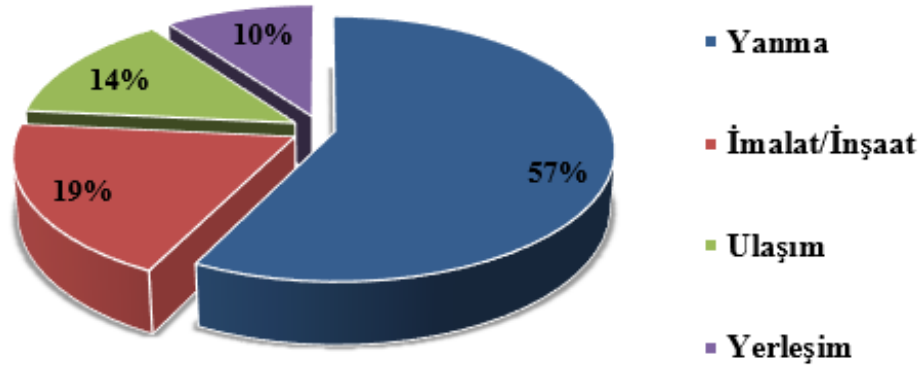
Şekil 1.9. Madencilik faaliyetlerinin MW cinsinden atık ısı miktarı.

Madencilik faaliyetleri hammadde bakımında birçok alanda kullanılmaktadır. Madenlerin konumlarına bağlı olarak yerleşen tesislerden üretilen atık ısılar Şekil 1.9’da görüldüğü gibi yaklaşık 44 MW ve 100-200⁰ C aralığındadır.

Küreselleşmenin sonucu olarak, tüm ülkeler yer yüzünün tüm kara, hava ve deniz bölgelerini de içine alan çevre kirliliği başta olmak üzere, ozon tabakasının incilmesi,

küresel ısınma ve iklim değişikliği, hayvan ve bitki türlerinin (yani biyolojik çeşitliliğin) azalması, asitlenme, suların aşırı kullanımı, finansal istikrarsızlık, salgın hastalıklar, savaşlar, göçler, kentleşme ve gürültü gibi çok sayıda ortak dış sorunla karşı karşıya bulunmaktadır. Şüphesiz bu olumsuz etkilerin ve meydana getireceği zararların önlenmesi ya da azaltılması ancak küresel iş birliği, uluslararası anlaşma, dayanışma ve evrensel yaklaşımları içeren çözümler ve önlemlerle mümkün olabilir.

Kabul edileceği üzere, sürdürülebilir ekonomik gelişmenin çevreye ve doğal kaynaklara zarar vermeden sağlanması, zararlı etkilerin durdurulması ve çevre kirliliği ile mücadele edilmesi günümüzde çok daha fazla önem kazanmış ve konu uluslararası çalışmalarda da gündemin üst sıralarına kadar yükselmiştir. Karbon dioksit, metan ve azot oksit gibi sera gazı emisyonları azaltılmazsa, 2100 yılında deniz seviyesi 20-100 cm arasında yükselecektir; üstelik bu, kutuplardaki buzulların tamamen erimeyeceği varsayımına dayanmaktadır. Bir an önce harekete geçilmezse, dünyamızdaki kalabalık nüfusa sahip bazı ülkeler sular altında kalacak, küresel ısınma; çeşitli doğal afetleri ve tehlikeli tropik hastalıkları tetikleyecektir.



Şekil 1.10. Türkiye'de sektörlere göre 2016 yılı sera gazı emisyonları [5].

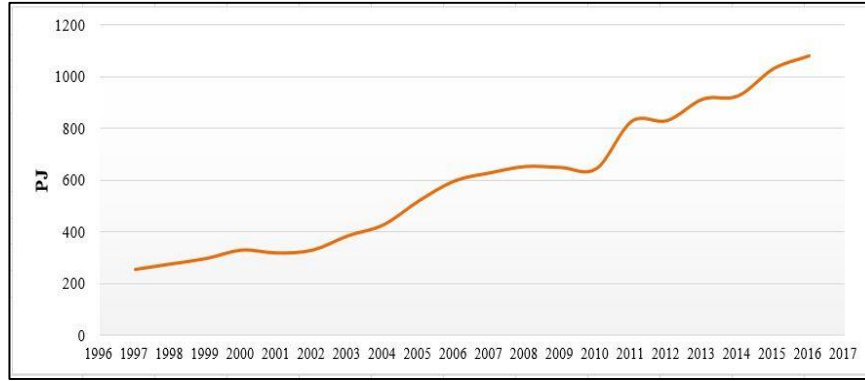
1800'lü yıllarda başlayan sanayi devrimiyle beraber kontrolsüz bir şekilde gerçekleşen insan faaliyetleri, emisyonların miktarını ve küresel çevreye etkilerini ciddi bir noktaya taşımıştır. Bilinçsiz enerji kullanımı, karbona dayalı enerji bağımlılığı bu artışa sebep olmuştur. Atmosferdeki sera gazı emisyonları direkt veya indirekt olarak gezegendeki ışınım dengesini ve iklimi etkilemektedir. Dünyamızdaki bu sorun için ilk ve temel teşhis, insan kaynaklı, sanayi sektörü ve ulaşım araçları nedeniyle ortaya

çıkan emisyonlardır. Şekil 1.10’da görüldüğü gibi 2016’ya ait Türkiye’de meydana gelen sera gazı emisyonları sektörlere göre ayrılmıştır. En fazla emisyonu sahip olan sektör dalı yakıt yanmasından kaynaklanmaktadır. Bu yakıtları genel olarak fosil yakıt olarak düşünebiliriz.

Karbon emisyonlarının küresel seviyede miktarı, karbonun ekonomik gelişmeye katkı sağlayacak şekilde enerji kabiliyetine dayalı olarak hesaplanabilir. Yani bu tespit karbonun modern sanayi toplumundaki gelişmeyi nasıl sağladığının ölçülmesi ve rapor edilmesiyle ilgilidir. Karbon emisyonlarının ve güç üretim kaynaklarının ekonomik değeri, karbon enerjisini kullanan her bir ülke için maddi yönden ferahı (gayri safi yurt içi hasılat GSYH gibi) gösterir. Enerji kullanımı gelişmiş ülkelerde en yüksek seviyededir, dolayısıyla tespitlere göre GSYH’deki artış ile karbon enerjisi kullanımındaki artış arasında bir ilişki vardır.

1.2. SEKTÖRLERE GÖRE ENERJİ TÜKETİMİ

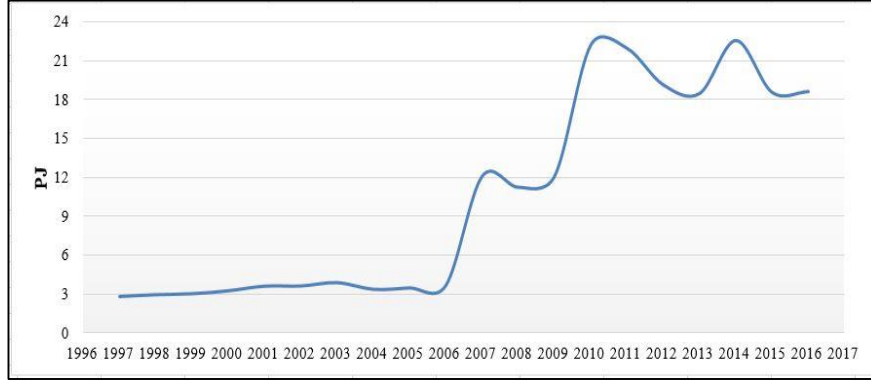
1.2.1. Yerleşim Sektörü



Şekil 1.11. Yerleşim sektöründe yıllık enerji tüketimi.

Şekil 1.11’deki gibi nüfusun artmasıyla birlikte yıllar geçtikçe yerleşim sektöründeki enerji tüketim miktarı da artış gösterir. Bu da atık ısıyı geri kazanma konusunda daha çok bilinçlenmemizi gerektirir. Grafikte 2010 yılında bir miktar azalma görülse de sonrasında ciddi miktarda artış meydana gelmekte, bu azalışın dünyada olan ekonomik krizle alakası olabilir. 1997-2017 yılları arasında enerji tüketimi %76 artmıştır.

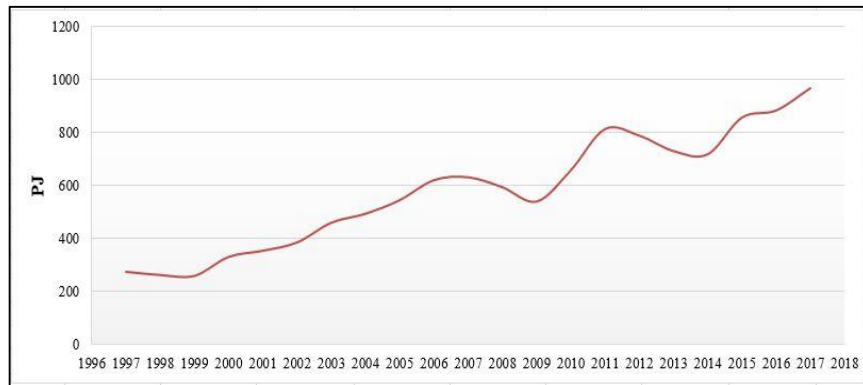
1.2.2. Ulaşım Sektörü



Şekil 1.12. Ulaşım sektöründe yıllık enerji tüketimi.

Türkiye’de zamanla artan otomobil sayısı ile birlikte büyükşehirlerde toplu taşıma araçlarına olan talep artmakta, Şekil 1.12’deki gibi dönem dönem yaşanan bu artışlar bariz şekilde görülmektedir. Dolayısıyla bu sektörde toplam enerji tüketiminin artması beklenmektedir. 2005 sonrası ani artış sosyal politik çelişmelere bağlı ve düzensiz değişim ekonomik etkenlerle alakalıdır. 1997-2017 yılları arasında enerji tüketiminde %84 artış olmuştur.

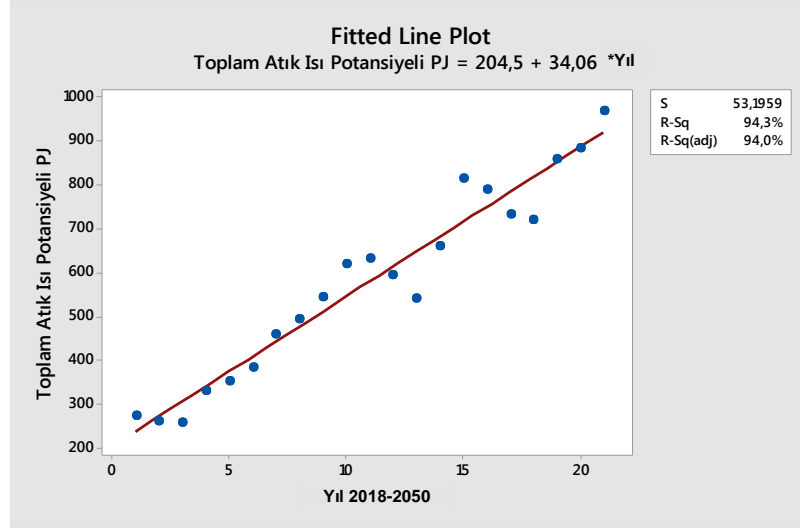
1.2.3. Endüstri Sektörü



Şekil 1.13. Endüstri sektöründe yıllık enerji tüketimi.

Şekil 1.13’de görüldüğü gibi endüstri sektöründeki gelişmeler 1900’lü yıllarda başlamış olup günümüzde de ciddi miktarda ilerlemekte, buna bağlı olarak yıllık enerji tüketimi artmaktadır. Aslında en çok tüketim bu alanda gerçekleşmektedir.

Günümüzde 900 PJ gibi ciddi rakamlara ulaşmaktadır. Atık ısının yüksek sıcaklıklara ulaştığı bu sektörde bu atık ısıyı verimli bir şekilde kullanıp yenilenebilirliği arttırmak her alanda kar sağlayacaktır. 1997-2017 yılları arasında enerji tüketiminde %71 artış olmuştur.



Şekil 1.14. 2018-2050 yılları arasındaki toplam atık ısı potansiyeli (PJ).

Şekil 1.14, 2018-2050 yılları arasındaki toplam atık ısı potansiyeli lineer regrasyon yöntemi ile gerçeğe en yakın olarak tahmin etmektedir. 2050 yılında toplam atık ısı potansiyeli yaklaşık 2044 PJ olarak hesaplanmıştır. Bu değer yaklaşık olarak günümüzdeki değer iki katıdır.

1.3. ENERJİ DÖNÜŞÜM SİSTEMLERİ

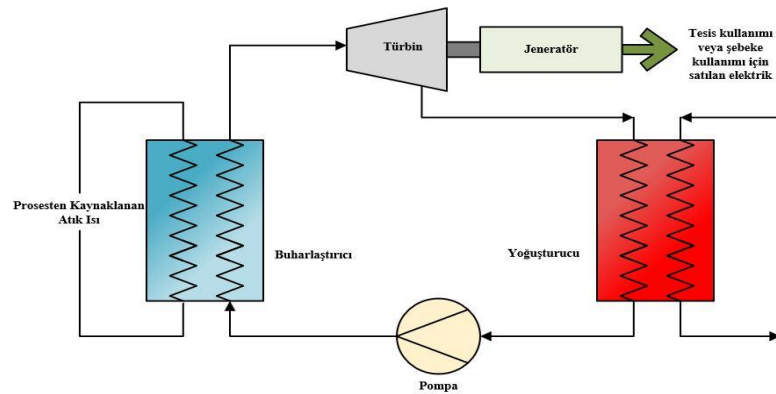
1.3.1. Güç Dönüşüm Sistemleri

Güç döngüleri günümüzde gelişmekle birlikte, termoelektrik ve piezoelektrik üretimi gibi ısıdan elektrik üretebilecek yeni teknolojilerde geliştirilmiştir. Atık ısı geri kazanımı için enerji üretim seçeneklerini göz önünde bulundururken, dikkat edilmesi gereken önemli bir faktör ise farklı sıcaklıklarda enerji üretimindeki termodinamik sınırlamalar olmuştur. Enerji üretiminin verimliliği büyük ölçüde ısı kaynağının sıcaklığına bağlıdır. Genel olarak, atık ısıdan elektrik üretimi yalnızca orta (150-500°C) ile yüksek (>500°C) sıcaklıktaki atık ısı kaynaklarıyla sınırlandırılmıştır.

Bununla birlikte, alternatif güç çevrimlerindeki ilerlemeler düşük sıcaklıklarda (<150°C) üretim fizibilitesini artırabilir [6]. Bu sıcaklıklarda maksimum verim düşük olsa da, bu sistemler atık ısıdan büyük miktarlarda enerjinin geri kazanılmasında hala ekonomik olabilir.

1.3.2. Rankine Buhar Çevrimi

Rankine buhar çevrimi, kömür yakıtlı enerji santralleri veya nükleer reaktörler gibi enerji santralleri tarafından yaygın olarak kullanılan bir çevrimdir. Bu mekanizmada, bir kazan içinde ısı üretmek için yakıt kullanılır, ardından suyu buhara dönüştürür ve daha sonra faydalı iş üreten bir türbin yoluyla genişler. Bu işlem 1859'da İskoç mühendis William J.M. Rankine tarafından geliştirilmiştir. Bu çevrim, ısıyı mekanik enerjiye dönüştüren ve genellikle jeneratör ile elektrige dönüştüren termodinamik bir çevrimdir. Rankine çevrimli bir atık ısı geri kazanımı şeması Şekil 1.15'de gösterilmektedir. Geleneksel buhar Rankine çevrimi, yaklaşık 340-370°C'nin üzerinde bir sıcaklığa sahip egzozlardan atık ısı geri kazanımı için en etkili seçenektir. Düşük atık ısı sıcaklıklarında buhar çevrimleri düşük maliyetlidir, çünkü düşük basınçlı buhar daha hacimli donanım gerektirir. Ayrıca, düşük sıcaklıktaki atık ısı, buharın yoğuşmasını ve türbin kanatlarının aşınmasının önlenmesi için bir gereksinim olan buharın kızdırılması için yeterli enerji sağlayamayabilir. Bu nedenle düşük sıcaklıkta ısı geri kazanımı uygulamaları, buharla karşılaştırıldığında daha düşük kaynama noktası sıcaklıklarına sahip sıvıları kullanan organik Rankine çevrimi veya Kalina çevrimi için daha uygundur.



Şekil 1.15. Rankine çevrimi ile atık ısı geri kazanımı.

1.3.3. Organik Rankine Çevrimi

Organik Rankine çevrimi (ORC) buhar Rankine çevrimine benzer şekilde çalışır, ancak buhar yerine organik bir çalışma sıvısı kullanır. Seçenekler arasında, kaynama noktası düşük ve sudan daha yüksek bir buhar basıncına sahip olan silikon yağı, propan, haloalkanlar (örneğin "freonlar"), izopentan, izobütan, pksilen ve toluen sayılabilir. Bu sıvılar, Rankine çevriminin önemli ölçüde daha düşük atık ısı sıcaklıklarda (bazen 66°C kadar düşük) çalışmasına izin verir. ORC'ler için en uygun sıcaklık aralığı, sıvıların termodinamik özellikleri çeşitli sıcaklıklarda çevrimin verimliliğini etkileyeceğinden kullanılan sıvıya bağlı olacaktır.

Su buharıyla karşılaştırıldığında, ORC'lerde kullanılan akışkanlar daha yüksek bir moleküler kütleye sahiptir, bu da kompakt tasarımlara, daha yüksek kütle akışına ve daha yüksek türbin verimlerine (% 80-85) izin verir. Bununla birlikte, çevrim düşük sıcaklıklarda çalıştığından genel verim, buharlaştırıcının ve yoğuşturucunun sıcaklığına bağlı olarak sadece yaklaşık % 10-20'dir. Bu verimlilik, yüksek sıcaklıktaki bir buhar santralinden (% 25-40) çok daha düşük olsa da, düşük sıcaklık çevrimlerinin yüksek sıcaklık çevrimlerinden doğal olarak daha az verimli olduğunu hatırlamak önemlidir. Verimlilik sınırları, iki sıcaklık arasında çalışan bir ısı motoru için mümkün olan maksimum verimlilik olan Carnot verimliliğine göre ifade edilebilir. Bir ısı kaynağıyla 150°C'de çalışan ve 25°C'de geri gönderen bir Carnot motoru sadece yaklaşık % 30 verimlidir. Bu doğrultuda, % 10-20'lik bir verimlilik, özellikle % 1 verimli olan piezoelektrik üretimi gibi diğer düşük sıcaklık seçenekleriyle karşılaştırıldığında oldukça kabul edilebilirdir.

ORC teknolojisi yeni bir teknoloji değildir; Dünya çapında en az 30 ticari tesis, 1984'ten önce de bu çevrimi kullanıyordu. Uygulamaları arasında güneş enerjisi, jeotermal ve atık ısı kaynaklarından enerji üretimi de bulunmaktadır. Atık ısı geri kazanımı, çeşitli düşük ile orta sıcaklık ısı akışlarına uygulanabilir. Yakın zamanda başarılı bir kurulumun örneği, bir çimento üretim tesisinin atık ısıyı yaklaşık 500°C'de olan klinker soğutucusundan elde etmek için bir ORC sistemi kurduğu Almanya, Bavyera'dadır. ORC, tesisin elektrik ihtiyacının % 12'sini sağlamaktadır ve CO₂ salınımını yaklaşık 7.000 ton azaltmaktadır. ORC ısı geri kazanımı ekonomisinin

herhangi bir uygulama için dikkatli bir şekilde analiz edilmesi gerekmesine rağmen, ilave işlem ısısı için evde kullanımı olmayan veya ısının ekonomik kullanımını sağlayabilecek yardımcı tesisleri olmayan endüstrilerde özellikle yararlı bir seçenek olacaktır [7].

1.3.4. Kalina Çevrimi

Bu çevrim 1980'lerde icat edilmiş ve Kalina çevrimini temel alan ilk elektrik santrali 1991'de Kaliforniya'nın Canoga Park'ında yapılmıştır. Jeotermal enerjiden ya da atık ısıdan elektrik üretimi için başka birkaç yere daha kurulmuştur. Kalina çevrimi, çalışma sıvısı olarak bir amonyak ve su karışımı kullanan, Rankine çevriminin bir çeşididir. Tek akışkanlı çevrimler ve ikili akışkan kullanan çevrimler arasındaki önemli fark, kaynama ve yoğunlaşma sırasındaki sıcaklık profilidir. Tek akışkan çevrimi için (örneğin buhar veya organik Rankine), sıcaklık kaynama sırasında sabit kalır. Isı çalışma ortamına (örneğin suya) aktarıldıkça, su sıcaklığı yavaş yavaş kaynama noktası sıcaklığına yükselir, bu noktada sıcaklık tüm su buharlaşımına kadar sabit kalır. Buna karşılık, her biri farklı bir kaynama noktasına sahip olan bir ikili su ve amonyak karışımı buharlaşma sırasındaki sıcaklığını artıracaktır. Bu, atık ısı kaynağı ve kondenserdeki soğutma ortamı ile daha iyi termal eşleştirme sağlar. Sonuç olarak, bu sistemler önemli ölçüde buhar veya organik Rankine çevrimine göre daha yüksek enerji verimliliği sağlar [2].

1.3.5. Brayton Çevrimi

Günümüzde Brayton çevrimi kullanımı, sıkıştırma ve genişleme işlemlerinin aksel kompresörler ve türbinlerde gerçekleştirildiği, gaz türbinleri ile sınırlıdır. Çevre koşullarındaki taze hava kompresör tarafından emilerek sıkıştırılır. Sıcaklık ve basıncı yükseltilir. Yüksek basınçlı hava daha sonra yakıtın sabit basınçta yakıldığı yanma odasına girer. Yanma sonucu oluşan yüksek sıcaklıktaki gazlar türbinde çevre basıncına genişlerken güç üretir. Türbinden çıkan egzoz gazları tekrar çevrime sokulmaz ve atmosfere atılır. Böylece açık bir çevrim gerçekleşmiş olur. Gaz türbinleri günümüzde yaygın olarak uçaklarda ve elektriksel güç üretiminde kullanılmaktadır. Uçaklarda kullanıldığında gaz türbini sadece kompresörü ve yardımcı donanımlara

güç sağlayan küçük bir jeneratörü çalıştırmaya yetecek kadar güç üretir. Uçağı iten gücü ise yüksek hızlı türbinden çıkan egzoz gazları sağlar. Gaz türbinleri ayrıca elektrik üretmek için yerleşik güç santrallerinde tek başına veya buharlı güç santralleriyle bağlantılı olarak kullanılabilir. Bu tür birleşik çevrimlerde gaz türbininden çıkan egzoz gazları buhar çevrimi için ısı kaynağı olarak işlev yapar. Gaz türbini çevrimleri, nükleer santrallerde kapalı çevrimde de kullanılabilir. Böyle durumlarda akışkan olarak hava kullanılması zorunluluğı olmayıp, helyum gibi daha uygun bir gaz da kullanılabilir.

1.3.6. Hidrojen Üretim Sistemleri

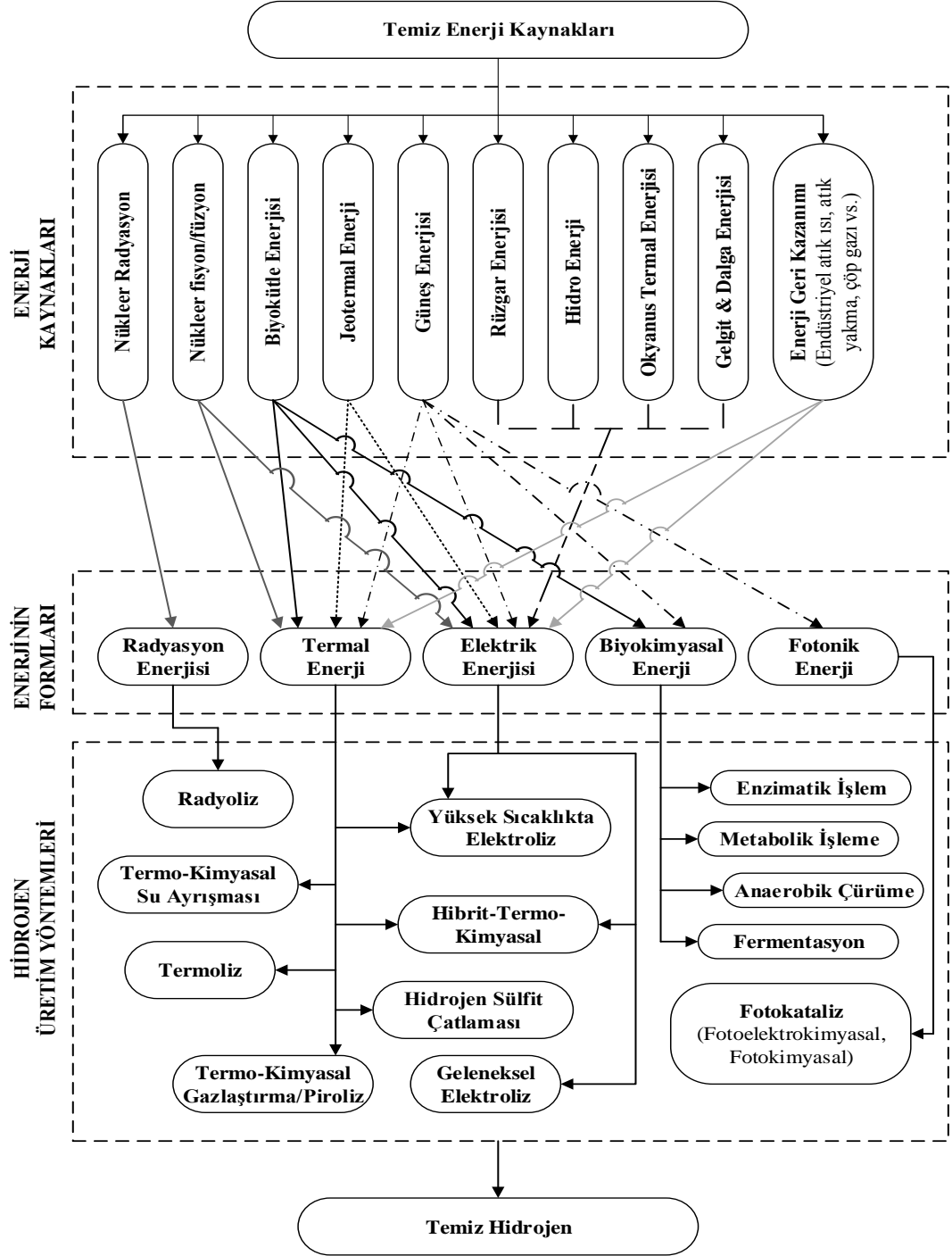
Hidrojen, düşük veya sıfır karbonlu enerji taşıyıcısı olarak üretildiğinden dolayı diğer kaynaklara göre çevresel üstünlük sağlar. Şekil 1.16'da görüldüğü gibi temiz hidrojen üretimi için yollar şematik olarak gösterilmektedir.

Biyokütle, güneş, rüzgâr ve jeotermal burada büyük ölçekli hidrojen üretimi potansiyeli olan yenilenebilir enerji kaynakları olarak kabul edilir. Biyokütleden üretilen biyo-enerji, farklı termokimyasal ve biyolojik işlemlerle hidrojen üretimi için kullanılabilir. Bu işlemler arasında termokimyasal gazlaştırma, büyük ölçekli hidrojen üretimi için en elverişli olanıdır. Piroliz, hidrojen üretimi için başka bir biyokütle temelli termokimyasal işlemdir, ancak çok fazla kimyasal süreç gerektirmesinden ve ortaya çıkan ara ürünler nedeniyle daha az kullanılır [8].

Büyük ölçekli hidrojen üretimi için hazır teknolojiye sahip bir diğer yenilenebilir kaynak ise rüzgâr enerjisidir. Son yirmi yılda, yıllık 50 ila 60 GW büyüme beklenmekle birlikte, 2018'de dünya çapında 3 GW'dan 530 GW'a kadar karada ve denizde başarıyla türbinler yerleştirildi. Aslında son 4 yıldır, rüzgâr enerjisi endüstrisinin yıllık pazar büyümesi rekor kırmıştır. Hollanda'nın Wieringermeer bölgesinde, ilk direkt olarak rüzgâr-hidrojen türbinli bir tesisin 2023 yılının başlarında kurulması planlanmaktadır. Büyük ölçekli enerji ve hidrojen kojenerasyonu için rüzgâr santrali tarafından kullanılan kara alanının, eşit kapasitedeki nükleer enerji santraliniinkinden yaklaşık 100 kat daha fazla olduğunu bilmek önemlidir [9].

Jeotermal enerjinin kullanımı, alanların coğrafi konumu ve kaynakların var olduğu yerlerle sınırlıdır. Konvansiyonel jeotermal enerji sistemleri, elektrik yerine termal enerji uygulamaları için tercih edilir, çünkü kaynak sıcaklığı 150°C 'nin altındaysa elektrik üretimi ekonomik olarak uygun değildir. Yakın gelecekte termal sıcaklıkları düşük sıcaklıklarda kullanan güç sistemleri için azalan bileşen maliyetleri, bu tür kaynakların güç üretimi içinde kullanılmasına yol açacaktır. Bazı lokasyonlar için jeotermal ısı, 4 ila 5 km derinlik dikkate alınarak 350°C sıcaklıkta ve 600°C sıcaklıkta olabilir [10].

Elektrikle çalışan hidrojen üretim sistemleri (yani, geleneksel elektroliz) için hidrolik, gelgit, dalga ve okyanus termal enerjisi dâhil olmak üzere diğer yenilenebilir enerji kaynakları kullanılabilir. Ek olarak, hidrojen üretimi için yenilenebilir hibrit enerji sistemleri de kullanılabilir. Bu tür hibrit sistemler sürdürülebilir ve sürekli bir enerji girdisi arzı sağlayabilir. Ayrıca, kaybedilen ısının yüksek sıcaklığa sahip enerji santrallerinden (daha önce belirtildiği gibi, nükleer enerji santralleri dâhil) ve endüstriyel tesislerden doğrudan kullanım ya da ısı yükseltme için geri kazanılması (geri kazanılan ısının sıcaklığına bağlı olarak), hidrojen üretimi için kullanılabilir. Genel olarak ısı geri kazanımı, ana sistemin genel verimliliğini artırır ve çevre üzerinde olumlu bir etkiye sahiptir. Ancak, enerji geri kazanımının ekonomik uygulanabilirliği nitel ve nicel olarak araştırılmalıdır [11].



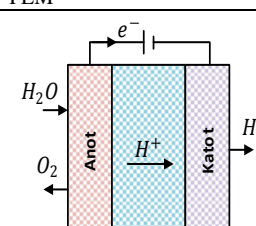
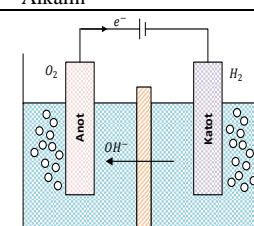
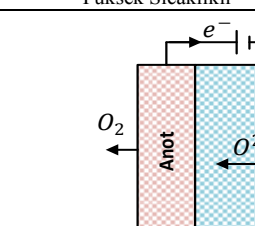
Şekil 1.16. Sürdürülebilir temiz hidrojen üretimi için yöntemler [12].

1.3.6.1. Suyun Elektrolizi

Su elektrolizi, redoks reaksiyonlarını sürdüren ve indükleyen doğrudan elektrik akımının etkisi altında suyun hidrojen ve oksijen ayrışma işlemidir. Elektroliz işlemi ilk olarak, İtalyan bilim adamı Alessandro Volta'nın Voltaic kazık icadını takiben 1800

yılında İngiliz kimyacılar, William Nicholson ve İngiliz Cerrah Anthony Carlisle tarafından keşfedilmiştir. Çizelge 1.3’de kısa vadede büyük ölçekli hidrojen üretimi için ilgi çekici ve kanıtlanmış elektrolizör çeşitleri tanıtılmıştır.

Çizelge 1.3. Gelecek vaat eden elektroliz teknolojilerinin özellikleri [3].

	PEM	Alkalın	Yüksek Sıcaklıklı
			
Elektrolit	Polimer (Kati)	NaOH/KOH (Sıvı)	Seramik (Kati)
Yük taşıyıcı	H ⁺	OH ⁻	O ²⁻
Anot	Pt, Ir, Ru	Ni	LSMYSZ, CaTiO ₃
Katod	Pt, Pt/C	Ni alaşımları	Ni sermetler
Anot Reaksiyonu	2H ₂ O → O ₂ + 2H ⁺ + 2e ⁻	2OH ⁻ → H ₂ O + 0.5O ₂ + 2e ⁻	O ²⁻ → 0.5O ₂ + 2e ⁻
Katod Reaksiyonu	2H ⁺ + 2e ⁻ → H ₂	2H ₂ O + 2e ⁻ → H ₂ + 2OH ⁻	H ₂ O + 2e ⁻ → H ₂ + O ²⁻
Çalışma Basıncı/Sıcaklığı	15–30 bar 50–90°C	2–10 bar 60–90°C(200’e kadar)	<30 bar 500–1000°C
Hücre Voltajı	1.8–2.2 V	1.8–2.4 V	0.95–1.3 V
Akım Yoğunluğu	1–2 A/cm ²	0.2–0.5 mA/cm ²	0.3–1 mA/cm ²
Yığın Ömrü	<40,000 saat	<90,000 saat	<40,000 saat
Sistem Ömrü	10–20 yıl	20–30 yıl	–
Verim (HHV)	% 67–84	% 62–82	% ~90
İlk Başlangıç	< 10 dakika	> 15 dakika	> 60 dakika
Teknolojik olgunluk 2050’ye kadar			
Maliyeti	~\$750/kW _{ch}	~\$600/kW _{ch}	~\$200/kW _{ch}
Yıllık Aşınma	2–4%	2–4%	17% (test ediliyor)
Avantajları	<ul style="list-style-type: none"> • Yüksek akım yoğunluğu • Basit tasarım • Kompakt sistem • Dinamik işletme • Hızlı cevap 	<ul style="list-style-type: none"> • İyi yapılandırılmış • Büyük yığın miktarı • Uzun dönem dayanıklılık • Düşük sermaye maliyeti • Asal olmayan metaller 	<ul style="list-style-type: none"> • Yüksek enerji verimliliği • Asal olmayan malzemeler • Düşük sermaye maliyeti • Yakıt hücresi gibi tersinir işletme
Dezavantajları	<ul style="list-style-type: none"> • Yüksek membran maliyeti • Asal materyaller • Asidik ortam • Düşük dayanıklılık 	<ul style="list-style-type: none"> • Düşük akım yoğunluğu • Aşındırıcı elektrolit • Yavaş dinamikler • Gaz geçirgenliği 	<ul style="list-style-type: none"> • Hacimli tasarım • Dayanaksız elektrotlar • Kırılgan seramikler • Sızdırmazlık sorunları

LSM: Lantan Stronsiyum Manganat.

YSZ: Yttria-Stabilize Zirkonya.

kW_{ch}: Hidrojenin kimyasal enerjisi (HHV).

1.3.6.2. Termokimyasal Çevrimler

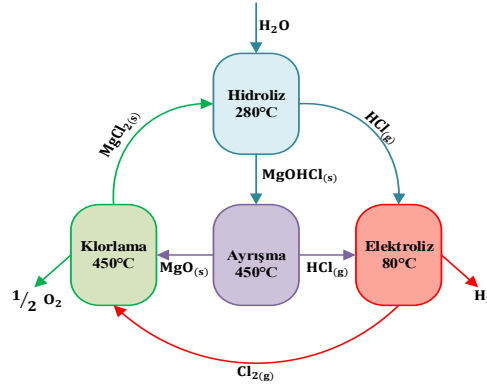
Termokimyasal çevrimler, kapalı bir döngüde ısı ve kimyasal reaksiyon kullanarak suyu hidrojen ve oksijene ayrıştırır [13]. Termokimyasal çevrimlerde ayrışma işleminin gerçekleşmesi için genellikle yüksek sıcaklıklara ihtiyaç duyulur. Gerekli olan ısı güneş veya nükleer kaynaklardan sağlanabilir ve elektrik üretiminin verimliliğine dikkat edilirse su elektrolizine göre yaklaşık olarak % 40-50 daha yüksek

olduğu tahmin edilmektedir [14]. Bazı termokimyasal çevrimler Çizelge 1.4'te açıklanmış ve termokimyasal çevrimlere ait son gelişmelere ait bilgiler verilmiştir.

Çizelge 1.4. Termokimyasal çevrimler [3].

Çevrim	Şema	Son gelişmeler
S-I	<p>The S-I cycle diagram consists of three main stages arranged in a loop. At the top, a red arrow labeled 'ISI' points down to a purple box containing the reaction $H_2SO_4 \rightarrow SO_2 + H_2O + \frac{1}{2} O_2$ at $>800^\circ C$. A curved arrow labeled $H_2SO_4(H_2O)$ goes from this box to the left. Below it, a blue box contains the reaction $SO_2 + 2H_2O + I_2 \rightarrow H_2SO_4 + 2HI$ at $<120^\circ C$. A curved arrow labeled H_2O goes from the right to this box, and another labeled $\frac{1}{2} O_2$ goes from the left. Below that, a green box contains the reaction $2HI \rightarrow SO_2 + H_2 + I_2$ at $>300^\circ C$. A curved arrow labeled $I_2(H_2O)$ goes from the right to this box, and another labeled $2HI(I_2, H_2O)$ goes from the left. A blue arrow labeled H_2 points down from the bottom of the cycle.</p>	<p>Kükürt-İyot Döngüsü: Döngüdeki tüm reaktifler, JAEA tarafından tasvir edildiği gibi taşınım için düşük güç gereksinimi gaz veya sıvı formdadır. Noguichi H. vd. [15] ve Ping Z. vd. [16] ölçek büyütme için gerekli şartları bildirdi. Döngünün sıcaklığı, kabul edilebilir reaksiyon kinetiği ve ısı kayıplarını telafi etmek için $800^\circ C$'nin üzerine ve $950^\circ C$'ye kadar ulaşmalıdır.</p>
HyS	<p>The HyS cycle diagram shows two main stages. At the top, a green box labeled 'Termokimyasal Ayrışma' at $800^\circ C$ receives H_2SO_4 from the left and releases $SO_2 + H_2O$ to the right. A red arrow labeled 'ISI' points down to this box. Below it, a blue box labeled 'SO2 - Depolarize Su Elektrolizi' at $80 - 120^\circ C$ receives $SO_2 + H_2O$ from the right and releases H_2 (down) and H_2O (up). A red arrow labeled 'ISI' and a grey arrow labeled 'ELEKTRİK' point down to this box. A green arrow labeled $\frac{1}{2} O_2$ points up from the top of the cycle.</p>	<p>Hibrid Kükürt Döngüsü: S-I döngüsünün hibrid versiyonu yaklaşık $800^\circ C$'de çalışır, burada elektroliz aşaması için ek elektrik gücü gerekir. Dokyia M. vd.'ne göre bu işlem, doğrudan su elektrolizi için gerekli olan elektriğin üçte birini kullanır [17]. Son zamanlarda, daha düşük sıcaklıklar için çeşitli konfigürasyonlar çalışılmaktadır.</p>
Ca-Br	<p>The Ca-Br cycle diagram shows three stages. At the top, a blue box labeled 'Hidroliz' at $730^\circ C$ receives $H_2O(l)$ from the left and releases $H_2(g)$ (down) and $Br_2(g)$ (right). Below it, a yellow box labeled 'Elektroliz' at $80^\circ C$ receives $Br_2(g)$ from the right and releases $H_2(g)$ (down) and $Br_2(g)$ (left). Below that, a green box labeled 'Bromlama' at $550^\circ C$ receives $Br_2(g)$ from the left and releases $\frac{1}{2} O_2(g)$ (left). A curved arrow labeled $CaBr_2(s)$ goes from the left to the top box, and another labeled $CaO(s)$ goes from the right to the top box.</p>	<p>Kalsiyum Bromin Döngüsü: Düşük çalışma şartlarına sahip hibrit termokimyasal çevrimlerden biri olan bu döngünün ana zorluğu bromlama girişinde biriken CaO bileşiğidir [18]. Elektroliz için PEM elektrolizör kullanılır [19]. VI. Nesil nükleer reaktörlerle entegrasyon için uyumlu olmalarına rağmen, döngü için hiçbir uluslararası proje yürütülmektedir.</p>

Mg-Cl



Magnezyum-Klor Döngüsü: Önceden verimlilik tahmini ve prensip kanıtı deneyleri, basit termal analizlerin yanı sıra daha önce gerçekleştirilmiş, daha yüksek döngü performansı ve potansiyel döngü kimyası problemlerinin ve reaksiyon kinetiğinin üstesinden gelmek için yeni yapılandırmalar geliştirilmiştir [20]. Düşük maksimum sıcaklık gereksinimi ve kolay reaksiyonlar bu döngüyü termokimyasal hidrojen üretimi için uygun seçeneklerden biri yapmaktadır.

1.4. MOTİVASYON

Türkiye’de sanayi, ekonominin önemli sektörlerinden biridir. Türkiye hammadde, sermaye ve iş gücü sebebiyle farklı sektör dallarında çok fazla tesise sahiptir. Bu tesislerde yakıt olarak kullanılan kömür, doğalgaz veya elektrik kullanımı sonucu oluşan ısının ciddi miktarı fabrika bacalarından atmosfere atılmaktadır. Atmosfere atılan bu baca gazları küresel ısınmaya katkıda bulunmaktadır ve geri kazanımı önem arz etmektedir. Baca gazlarının atık ısı sıcaklıkları $100^0 C$ ve $1000^0 C$ arasında sektörlere bağlı olarak değişiklik gösterir ve bu sıcaklıklarda atık enerjiden farklı sistemler vasıtasıyla faydalı enerji üretimi yoluyla geri dönüşüm yapmak mümkündür.

Atık ısı geri kazanımı sonucunda elde edilen güç birçok şekilde kullanılabilir. Geri kazanılan atık ısı, tesislerde ön ısıtma için yeniden kullanılabilir gibi gerekli güç sistemleriyle beraber elektrik üretimi için de kullanılabilir. Üretilen elektrik direkt olarak şebekeye verilebilir ya da depolanabilir. Bu tezin ana motivasyonu endüstriyel atık ısı tabanlı güç üretim sistemlerinden elde edilen elektriği farklı hidrojen üretim sistemlerine entegre ederek hidrojen üretimi yapmak ve yıllık enerji geri dönüşüm potansiyelini belirlemektir.

1.5. AMAÇLAR

Bu tezin amacı Türkiye’de endüstriyel atık ısı potansiyelini hidrojen üretim yöntemleri ile belirlemek ve üretim yöntemlerini termodinamik ve ekonomik olarak kıyaslayarak

potansiyel tesisler için bir ekonomik ve termodinamik önbilgi oluşturmaktır. Tezin amaçları aşağıda listelenmiştir.

- Türkiye'nin endüstriyel atık ısı potansiyelini ve sektörlere göre atık ısının derecesini belirlemek,
- Atık ısının sıcaklık derecesi ve miktarını göz önüne alarak potansiyel ısı makinelerinin seçimini yapmak,
- Atık ısının sıcaklığına uygun şekilde bilinen hidrojen üretim yöntemlerinin seçimi yapmak,
- Güç-hidrojen ikili sistemlerini karşılaştırmalı olarak inceleyerek termodinamik ve ekonomik olarak daha etkin olan sistemleri belirlemek,
- Seçilen sistemlerin detaylı termodinamik ve ekonomik analizini yapmak,
- Atık ısıdan hidrojen üretimi potansiyelinin en verimli sistemler ile belirlenmesi ve Türkiye'nin yıllık enerji tüketimine katkısının belirlenmesi.

1.6. TEZ DÜZENİ

Bu tez altı bölümden oluşmaktadır. Tezin birinci bölümünde Türkiye'nin endüstriyel atık ısı potansiyeli araştırılmıştır. Sanayi sektörleri üç farklı gruba ayrılarak enerji tüketimleri hesaplanmıştır. Bu enerji tüketimlerine bağlı olarak endüstriyel atık ısı potansiyelleri hesaplanmıştır. Aynı zamanda güç dönüşüm sistemleri ve hidrojen üretim sistemleri araştırılmıştır.

Araştırmanın ikinci bölümünde güç ve hidrojen üretim sistemlerinin gelişimi literatür çalışmalarında ayrıntılı şekilde incelenmiştir. Bunlara ek olarak atık ısı geri dönüşümündeki son gelişmeler detaylı olarak belirtilmiştir. Üçüncü bölümün başında genel termodinamik bağıntılar belirtilmiştir. Bu bağıntılar her bir ana eleman için ayrı ayrı incelenmiştir. Aynı zamanda elektrokimyasal ve saf-hibrit termokimyasal dönüşüm sistemlerinin temel teorisi verilmiştir. Tüm bu sistemlerde kullanılan elemanların ekonomik bağıntıları belirtilmiştir.

Dördüncü bölümde parametrik çalışmalar için yirmi farklı güç ve hidrojen sistemi belirlenmiştir. Bu yirmi örnek olay sıcaklık aralıklarına, sisteme girecek güç miktarına,

hidrojen üretim sisteminin kullanacağı voltaj miktarına bağı olarak gruplandırılmıştır. Bu örnek olaylar sonucunda en verimli olabilecek dört güç ve hidrojen üretim sistem ikilisi seçilip tanımlanmıştır. Tezin beşinci bölümünde belirlenen bu dört sistem için termodinamik araçlardan elde edilen sonuçlar verilmiştir. Bunlara bağı olarak her bir sistem için ekonomik analizler yapılmıştır. Seçilen sistemler termodinamik ve ekonomik olarak kıyaslanmış ve Türkiye'nin atık ısıdan hidrojen üretimi potansiyeli istişare edilmiştir. Son olarak altıncı bölümde çalışmada elde edilen ana sonuçlar ve ilgili öneriler verilmiştir.

BÖLÜM 2

LİTERATÜR TARAMASI

2.1. GÜÇ SİSTEMLERİ

2.1.1. Brayton Çevrimi

Viteri F. ve Anderson R. E.'nin 2005'de yaptıkları çalışmada, açık bir kombine çevrim gaz türbinini azaltılmış veya sıfır emisyonlu bir güç sistemine dönüştürebilen bir kombine güç sistemi çevrimi sağlanmıştır. Sistem havayı sıkıştıran ve havayı hidrokarbon yakıtla yakan bir kompresör içerir. Yanma ürünleri ve havanın geri kalan kısımları, bir türbin aracılığıyla genişleyen egzozu oluşturur. Türbin, kompresörü tahrik eder ve güç verir. Egzoz türbinden çıkar ve sonra bir ısı geri kazanımlı buhar jeneratörü üzerinden yönlendirilir. Sonuçta su ayrılır ve ısı geri kazanımlı buhar jeneratörü içinde ön ısıtma yapıldıktan sonra tekrar gaz jeneratörüne yönlendirilir [21]. Forsberg C. W. vd.'nin 2007 yılında yaptıkları bu çalışmaya göre, güneş enerjisi kulelerinin ısı-elektrik verimliliğini yaklaşık % 50'ye çıkarmak için sıvı florür tuzu önerilmiştir. Sıvı tuz, güneş fırınından 700°C ila 850°C arasındaki sıcaklıklarda, çalışma sıvısı olarak nitrojen veya helyum kullanarak kapalı ve çok ısıtmalı Brayton güç çevrimine ısı verir. Gündüz boyunca, grafit ısıtmak için sıcak tuz da kullanılabilir, bu daha sonra gece işlemlerini mümkün kılmak için bir ısı depolama aracı olarak kullanılır. Grafit, yüksek sıcaklıklarda sıvı florür tuzları ile kimyasal olarak uyumlu, düşük maliyetli, yüksek sıcaklık kapasiteli bir katı olmuştur [22].

Wright S. A. vd.'nin 2010'da yaptıkları çalışmada, solar, nükleer veya fosil ısı kaynakları ile kullanım için süper kritik çalışma akışkanları kullanarak gelişmiş Brayton çevrimlerini araştırmak olmuştur. Bu çalışmanın odağı, bu ısı kaynakları için ilgilenilen sıcaklık aralığında yüksek verimlilik potansiyeline sahip olan ve daha düşük sermaye maliyetleri ile çok kompakt olan süperkritik CO₂ döngüsü (S – CO₂) olmuştur

[23]. Canboy T. vd.'nin 2012 yılında yaptıkları çalışma, kritik bir CO₂ çalışma akışkanındaki temel güç döngüsü bileşenlerinin bugüne kadarki performansları, daha yüksek hızlara ve sıcaklıklara yaklaşıldıkça beklenen çalışma sınırlarının tartışılması da dâhil olmak üzere ayrıntılı olarak açıklanmıştır [24]. Iverson B. D. vd.'nin 2013'de yaptıkları bu çalışmaya göre, güneş enerjisi ortamlarında yaşanan kısa süreli geçici olaylara benzer şekilde, dalgalı bir termal girişe yanıt olarak gelişimsel Brayton turbo makinesinin davranışı gösterilmiştir. Sistemin gücü ve koşulları izlenirken, çevrime yapılan termal girdi kısa süreler için % 50 ve % 100 olarak kesilmiştir. Bu dalgalanmalara rağmen, sistemdeki termal kütlelerin etkin biçimde Brayton döngüsünün termal girdisi geri kazanılana kadar kısa süreler boyunca çalışmaya devam etmesine izin verdiği gösterilmiştir [25].

Chen Y. vd.'nin 2006'da yaptıkları çalışmada, R123'ü çalışma sıvısı olarak kullanan bir ORC ile karşılaştırıldığında yararlı bir iş üretmek için düşük dereceli atık ısıdan enerji kullanan CO₂ transkritik güç döngüsünün performansı ele alınmıştır. Isı kaynağı ve soğutucu için sıcaklık aralıkları nedeniyle termodinamik ortalama sıcaklık, her iki devri karşılaştırırken referans sıcaklık olarak kullanılmıştır. Termodinamik modeller EES'de geliştirilmiştir. Bağlı verimler her iki döngü için de hesaplanmıştır. Elde edilen sonuçlar, düşük dereceli atık ısıyı aynı termodinamik ortalama ısı reddi sıcaklığıyla kullanırken, transkritik bir karbondioksit güç sisteminin organik Rankine döngüsünden biraz daha yüksek bir güç çıkışı verdiğini göstermiştir [26]. Pan L. vd.'nin 2016'da yaptıkları bu çalışmada, laboratuvar ortamında bir CO₂ transkritik güç döngüsü sistemi kurulmuştur. Çalışma parametreleri, üretilen elektrik gücü ve ısı verimi üzerine deneysel çalışma yapılmıştır. Sonuç olarak, üretilen elektrik gücü 1100 W'a ulaşabilir ve yüksek basınç yaklaşık 11 MPa ve düşük basınç yaklaşık 4,6 MPa olduğunda termal verim % 5 olabilir [27].

Zhao H. ve Peterson P. F. tarafından 2008'de yapılan bu çalışmada, 510-650°C aralığındaki reaktör çıkış sıcaklıklarına sahip sodyum soğutmalı reaktörler için aynı zamanda çoklu tekrar ısıtma ve ara soğutma durumlarına sahip helyum Brayton çevrimleri sunulmuştur. Elde edilen termal verimler % 39 ile % 47 arasında değişmiştir, bu da süperkritik CO₂ çevrimleriyle (S – CO₂ çevrimi) karşılaştırılabilir. Çalışma sonucu, çoklu tekrar ısıtma helyum döngüsünün, sodyum soğutmalı hızlı

reaktörler için S – CO₂ döngüsü yerine tercih edilen bir seçim olduğunu göstermiştir [28]. Forsberg C. W. vd.'nin yaptıkları bu çalışmada, erimiş-tuz soğutmalı gelişmiş yüksek sıcaklık reaktörü (AHTR), düşük maliyetli termokimyasal hidrojen üretimi (H₂) veya düşük karbonhidrat üretimi için 750°C ila 1000°C aralığında ısı sağlamak üzere yeni bir reaktör tasarlanmış ve temel özelliklerinin analizi yapılmıştır. Elektrik üretimi için, verimi %50'den fazla olan çok çekirdekli bir helyum Brayton döngüsü kullanılmıştır [29]. Singh R. vd.'nin 2013 yılında yaptıkları bu çalışmada, doğrudan ısıtmalı kapalı Brayton güç dönüşüm sisteminin (PCS) çalışma sıvısı olarak süper kritik karbondioksit ile dinamikleri incelenmiştir. S – CO₂ PCS'nin ortam hava sıcaklıklarındaki değişimlere ve parabolik oluk kolektörlerinden yaz ve kış için temsili günlerde güneş enerjisi girişindeki değişikliklere olan dinamik tepkimesinin simülasyonları sunulmuştur [30].

2.1.2. Rankine Çevrimi

Chen H. vd.'nin yaptığı makalede, düşük dereceli ısının elektrik enerjisine dönüştürülmesi için organik Rankine döngüsü ve süper kritik Rankine döngüsünün bir incelemesini, ayrıca potansiyel çalışma akışkanlarının seçim kriterlerini, iki döngü için 35 çalışma akışkanının taranmasını ve etkisinin analizi incelenmiştir [31]. Hung T.C tarafından hazırlanan bu makalede kuru sıvı kullanarak organik Rankine döngüsünün atık ısı geri kazanımı araştırılmıştır. İncelenmekte olan çalışma akışkanları Benzen, Toluen, p-Ksilen, R113 ve R123'tür. İncelenen bu çalışma akışkanları arasında, p-Ksilen en yüksek verimi gösterirken Benzen en düşük değeri gösterir. Genel olarak, p-Ksilen yüksek sıcaklıkta atık ısının geri kazanılmasında en düşük geri dönüşümsüzlüğe sahipken, R113 ve R123 düşük sıcaklıkta atık ısının elde edilmesinde daha iyi bir performansa sahiptir [32]. Wei D. vd.'nin 2007'de yaptığı bu çalışmada, sistem performans analizi ve egzoz ısı ile çalışan çalışma sıvısı olarak HFC-245fa kullanılarak bir organik Rankine çevrimi (ORC) sisteminin optimizasyonu sunulmuştur. Bir ORC sisteminin bozulma altındaki termodinamik performansları analiz edilmiştir. Sonuçlar şunu göstermektedir: Egzoz ısı kullanımının mümkün olduğunca maksimize edilmesi, sistem çıktısı net gücünü ve verimliliğini arttırmanın iyi bir yolu olmuştur [33].

Drescher U. ve Brüggemann D. tarafından hazırlanan çalışmada enerji santrali tasarımı yapılmıştır. Küçük katı biokütle enerji ve ısı tesislerinde, ORC kojenerasyon için kullanılır. Bu uygulama diğer ORC'den farklı kısıtlamalar göstermektedir. Bu kısıtlamalara göre tanımlanmış ve uyarlanmış bir enerji santrali tasarımı sunulmaktadır [34]. Schuster A. vd.'nin 2009 yılında hazırladığı bu çalışmada ORC teknolojisinin durumu, deneysel veriler kullanılarak bir süreç simülasyon ortamında simüle edilmiş yenilikçi sistemler ile birlikte sunulmuştur. Günümüzde, organik Rankine döngüsü, genellikle 1 MW'a kadar olan birkaç kW aralığında kullanılan kanıtlanmış tek teknoloji olarak tanımlanabilir. Düşük verimlilikle bağlantılı olmasına rağmen, bu teknolojinin yeni uygulamaları, düşük seviyeli atık ısıyı diğer işlemlerde kullanma olasılığı nedeniyle sıkça tartışılmıştır [35].

Ghaebi H. vd. tarafından 2019 yılında hazırlanan bu makale, organik Rankine döngüsü (ORC) için biyogaz buhar reformu (BSR) sisteminin atık ısını eş zamanlı güç ve hidrojen üretimi için kullanmayı amaçlamıştır. Önerilen kombine sistemin kapsamlı bir termodinamik modellemesi yapılmıştır. Optimum net çıkış gücü, hidrojen üretim hızı, enerji verimliliği ve ekserji verimliliği sırasıyla 15,9 kW, 0,0252 kg/s, %45.63 ve %74.89 olarak elde edilmiştir [36]. Mahmoudi A. vd.'nin 2018'de yaptıkları bu çalışma, atık ısının geri kazanımı için ORC kullanımına ilişkin teorik-deneysel çalışmalar ve döngü konfigürasyonu, çalışma akışkanı seçimi ve çalışma koşullarının, işletme süresince geliştirilen sistem performansı üzerindeki etkisine ilişkin araştırmaların bir incelemesini sunmuştur. Son olarak, kullanılan çalışma akışkanı ve ısı kaynağının tipi ile ilgili istatistikler raporlanmış ve karşılaştırılmıştır [37].

Yamada N. ve Mohamad M. N. A. tarafından hazırlanan bu makalede, Rankine döngüsünü temel alan açık çevrim, enerji üretim sistemi için bir hidrojen içten yanmalı motor tarafından üretilen suyu, çalışma sıvısı olarak kullanan yeni bir atık ısı geri kazanım sisteminin çalışma prensibi açıklanmıştır. Sonuçlar, yoğunlaştırıcının maliyete etkisi olmadığını ve önerilen yeni sistemle toplam ısıl verimin % 27,2 ila % 33,6 olduğunu, bunun da 1500 ila 4500 dev/dak motor devirlerinde % 2,9 ila % 3,7'lik iyileştirmeleri temsil ettiğini göstermiştir [38]. Ahmed A. vd.'nin 2018 yılında yaptıkları bu çalışmada, ORC için tasarım metodolojisi sunup, gaz türbini atık ısını elektrik gücüne dönüştürmek için bir gaz türbini ile birleştirilmiş organik Rankine

döngüsünün sonuçlarını göstermiştir. Tasarım, yerel bir çimento üretim tesisinden elde edilen verilere dayanarak gerçekleştirilir. Çalışma sıvısı doğrudan döngünün verimliliğini etkiler ve R134a kullanılmıştır. ORC kullanılarak 1 MW güç üretilebilir. Hesaplamalar ekserji kaybının en fazla türbinin çalışma bölümünde olduğunu göstermiştir [39].

Roy P. vd.'nin 2010 yılında yaptıkları çalışmada, her ikisi de çalışan akışkan olarak bir NH₃-H₂O karışımı kullanan, biri rejenerasyonlu ve biri rejenerasyonlu olmayan iki Rankine çevrimi, sabit kaynak ve atık ısı kanalı giriş sıcaklıkları için dört aşamada analiz edilmiştir. İlk iki analizde, yaklaşık 3,2 MPa'lık optimum buharlaşma basıncı, sırasıyla %11 ve %73'lerde termal ve sistem verimliliğini en üst düzeye çıkarır. Son iki analizde, 2,5 MPa'lık optimum basınç, ısı eşanjörlerinin alanlarını en aza indirir [40].

2.1.3. Kalina Çevrimi

Zhang X. vd.'nin yaptıkları çalışmada, Kalina döngüsünün tanımı, Rankine ve Kalina döngüsünün karşılaştırılması, Kalina döngüsünde enerji ve ekserji analizi, farklı Kalina sistemleri ve farklı uygulamaları da dâhil olmak üzere Kalina döngüsü ile ilgili araştırmalar gözden geçirilmiştir. Ayrıca, amonyak-su karışımının termodinamik özelliklerini hesaplamak için farklı korelasyonlar taranmış ve tartışılmıştır [41]. Mirolli M.D.'nin hazırladığı makale, çimento tesisi atık ısı uygulamaları için Kalina çevrimi özetlenmiştir. Bu çevrim geleneksel atık ısı sistemlerine göre % 20 ila % 40 performans artışı sunar [42]. Zare V. ve Mahmoudi S.M.S.'nin 2015 yılında yaptıkları çalışmada, organik Rankine çevrimi (ORC) ve Kalina çevrimi (KC) kullanan Gaz Türbini-Modüler Helyum Reaktöründen (GT-MHR) atık ısı geri kazanımı için karşılaştırmalı bir termodinamik analiz ve optimizasyon sunulmuştur. Sonuçlar, GTC-MHR atık ısı geri kazanımı için ORC kullanılmasının KC'den daha uygun olduğunu göstermiştir. Kombine GT-MHR/ORC'nin birinci ve ikinci yasa verimleri, kombine GT-MHR/KC'den daha yüksektir [43]. Cao L. vd.'nin 2018'de yaptıkları çalışmada, düşük dereceli ısı kaynağının geri kazanılması için iki Kalina-Flash çevrimi (KFC) yapılandırması önerilmiştir. Kalina-Flash döngülerinin termodinamik ve ekonomik modelleri incelenmiştir. Kalina-Flash döngülerinin çok amaçlı optimizasyon

sonuçları, ekserji verimliliği ve toplam sermaye yatırımı için bir dizi optimum çözüm olan Pareto sınır çözümlerini sunar. Pareto sınır çözümleri, Kalina-Flash döngülerinin termodinamik ve ekonomik performanslar açısından Kalina döngüsünden daha üstün olduğunu göstermiştir [44]. Rogdakis E. ve Lolos P.'nin 2015'de yaptıkları çalışmada LiBr-H₂O karışımı kullanan yenilikçi bir Kalina döngüsü tanıtılmıştır. Döngü termodinamik olarak analiz edilmiş ve parametrik olarak değerlendirilmiştir. Kalina döngüsü teknolojisi, geniş bir çalışma aralığında özel olarak tasarlanabilir ve atık enerjiyi 90°C'ye kadar düşük sıcaklıklarda geri kazanabilir [45]. Nguyen T.V. vd.'nin 2014 yılında yaptıkları çalışma, güç döngüsünün termodinamik performansını konvansiyonel Kalina işlemi ile karşılaştırmakta ve bir ekserji analizi yaparak farklı sınır koşullarının etkisini araştırmaktadır. Her bir konfigürasyonun tasarım parametreleri, çok değişkenli bir optimizasyon gerçekleştirilerek belirlenmiştir. Çevrim verimliliği, 100°C'lik egzoz gazı sıcaklığının değişmesi için % 14 ve 30°C'lik soğuk su sıcaklığı değişimi için % 1 arasında değişir. Bu analiz aynı zamanda düşük basınçlı türbin ve kondansatördeki büyük geri dönüşümsüzlükleri de belirlemiştir. Aynı zamanda ısı geri kazanım sistemindeki ekserji tahribatının, başlangıç çevrimine kıyasla yaklaşık % 23 oranında azaldığını gösterdiği hesaplanmıştır [46].

2.1.4. Absorbsiyonlu Güç Çevrimi

Özcan H. ve Yosaf S.'nin 2018 yılında yaptıkları çalışmada gelişmiş absorpsiyonlu güç çevrimlerinde (APC'ler), emici girişine bir jet ejektör yerleştirilir ve bu iki ana işlevi yerine getirir; basınç geri kazanımına yardımcı olur ve zayıf çözelti ile türbinden çıkan buhar arasındaki karışımı iyileştirir. Bu etkiler, buharın çözeltiliye emilimini artırır ve daha iyi performans sağlayan bir güç çevrimi sağlar. Jet ejektörün bir APC'nin enerji ve ekserji verimleri üzerindeki etkisi değerlendirilir ve APC'nin termodinamik verimleri, üç farklı çalışma sıvısı, yani amonyak-su çözeltisi (NH₃) kullanılarak konvansiyonel emme güç çevrimi (APCS) ile karşılaştırılır. Parametrik çalışmaların sonuçları LiCl-H₂O'nun APC'de kullanılan en yüksek enerji ve ekserji verimliliğini gösterdiği hesaplanmıştır [47]. Yosaf S. ve Özcan H.'nin yaptıkları çalışmada hidrojen ve oksijen üretimi için PEM elektrolizörüne (PEME) entegre düşük sıcaklıktaki baca gazı tahrikli ileri absorpsiyonlu güç çevriminin (APC) termodinamik ve ekonomik yönlerini incelemek amaçlanmıştır. APC sisteminin jeneratörüne enerji

vermek için küçük ölçekli bir kömür yakıtlı elektrik santralinden gelen baca gazları kullanılmıştır. Mevcut entegre sistem, 140°C maksimum döngü sıcaklığında günlük 1,15 kg H₂ ve 4,59 kg O₂ miktarları, % 85 kapasite faktörü, 30 yıl tesis ömrü ve % 5 yıllık faiz oranı üretiyor. Elektrik ve hidrojen maliyeti, sırasıyla % 5,9 ve % 17,8 olan enerji ve ekserji verimleri ile 0,049 \$/kWh ve 2,43 \$/kg olarak bulunmuştur. En yüksek maliyete katkıda bulunanlar, APC türbini ve bu ikisinin toplam tesis maliyetinin yaklaşık % 94'ünü oluşturduğu PEM elektrolizörüdür. Tesisin toplam maliyeti 61200 dolar olarak bulunmuştur [48].

Yuan H. vd.'nin 2014 yılında yaptıkları çalışmada, okyanus termal enerji dönüşümü için iki ejektörlü bir absorpsiyonlu güç döngüsü önerilmiş ve termodinamik parametrelerin bu döngünün performansı üzerindeki etkileri değerlendirilmiştir. Amonyak-su, çalışma sıvısı olarak kullanılır. Ejektörler, alt jeneratörden çıkan buhar ve çözelti ile tahrik edilir. Sonuçlar, iki aşamalı ejektör alt döngüsünü kullanarak emme sıcaklığının 2,0-6,5°C arttığını göstermiştir, bu önerilen döngünün daha düşük bir sıcaklık farkıyla kullanılabilceğini göstermiştir. Ayrıca, ısı verim, net ısı verim ve bu döngünün ekserji verimi sırasıyla % 4,17, % 3,10 ve % 39,92'ye ulaşabilir [49]. Ma Z. Vd.'nin 2017'de yaptıkları bu çalışma amonyak-su kullanarak gelişmiş absorpsiyonlu güç üretim (APG) çevrimlerini araştırmayı amaçlayan bu çalışma, en çok çalışılan APG döngülerinden biri olan Kalina KCS-11'e dayanarak bir çift etkili, bir yarı etkili ve bir ejektör-birleşik APG çevrimi üzerinde çalışmıştır. Bu ileri döngülerin performansı sayısal olarak analiz edilip ve güç çıkışı, enerji ve ekserji verimliliği açısından KCS-11 ile karşılaştırılmıştır [50]. Zheng D. vd.'nin yaptıkları çalışmada bir absorpsiyon soğutma ve güç kombine döngüsü önerilmektedir ve döngünün termodinamik bir analizi log p – T, log p-h ve T-s diyagramları kullanılarak gerçekleştirilir. İki performans kriterine, genel termal verime ve ekserji verimliliğine dayanarak, çevrim bir simülasyon aracılığıyla analiz edilmiştir. Döngünün genel ısı verimi % 24,2 ve ekserji verimi % 37,3'tür [51]. Parikhani T. vd.'nin 2018'de yaptıkları bu çalışmada soğutma ve güç çıkışları üretmek için yeni bir birleşik soğutma ve güç (ÇKP) sisteminin enerji, ekserji ve ekonomik analizi, düşük sıcaklıkta ısı kaynağı olarak jeotermal enerji kullanılarak, absorpsiyonlu güç çevrimine (APC) dayanılarak sunulmuştur. Önerilen sistemin, 2333 kW ısıyı jeotermal kaynaktan temin eden sırasıyla soğutma kapasitesi ve 221,4 kW ve 161,2 kW net çıkış gücü

üretebileceği bulunmuştur. Bu durumda, genel ısıl verim, ekserji verimi ve sistemin toplam ürün maliyeti sırasıyla % 16,4, % 28,95 ve 93,87 \$/GJ olarak hesaplanmıştır [52]. Guo X. vd.'nin 2019'da yaptıkları çalışmada yüksek sıcaklıkta PEM yakıt hücresi, ara ısıtıcı ve absorpsiyonlu güç çevriminden oluşan entegre bir sistemin yeni bir genel modeli, absorpsiyonlu güç çevriminin bir emme ısı pompası olarak işlev görebileceği atık ısı geri kazanımı için önerilmiştir [53].

2.2. HİDROJEN ÜRETİM SİSTEMLERİ

2.2.1. Proton Elektrolit Membran Elektrolizi (PEM)

Rashid M.M. vd.'nin 2015'de yaptıkları çalışmada termodinamik, enerji gereksinimi ve elektroliz işlemlerinin verimliliği incelenmiştir. Alkaline su elektrolizi, proton elektrolit membran elektrolizi (PEM) ve yüksek sıcaklık elektrolizi incelenerek karşılaştırılmıştır [54]. Grigoriev S.A. vd. 2006 yılında hidrojenin üretimi için PEM elektrolizini kullanmışlardır. Verilen literatür verilerinin ve yazarların elde ettiği deneysel sonuçların analizi, en yakın gelecekte PEM elektrolizörlerinin belirgin bir şekilde gelişmesinin beklendiği ve maliyetlerinin alkaline elektrolizör maliyetine yaklaştığı sonucuna varılmasını sağlar [55]. Barbir F. tarafından yapılan çalışmada PEM elektrolizinin kullanımıyla ilgili entegre sistemler, elektrolizörün boyutlandırılması, çıkış basıncı, oksijen üretimi, su tüketimi ve verimlilik gibi konular ele alınmıştır [56]. De Bruijn F.A. vd.'nin 2002'deki çalışmalarında CO₂'nin PEM yakıt hücrelerinin performansı üzerindeki etkisi, yakıt hücresi deneyleri ve döngüsel voltametri ile incelenmiştir [57].

Ahmadi P. vd.'nin 2013 de yaptığı çalışmada enerji ve ekserji analizleri, güneş enerjili bir proton değişim membran (PEM) elektrolizörü ile birleştirilmiş okyanus termal enerji dönüşüm (OTEC) sistemi aracılığıyla hidrojen üretimi rapor edilmiştir. Entegre OTEC sisteminin enerji ve ekserji verimleri sırasıyla % 3,6 ve % 22,7'dir ve PEM elektrolizörünün ekserji verimi % 56,5 iken, ürettiği hidrojen miktarı 1,2 kg/s'dir [58]. Marshall A. vd.'nin yaptığı çalışmada PEM su elektroliz hücrelerinin performansını daha da arttırmak için elektrokatalitik malzemeleri geliştirmeye çalışmışlardır. Genel

olarak, elektrolit membran olarak Nafion 115 kullanıldığında 80°C'de elde edilen en iyi hücre voltajı, 1.567 V'dir [59].

Ni M. vd.'nin yaptığı çalışmada, bir PEM elektroliz tesisi tarafından hidrojen üretiminin termodinamik-ayrıntılı elektrokimyasal özelliklerini incelemek için enerji ve ekserji analizleri yapılmıştır. PEM hücresindeki geri dönüşümsüz kayıplara bağlı ısı üretimi araştırılmış ve PEM hücresinin termik enerji talebi ile karşılaştırılmıştır. Bir PEM elektrolizörünün normal olarak egzotermik şekilde çalıştığı ve aşırı kapasiteler nedeniyle oluşan ısı üretiminin termal enerji talebini aştığı bulunmuştur [60]. Linkous C.A. vd.'nin 1998'de yaptıkları bu çalışmada termohidrolik stabilizeyi değerlendiren önceki çalışmalara dayanarak, birkaç polimer grubundan, uygun örnekler seçilip, her bir örnek, sülfonasyon yoluyla iyonomerlere dönüştürüldü ve daha sonra değerlendirme için membranlara dönüştürüldü. Özellikle, sülfonatlanmış polietereterketon, bir termik iletkenimetre analiz ve bir elektroliz hücresinde test edilen performans ile incelenmiştir. Ticari perflorokarbon sülfonatlarla karşılaştırılabilir sonuçlar elde edilmiştir [61].

Kazim A.'nin hazırladığı makale, değişken çalışma sıcaklıklarında, basınçlarda, hücre voltajlarında ve hava stokiometrisinde 10 kW'lık bir PEM yakıt hücresinin kapsamlı bir ekserji analizini sunmaktadır [62]. Grigoriev S.A. vd.'nin yaptığı çalışmaya göre gaz saflığı hem anodik hem de katodik devrelerden etkilenir ve bu da patlayıcı gaz karışımlarının oluşumuna yol açabilir. Bu riskleri önlemek için, bu makalede bildirilen iki farklı çözüm araştırılmıştır: ilk olarak, çapraz geçirgenlik olaylarını azaltmak için katı polimer elektrolitin kimyasal modifikasyonu; ikincisi, hidrojen seviyesini güvenlik gereklilikleri ile uyumlu değerlerde tutmak için katalitik H₂/O₂ rekombinatörlerinin kullanılmasıdır. Elektroliz hücresi içinde gaz rekombinerleri kullanılarak, 30 barlık bir çalışma basıncında hidrojen içeriğini % 2'nin altında tutmak, katı elektrolit olarak Nafion-117 ile yapmak mümkün olmuştur [63].

2.2.2. Alkaline Elektrolizi

Santos D.M. vd.'nin 2013'de yaptıkları çalışmada alkaline su elektrolizinin elektrokimyasal temelleri açıklanmış ve ana işlem kısıtlamaları (örneğin, elektrik,

reaksiyon ve taşıma) analiz edilmiştir. Sonuç olarak, alkaline su elektrolizinin yaygın olarak kullanılmasını hala engelleyen dayanıklılık ve güvenlik sorunlarının üstesinden gelmek için daha fazla araştırma yapılması gerektiği bulunmuştur [64]. Nikolic V.M. vd.'nin 2010 yılında yaptıkları çalışma, iyonik ve kompleks formda yerinde harekete geçirici bileşikler ekleyerek hidrojenin alkaline elektrolitik üretimini daha verimli hale getirme çabasını sunmaktadır. Elektrolitik işlem sırasında doğrudan elektrolite ilave edilen kobalt ve tungsten bazlı iyonik aktivatörler, aktive edilmemiş sisteme kıyasla yaklaşık % 15 oranında üretilen hidrojen kütlesinin birim başına düşen enerji gereksinimini azaltır [65].

Gandía, L. M. vd.'nin yaptığı çalışmada rüzgâr enerjisi sistemlerinin tipik dinamik koşulları altında çalışan 5 kW'lık bir ticari alkaline su elektrolizörü ile gerçekleştirilen çeşitli deneylerden elde edilen sonuçlar sunulmuştur [66]. Leng Y. vd.'nin 2012 yılında yaptığı çalışmada katı hal membran hücrelerinde yüksek performanslı, dayanıklı alkaline membran su elektrolizini rapor etmişlerdir. 50°C'de, anot katalizörü olarak iridyum oksit ve katot katalizörü olarak platin siyahı kullanan bir alkaline membran elektroliz hücresi, 1,80 V'da 399 mA/cm'lik bir akım yoğunluğu sergilemiştir. Katı hal membran hücresindeki su elektrolizinin bu ilk sonuçları düşük maliyetli hidrojen üretimi için umut verici olmuştur [67]. Marini S. vd.'nin yaptıkları çalışma, PEM elektrolizörlerinin performanslarına rakip performans gösteren ileri bir alkaline elektrolizörün platin grubu metal olmadan ve yüksek stabilite ve dayanıklılık katalizörleri ile yapılabileceğini gösteren orijinal verilerimizi sunmuştur [68]. Chen L. vd.'nin 2016'da yaptığı çalışma nikel hidroksit kullanarak alkaline su elektrolizinde hidrojen ve oksijen oluşumunun ayrılması amaçlanmıştır. Bu da yenilenebilir enerjiden hidrojene dönüşümünü kolaylaştırmak için potansiyel bir çözüm getirmiştir [69].

Pletcher D. ve Li X.'in 2011'de yaptıkları bu derleme daha ekonomik ve daha verimli su elektroliz teknolojisi için sıfır aralıklı alkaline su elektrolizörlerinin potansiyel avantajları vurgulanmıştır. Kimyasal stabilite iyileştirilirken, mekanik stabilite ve yüksek iletkenlik gereksinimlerini karşılamak için gereken yapısal değişiklikler hala birbirine zıt görünmektedir [70]. Ganley J.C.'nin hazırladığı bu yazıda yüksek sıcaklıklarda (400°C'ye kadar) ve çeşitli basınçlarda yüksek konsantrasyonlu potasyum

hidroksit çözeltilerinin doğru akım elektrolizini içeren deneysel çalışmalar açıklanmıştır. En iyi hücre performansı, 400°C sıcaklıkta kobalt kaplı bir nikel anot ve 8.7 MPa'lık bir buhar kısmi basıncı kullanılarak elde edilmiştir [71]. Hall D.E tarafından 1981 yılında hazırlanan bu makalede alkaline membran su ayrıştırma elektrolizi için elektrotlar incelenmiştir ve elektrotların 80°C'de elektrokimyasal çalışma özellikleri belirlenmiştir. Nikel tozlarından, nikel taneciklerinden ve nikel-demir alaşımlı tozdan yapılan kaplamalar ile karşılaştırılabilir oksijen oluşum verimleri elde edilmiştir [72]. Herdem M.S. vd.'nin 2014 yılında hazırladığı bu makalede kömür gazlaştırma ve alkaline su elektrolizör kavramlarını hidrojen üretmek için birleştiren temiz bir enerji sisteminin performansı, termodinamik modelleme ve simülasyonlarla değerlendirilmiştir. Sonuç olarak, bu sistemin toplam enerji ve ekserji verimliliklerinin sırasıyla yaklaşık olarak % 58 ve % 55 hesaplanmıştır. Bu sisteme beslenen kömürün verdiği hidrojenin ağırlık oranı ~0.126'dır ve sistem kömürden hidrojen üretmesine rağmen, sistemden yayılan sera gazları oldukça düşüktür [73].

2.2.3. Yüksek Sıcaklıklı Buhar Elektrolizi

Shin Y. vd.'nin 2007 yılında yaptıkları çalışmada amaçladıkları, CO₂ içermeyen alternatif teknolojiler kullanarak hidrojen üretmek olmuştur. Araştırma olarak çok yüksek sıcaklıkta, gazla soğutulan bir reaktör tasarlayarak yüksek sıcaklıklı elektroliz teknolojisi ve sülfür-iyot döngüsü kullanılmıştır. Bu teknolojiyi ve elektrokimyasal termodinamik özellikler kullanılarak 600-1000°C aralığında çalışma sıcaklığının bir fonksiyonu olarak genel termal verim maksimum % 48 olarak hesaplanmıştır [74]. Hino R. vd.'nin 2004 yılında yaptıkları çalışmaya göre ise hidrojen üretim proseslerinin geliştirilmesi için yüksek sıcaklıklı buhar elektrolizinin deneyleri, seri halde bağlanmış 12 katı-oksit hücresi içeren elektroliz tüpü ile gerçekleştirilmiştir. Bu elektroliz tüpü kullanılarak 950°C'lik bir elektroliz sıcaklığında maksimum 44 Ncm³/cm²s'lik yoğunlukta hidrojen üretebilmiştir. Daha sonra, hidrojen üretim performansını arttırmak için, pratik büyüklükte (80 mm x 80 mm elektroliz alanı) kendinden destekli düzlemsel bir elektroliz hücresi üretilip, 850°C'de yapılan ön elektroliz deneyinde bu hücre maksimum 38 Ncm³/cm²s'lik yoğunlukta hidrojen üretebilmiştir. Bunun enerji verimliliği 950°C'de elektroliz tüpüyle elde edilenden daha yüksek olmuştur [75].

Donitz W. vd. 1988'de katı-oksit hücrelerde 1,3 V'luk hücre voltajında ve 150°C'de buhar girişi olan ototermal elektroliz işlemi için tesisler tasarlayıp, hidrojen üretmiştir [76]. Maskalick N.J 1986'da buhar elektrolizinde 800-1050°C'de katı-oksit elektrokimyasal hücrelerde yakıt olarak Yttria-stabilize zirkonya kullanıp, buhardaki hidrojen içeriği yaklaşık % 90'ı (650 mA cm⁻²; 1000 °C) aştığında sınırlayıcı bir akıma yaklaşmıştır. Mevcut verimler % 100'e yaklaşırken, 300 mA cm⁻²'de 1,23 V'lik performans seviyeleri elde edilmiştir [77]. O'Brien J.E vd. 2005'de 800-900°C aralığında buhar elektrolizi ile çalışan katı-oksit hücrelerinin hidrojen üretimindeki performansını değerlendirmişlerdir. Elektroliz hücreleri, scandia-stabilize zirkonya elektrolitleri(~140 µm kalınlığında), nikel-sermet buhar/hidrojen elektrotları ile elektrolit desteklidir. Yapılan deneyler, yaklaşık 100 saatlik bir süre boyunca saatte 50 normal litreden fazla bir hidrojen üretim hızını göstermiştir [78].

Doenitz W. vd.'nin hazırladıkları makalede geleneksel su elektrolizlerinin toplam verimliliği birincil ısıya göre % 25-28 ile sınırlı olduğu için iyileştirme olarak yüksek sıcaklıklı buhar elektrolizini incelemişlerdir. Elektroliz hücrelerinin yapımı ve birbirine bağlanması için bileşenlerde önemli gelişmeler elde etmişlerdir. Bununla beraber bu hücrelerden % 40-50'lik termal verimle hidrojen üretmişlerdir [79].

Posdziech O. vd.'nin 2019 yılında yaptıkları bu çalışmada Sunfire tersinir katı-oksit hücre teknolojisini açıklamıştır. Hidrojene dayalı bir güçten elektrik enerjisi depolaması, bir demir-çelik tesisine monte edilmiş bir tersinir katı-oksit hücre ünitesi ve basınçlı katı-oksit elektroliz cihazı prototipi bir metanasyon ünitesi ile entegre edilmiş üç farklı uygulama örneği ele alınmıştır [80]. Mohammadi A. vd. ise yüksek sıcaklıkta elektroliz işlemi yoluyla hidrojen üretmek için güneş enerjisi ve elektrolizöre hem termal hem de elektrik enerjisi sağlamak için parabolik kolektörü kullanmıştır. Sistemin performansı için enerji, ekserji ve ekonomik analizler yapılmıştır. Sonuç olarak sistem tasarım şartlarında 0,003 kg/sn hidrojen üretebilmiştir. En yüksek ekserji verimliliği % 26,81, en düşük hidrojen maliyetinin ise 4,43 \$/kg olduğu hesaplanmıştır [81]. Buttler A. Vd. tarafından yapılan bu çalışmada yüksek sıcaklıklı elektroliz kullanımının verimliliğe olan etkisi detaylı bir 1-D elektrokimyasal modelinde incelenmiştir. Sonuçta bu entegrasyonun düşük kapasiteli olması sebebiyle elektriği güce dönüştüren uygulamalar için uygun olmadığı

belirlenmiştir [82]. Balta M.T. vd.'nin 2016'da yaptıkları bu çalışmada güneş enerjisiyle çalışan bütünleşmiş yüksek sıcaklıklı buhar elektrolizi kullanılarak hidrojen üretimi için termodinamik performans değerlendirmesi ayrıntılı olarak ele alınmıştır. Bu bütünleşmiş sistem enerji üretimi için gerekli ısıyı güneş enerjisinden sağlar. Analiz sonuçlarına göre, sistemin toplam enerji veriminin %24.79 olduğu tespit edilmiştir. Hidrojen üretimi işleminin 230 °C'de 1.98 kW elektrik tükettiği ve 0.057 kg/s hidrojen ürettiği hesaplanmıştır [83].

2.2.4. Termokimyasal Su Ayrıştırma Sistemleri

Onuki K. vd.'nin 2009 yılında hazırladığı makalede büyük ölçekli bir hidrojen üretim yöntemi olan iyot ve kükürt kullanılarak termokimyasal su ayrıştırma döngüsü üzerindeki araştırma ve geliştirme çalışmaları gözden geçirilmiştir [84]. Dan H. tarafından hazırlanan çalışmanın amacı hidrojen üretimi için kükürt-iyot termokimyasal döngüsünü incelemektir. Bu döngüde üç reaksiyon vardı: Bunsen reaksiyonu, sülfürik asit ayrışması ve hidriodik asit ayrışması. Sülfürik asit ayrışması bu üç reaksiyonda en fazla ısı gerektirendir. Bu döngünün termal verimliliği çoğunlukla bu bölümü etkiler. Aspen Technologies'in HYSYS simülatörü, sülfürik asit ayrışması için kullanılmıştır. HYSYS analizleri ve bu verilerin istatistiğine dayanarak, % 75.11'lik en yüksek ısı verime sahip sülfürik asit ayrışması için en uygun sıcaklık 650°C olarak bulunmuştur [85].

Huang C. ve Ali T. tarafından hazırlanan çalışmada yüksek sıcaklıkta Aspen Technologies'in HYSYS kimyasal proses simülatörü (CPS), tüm kütle ve ısı dengelerini içeren sülfürik asit (H_2SO_4) ayrışmasını geliştirmek için kullanılmıştır. HYSYS analizlerine dayanarak geliştirilen bu yeni sülfürik asit ayrıştırma işlemleri, önceki işlemlerden daha basit aynı zamanda daha kararludur ve sülfürik asit ayrışması, kükürt dioksit ve oksijen oluşumu için daha yüksek dönüşüm verimliliği sağlar [86].

Patel A.G. vd.'nin 2005 yılında hazırladığı çalışmada S-I döngüsünün hidrojen üretimi için uygulanabilirliği incelenmiştir. Hidrojen üretim tesisinin yan ürünleri olarak elektrik ve sıcak su üretebilen atık ısı kullanım şeması önerilmiştir. S-I işlemi atık ısı kullanımını ile birlikte hidrojen üretimi için kullanılıyorsa, 600 MW'lık Yüksek Sıcaklık

Reaktörü (HTR) için tipik bir vaka çalışması sunulmuştur. 600 MWth HTR'den yaklaşık 80000 m³/saat hidrojen, 18 MW elektrik ve günde 9000 m³ tuzlu su üretilebileceği hesaplanmıştır [87]. Gilardi T. vd. tarafından hazırlanan bu yazıda fiyatı standart malzeme (çelik) ve S-I döngüsü'nün çeşitli kimyasal reaksiyonlarının içerdiği güçlü korozyona destek olmak için seçilen en uygun malzeme ile karşılaştırarak bu önemli bileşenlerin nihai maliyet tahmini üzerindeki güçlü etkisinin sunulması amaçlanmıştır. Sonuçlar, malzeme seçiminin en doğru şekilde yapılması gerektiğini ve bu tesis yatırımının küresel ekonomisinde kilit bir faktör olacağı gerçeğini göstermiştir [88].

Jeong Y.H. vd.'nin 2005 yılında yaptığı çalışmada, hibrit çevriminin enerji verimliliğini optimize etmenin yolları, elektrot potansiyeli için mevcut deneysel verilere dayanarak, elektrolizör asit konsantrasyonunu, dekompresyon asit konsantrasyonunu, dekompresörün basıncını, sıcaklığını ve iç ısı geri kazanımını değiştirerek araştırılmıştır. Döngü verimliliğini etkileyebilecek ana faktörler elektrot aşırı yüklenmesini azaltmak, yüksek sıcaklıkta ve yüksek asit konsantrasyonunda çalışmayı barındırabilecek yapısal malzemelere sahip olmasıdır [89]. Dinçer İ. ve Balta M.T. tarafından 2011 yılında hazırlanan bu makale hidrojen üretimi için düşük sıcaklıktaki termokimyasal ve hibrit döngülerin termodinamik performanslarını enerji ve ekserji verimliliği ile inceleyip, bunları nükleer proses/atık ısı ve az miktarda elektrik kullanan hidrojen üretimi için sürdürülebilir bir seçenek olarak görmüşlerdir. Özellikle bakır-klor çevrimi, nükleer bazlı hidrojen üretimi için oldukça ümit verici bir döngü olarak görülmüştür [90].

Summers W.A. vd.'nin hazırladığı bu yazıda, hibrit sülfür termokimyasal işlemin arka planını, mevcut durumunu, son gelişme sonuçlarını ve gelecekteki potansiyelini tartışmışlardır. Hibrit sülfür işlemi, gelişmiş bir nükleer reaktörle birleştirildiğinde yüksek ısıl verim ve düşük hidrojen üretim maliyetlerine ulaşabilen uygulanabilir bir termokimyasal döngüdür. Hibrit sülfür çevrim ekipmanının toplam kurulu sermaye maliyeti, elektroliz sistemi için 260 milyon \$ donanım maliyeti de dahil olmak üzere 516 milyon dolar olarak hesaplanmıştır [91].

Khalid F. vd.'nin 2018 yılında çalıştığı bu makalede, hidrojen üretimi için üç aşamalı yüksek sıcaklıklı Cu-Cl termokimyasal döngüsü incelenmiştir. Önerilen döngünün performansı, enerji ve ekserji yaklaşımlarıyla incelenmiştir. Sonuçlar, incelenen çevrimin ekserji ve enerji verimliliğinin sırasıyla % 68,3 ve % 32,0 olduğunu göstermektedir. Ek olarak, ekserji analiz sonuçları, hidrojen üretim adımının 150,9 kJ/mol değerinde bir maksimum spesifik ekserji tahribatına sahip olduğunu ortaya koymuştur [92]. Khalid F. vd.'nin çalıştığı başka bir makalede atık olarak bakır kullanılarak hidrojen ve bakırın birlikte üretilmesi için yeni bir hibrit Cu-Cl termokimyasal döngüsü geliştirilip, değerlendirilmiştir. Yüksek sıcaklıkta elektrolitik adım oluşturmak için deney yapılmıştır. Bu adımın sıcaklığı, aynı zamanda çevrime elektrik sağlayan elektrik santralinin enerji ve ekserji verimlilikleri incelenmiştir ve değerleri sırasıyla % 31,8 ve % 69,7'dir. Elektrolitik adımda maksimum spesifik ekserji tahribatı meydana gelir. Sonuçlar, önerilen döngünün benzer dört-basamaklı Cu-Cl çevrimlerine kıyasla enerji ve ekserji verimleri bakımından daha iyi performans gösterdiğini göstermiştir. Önerilen çevrimi kullanarak, bakır atığının daha avantajlı bir şekilde yönetilmesi için yeni bir yol açılabilir ve bu durum çevre koruma ve kaynakların iyileştirilmesi yoluyla ilgili süreçlerin sürdürülebilirliğini potansiyel olarak artırır [93].

Özbilen A. vd.'nin 2016 yılında hazırladıkları çalışmada hidrojen üretimi için geliştirilen dört aşamalı bir Cu-Cl döngüsünün termodinamik, ekonomik ve çevresel etki değerlendirmeleri; ekserji, maliyet, çevresel analizler ve yaşam döngüsü değerlendirmesi kullanılarak gerçekleştirilir. Temel koşullar altında değerlendirilen sistem için, toplam maliyet ve çevresel etki oranı sırasıyla 165 \$/sn ve 37,6 Pt/sn olarak belirlenmiştir [94]. Dokiya M. ve Kotera Y. tarafından 1976 yılında yapılan çalışmada bir hibrit termokimyasal-elektroliz su ayrıştırma döngüsü önerilmiş ve ön deneysel sonuçlar sunulmuştur. Döngünün elektrolitik basamağı, hidroklorik asidin katodik indirgenmesinden ve Cu^+ ile Cu^{2+} 'nin anodik oksidasyonundan oluşur. Döngü, Cu_2 'nin $600^\circ C$ 'nin üzerindeki bir sıcaklıkta buhar ile reaksiyona girmesiyle, O_2 , $CuCl$ ve HCl 'in üretilmesi ile kapatılır [95]. Wu W. vd.'nin 2017 yılında yaptıkları çalışmada suyu hidrojene ve oksijene ara Cu-Cl bileşikleriyle ayırmak için, $CuCl/HCl$ veya $Cu-Cl$ ve Brayton döngüsünün elektrolizini kullanan 5 aşamalı, 4 aşamalı ve 3 aşamalı

termokimyasal çevrimler için yeni sistem konfigürasyonları Aspen Plus ortamında ele alınmıştır [96].

Özcan H. ve Dinçer İ. tarafından 2014 yılında yapılan çalışmada, döngünün reaktörlerinin sıcaklık, basınç ve ürün oranlarının gerekliliklerini araştırmak için düşük sıcaklıktaki Mg-Cl hibrit termokimyasal döngüsünün hidroliz ve klorlama kimyasal işlemlerinde tepkenlerin verimleri incelenmiştir. Aspen Plus yazılımı kullanılarak hem hidroliz hem de klorlama işlemlerinin simülasyonu gerçekleştirilmiştir. Mevcut simülasyonlardan elde edilen sonuçlar dikkate alınarak bir Mg-Cl döngüsü geliştirilmiştir. Mg-Cl döngüsünün enerji ve ekserji verimleri sırasıyla % 37,4 ve % 71,0 olarak bulunmuştur, bu da Mg-Cl döngüsünü diğer düşük ve orta sıcaklıktaki termokimyasal su ayırma döngüleri ile rekabetçi olduğunu göstermiştir [97].

Özcan H. tarafından hazırlanan bu çalışma, Mg-Cl hibrit termokimyasal çevrimin uygulanabilirliğini araştırmayı ve daha düşük maliyetli, enerji etkin bir döngü geliştirmeyi amaçlamıştır. Bu çalışmanın beş temel unsuru vardır: (i) hem ideal referans durumu hem de gerçekçi çalışma koşulları dikkate alınarak Mg-Cl döngüsünün modellenmesi ve simülasyonu; (ii) potansiyel döngü iyileştirme seçeneklerini belirlemek için ara reaksiyon basamaklarındaki deneysel ve teorik çalışmaların literatür taraması yoluyla Mg-Cl döngüsünün yeni konfigürasyon gelişmeleri; (iii) Mg-Cl döngüsünün önerilen konfigürasyonlarını doğrulamak için deneysel araştırmalar; (iv) kapsamlı termodinamik ve termoekonomik değerlendirmeler ve Mg-Cl döngüsünün optimizasyonu; (v) sürdürülebilir enerji sistemleri ve hidrojen depolama seçenekleriyle çevrim entegrasyonu [98].

Özcan H. ve Dinçer İ. tarafından yapılan çalışmada, Mg-Cl döngüsünde çalışan güneş enerjili bir hidrojen üretim tesisinin analiz ve performans değerlendirmesi, enerji ve ekserji yöntemleriyle yapılmıştır. Genel sistemin enerji ve ekserji verimleri, bir güneş enerjisi girişi dikkate alınarak sırasıyla %18,8 ve %19,9 olarak hesaplanmıştır. Bu verimlilikler, erimiş tuz tarafından emilen ısı, sisteme ana enerji girişi olarak kabul edildiğinde ve kullanıldığında % 26,9 ve % 40,7'ye yükseltilir. En yüksek ekserji

tahribat oranı, entegre sistemin toplam ekserji tahribatının % 79'unu oluşturan güneş alanında meydana gelmiştir [99].

Özcan H. ve Dinçer İ. tarafından 2016 yılında hazırlanan çalışmada magnezyum-klor döngüsünün ümit verici bir termo-elektrokimyasal (hibrit) hidrojen üretim sistemlerinden biri olduğu ileri sürülmüştür. Bununla birlikte bu çalışma elektroliz adımının elektriksel enerji ihtiyacını azaltmak ve aynı zamanda sulu elektroliz adımının yerini alarak sudaki oksijen oluşumu ve klor çözünürlüğü gibi sorunların üstesinden gelmek için Mg-Cl döngüsünün optimum bir yapılandırmasını geliştirmeyi amaçlamıştır. Üç aşamalı döngünün iki yapılandırması, etkinlikleri ve enerji gereksinimleri açısından karşılaştırmalı olarak değerlendirilmiştir. Daha sonra ilave bir ayrıştırma aşaması ile kuru HCl üretimi için yeni bir dördüncü adım eklenir. Dört kademeli Mg-Cl döngüsünün hesaplanan enerji ve ekserji verimleri sırasıyla % 43,7 ve % 52'dir, bu da maksimum 723 K sıcaklıkta su elektrolizinden daha düşük bir elektrik iş tüketimi ile sonuçlanır [100].

Özcan H. ve Dinçer İ. tarafından yapılan çalışmada, HCl'yi hidroliz reaksiyonundan kuru formda yakalamak ve çevrim performansını arttırmak için konvansiyonel üç aşamalı döngüye alternatif olarak yeni bir dört aşamalı Mg-Cl döngüsü eklenmiştir. Başarılı bir kuru HCl yakalama işlemi bu çevrimi, elektrik tüketimi açısından su elektrolizinden % 13 daha verimli ve mevcut üç aşamalı konfigürasyondan termodinamik olarak daha verimli kılar [101].

2.3. ATIK ISI GERİ DÖNÜŞÜMÜ

Miró, L. vd.'nin 2015 yılında yaptıkları çalışmada, 33 ülkeden ve 6 farklı bölgeden gelen endüstriyel atık ısı verileri araştırılmıştır. Bu endüstriyel atık ısının endüstriyel işlemler, diğer işlemler veya faaliyetler için bir kaynak olarak geri kazanılması ve yeniden kullanılması için, bir bölgede bulunan endüstriyel atık ısı potansiyelinin güvenilir verilerinin bulunması kilit bir nokta olmuştur. Fakat çalışmaların çoğunda endüstriyel atık ısı miktarını hesaba katan metodolojinin açıklanmadığı dikkate alınmıştır. Verilerin referans yılı, analizin sınırları, dikkate alınan atık ısının türü vb. gibi faktörler, endüstriyel atık ısı miktarının raporunu etkiler. Sonuçlar, yazarların öne

sürdüğü varsayımlara ve metodolojiye göre, ülkelerin çoğunun güvenilir endüstriyel atık ısı verilerine sahip olduğu bulunmuştur [102].

Brueckner S. vd.'nin yaptıkları çalışmaya göre, bir bölgedeki sanayi üretiminin aşırı ısısını tahmin etmek için farklı yöntemler sınıflandırılmış ve karşılaştırılmıştır. Sonuç olarak, mevcut verilerin kullanılan tahmin yönteminin seçiminde itici güç olduğu görülebilir. Genel faktörler için, ortaya çıkan atık ısı potansiyeli bir bölgenin sanayi sektörünün enerji talebini % 5-30 arasında değiştirdiği görülmüştür [103]. Peris B. vd.'nin 2015 yılında yaptıkları bu çalışma, düşük dereceli atık ısı geri kazanımı için bir seramik endüstrisinde bir ORC'nin (organik Rankine döngüsü) deneysel bir uygulamasıyla ilgilidir. Bu çalışmanın amacı, belirlenen bir ORC modeline göre endüstriyel koşullarda çalışarak performansının incelenmesi ve karlılık hesabının yapılması olmuştur. Tipik bir işletme yılı boyunca sistemin net elektrik üretimini öngörmeyi ve projenin enerji ve çevresel faydalarını ölçmeyi sağlayan bir sistem modeli geliştirilmiştir [104]. Simeoni P. vd.'nin 2019 yılında yaptıkları bu çalışmada, bir çelik döküm tesisinden elde edilen ısı geri kazanımı için vaka incelemesi yapıp, mevcut atık ısıdan tam olarak yararlanmak için çok amaçlı bir optimizasyon modeli tasarlanmıştır [105].

Stijepovic M. Z. ve Linke P. tarafından yapılan çalışmanın amacı, atık ısı geri kazanım potansiyellerini hedef almak ve endüstriyel bölgelerdeki tesisler arasında en uygun yeniden kullanım seçeneklerini tasarlamak için sistematik bir yaklaşım sunmak olmuştur [106]. Tsoka C. vd.'nin 2004 yılında yaptıkları çalışma, ekonomik olarak düşük kirlilik seviyelerine ulaşmada önemli olduğu düşünülen araçları ve teknolojileri rapor etmiştir. Çalışma bir dizi yerleşik ve gelişmekte olan teknolojiye öncelik vermiştir. Bunlar arasında yüksek oranda seçici katalizörler, yakıt hücreleri, işlem yoğunlaştırma, süperkritik ayırma ve reaksiyon, güneş hücreleri, yenilenebilir kaynaklardan dökme kimyasallar, yeni kimyasallar, geri dönüşüm için tasarım ve daha küçük ölçeklerde ekonomik olan işlemler bulunur [107].

Huang F. vd.'nin 2017 yılında yaptıkları çalışmada, ısı geri kazanımı potansiyellerinin mevcut durumunu ve endüstrilerde kullanılan olası teknolojileri göstermek için atık ısı geri kazanımı gözden geçirilmiştir. Asya ülkelerinde ve özellikle Çin'deki endüstriyel

atık ısı geri kazanımının tipik uygulamalarının araştırılması, bu mühendisliğin uygulamadaki performansını göstermek için genel olarak incelenmiştir [108]. Brückner S. vd.'nin 2015 yılında yaptıkları bu çalışmada, endüstriyel atık ısının ısıtma ve soğutma uygulamaları için potansiyeli araştırılmıştır. Bu nedenle, ısı dönüşüm teknolojileri tanıtılmakta ve teknik-ekonomik potansiyelleri tartışılmaktadır. Günümüzdeki teknoloji maliyeti için, absorpsiyonlu soğutma gruplarının yılda en az 2500 saat çalıştırıldığında, üç tüketici türünden ikisi için karlı olduğu bulunmuştur. Elektrikli ısı pompaları, yılda 4000 çalışma saatini aştığında tüm tüketici tipleri için karlı iken, emme ısı pompaları, tüm tüketici türleri için karlı olmak üzere yılda 3000 saat çalışmaya başlar [109].

Van de Bor D. M. vd.'nin 2015 yılında yaptıkları çalışmada, ısı pompaları gibi düşük sıcaklıkta atık ısının yükseltilmesi veya organik Rankine, Kalina ve üçlü çevrim motorları kullanılarak bu atık ısının dönüştürülmesi için çeşitli alternatif teknolojilerin potansiyeli, termodinamik modellerden yararlanılarak enerji ve ekonomik performans açısından incelenmiştir. Çalışma 45-60 °C sıcaklık seviyelerine odaklanmıştır, çünkü bu sıcaklık aralığında çevreye çok fazla atık olur. Isı pompaları, bu düşük sıcaklık aralığında eşit atık ısı girişindeki güç çevrimlerinden 2,5-11 kat daha fazla enerji değeri sağlar [110]. Jouhara H. vd.'nin 2018'de yaptıkları çalışmada, demir-çelik, gıda ve seramik endüstrilerinde enerji optimizasyonu için ısı geri kazanım fırsatları göz önüne alınarak, mevcut uygulama ve prosedürlerin gözden geçirilmesi değerlendirilir. Yeni çıkan teknolojilerin doğrudan ısıya, termoelektrik, piezoelektrik, termiyonik ve termofotovoltaik (TPV) güç üretim teknikleri gibi güç dönüşümüne yönelik kullanımları araştırılıp incelenmiştir [6].

Yapılan literatür taramasına ek olarak bu çalışma Türkiye'de endüstriyel atık ısı kaynaklı güç üretim sistemlerine, farklı sıcaklık aralıklarına bağlı olarak hidrojen üretim sistemlerinin entegre edilerek ve bu sistemlerin termodinamik/ekonomik olarak kıyaslanması yapılarak sonuçlar hakkında ön bilgi oluşturulmuştur. Endüstriyel atık ısının geri kazanımı sonucunda fosil kaynakların kullanımı yerine hidrojen gibi temiz kaynakların kullanımının maliyeti hesaplanmıştır. Atık ısıdan hidrojen üretim potansiyelinin Türkiye'nin yıllık enerji tüketimine katkısı belirlenmiştir.

BÖLÜM 3

GENEL DENKLEMLER VE ANALİZ

3.1. GENEL TERMODİNAMİK BAĞINTILAR

Çalışılan sistemler atık ısıdan faydalı enerji elde eden termal dönüşüm sistemleri oldukları için genel termodinamik bağıntılar ve bunlara karşılık gelen verim ifadeleri öncelikli olarak tanımlanmalıdır. Burada yıllık atık ısı yükü farklı sıcaklıklara ve farklı sektörlere göre ayrılmıştır. Çalışma sıcaklıklarına göre hangi ısıl atık kaynağının hangi güç ya da hidrojen sistemine adapte edileceği öngörülmüştür. Dinamik modelleme daha karmaşık olacağından atık ısının kararlı olduğu varsayımı ile hareket edilmiş ve yıllık atık ısı miktarı zamandan bağımsız olarak değerlendirilmiştir. Kararlı halde çalışan bir kontrol hacmi için termodinamiğin birinci kanunu göz önüne alındığında çalışılan sistemin enerji balansını tanımlamak mümkündür.

$$\dot{W}_{in} + \dot{Q}_{in} + \dot{E}_{in} = \dot{W}_{out} + \dot{Q}_{out} + \dot{E}_{out} \quad (3.1)$$

Burada \dot{W} , \dot{Q} , \dot{E} sırasıyla birim zamandaki iş, ısı transferi ve enerji miktarını ifade etmektedir. Enerji balansını girenler ve çıkanlar olarak gösterebiliriz. Bir sistemin birim kütle başına düşen enerjisine özgül enerji (e) denir ($\dot{E} = \dot{m} \cdot e$). Birim zamandaki enerji miktarını, kütleli debi (\dot{m}) ve özgül enerji ile çarparak elde edebiliriz.

$$e = u + ke + pe \quad (3.2)$$

Enerji, iç enerji (u), kinetik enerji (ke) ve potansiyel enerjinin (pe) toplamıyla elde edilir. İç enerji cismin moleküllerinin hareketi ve moleküler yapısı ile ilgili olan enerji türüdür. Kinetik enerji belli bir hız ve kütle ile hareket eden cisimde meydana gelir. Potansiyel enerji ise yerçekimi sebebiyle bir cismin yüksekliğine bağlı olarak sahip

olduğu enerjidir [98]. Güç ve hidrojen sistemlerinde kullanılan yaygın termodinamik bileşenlerin enerji balansları sonraki alt bölümde verilmiştir.

3.1.1. Türbin

Türbin bir akışkanın enerjisinin mekanik enerjiye çevirerek iş üretir. Türbindeki akışkan adyabatik olarak genişler. Türbin için kütle denklemi aşağıda verilmiştir.

$$\dot{m}_g = \dot{m}_ç = \dot{m}_t \quad (3.3)$$

Burada \dot{m}_g , birim zamanda sisteme giren kütleli debiyi; $\dot{m}_ç$, birim zamanda sistemden çıkan kütleli debiyi; \dot{m}_t , ise türbinden geçen akışkanın toplam kütleli debisini ifade eder. Kütle korunumu ilkesi gereği bu değerler birbirine eşittir. Enerjinin korunumu;

$$\dot{W}_{\text{türb}} = \dot{m}_t(h_ç - h_g) \quad (3.4)$$

Bu eşitlikte $\dot{W}_{\text{türb}}$, türbinin birim zamanda ürettiği gücü ifade etmektedir; h_g ve $h_ç$ sırasıyla türbine giren ve çıkan akışkanın entalpi değerlerini ifade eder. Bu değerler akışkanın türüne, sıcaklığına ve basıncına bağlı olarak değişir [111].

3.1.2. Kompresör

Kompresörler, mekanik bir enerji kaynağı kullanarak akışkanı sıkıştırıp basıncını arttırır. Bu makineler için kütle ve enerji denklemleri aşağıdaki gibidir.

$$\dot{m}_g = \dot{m}_ç = \dot{m}_k \quad (3.5)$$

Burada \dot{m}_k , kompresörden geçen akışkanın kütleli debisidir.

$$\dot{W}_{\text{komp}} = \dot{m}_k(h_ç - h_g) \quad (3.6)$$

Burada \dot{W}_{komp} , ifadesi türbinin aksine kompresörün birim zamanda tükettiği gücü ifade etmektedir.

3.1.3. Pompa

Akışkanı sıkıştırarak, akışkanın basıncını artıran makinelere pompa denir. Pompa için kütle ve enerji dengesi aşağıdaki gibidir:

$$\dot{m}_g = \dot{m}_ç = \dot{m}_p \quad (3.7)$$

\dot{m}_p , pompadan geçen kütleli debidir. Pompaya giren ve çıkan debilere eşittir.

$$\dot{W}_p = \dot{m}_p(h_ç - h_g) \quad (3.8)$$

Burada \dot{W}_p , pompanın birim zamanda tükettiği güç miktarıdır.

3.1.4. Isı Değiştiricisi

Isı değiştiricileri, farklı sıcaklıklardaki iki veya daha fazla akışkan arasındaki ısı değişiminin gerçekleştiği makinelerdir. Yoğuşturucular, ön ısıtıcılar ve ara ısıtıcılar bir çeşit ısı değiştiricisidir. Bu makineler için kütle ve enerji denge denklemleri aşağıda ifade edilmiştir.

$$\dot{m}_{g,s} = \dot{m}_{ç,g} = \dot{m}_{ID} \quad (3.9)$$

Burada $\dot{m}_{g,s}$, $\dot{m}_{ç,g}$ sırasıyla ısı değiştiricisine birim zamanda giren sıvının kütleli debisini ve ısı değiştiricisinden birim zamanda çıkan gazın kütleli debisini; \dot{m}_{ID} , ısı değiştiricisinden birim zamanda geçen kütleli debiyi ifade eder [98].

$$\dot{m}_{ID,s} \cdot (h_{ç,s} - h_{g,s}) = \dot{m}_{ID,g} \cdot (h_{ç,g} - h_{g,g}) \quad (3.10)$$

3.1.5. Reaktör

Reaktör, zincirleme çekirdek tepkimesinin başlatılıp sürekli ve denetimli bir biçimde sürdürüldüğü makinelerdir. Reaktör için kütle ve enerji denklemleri aşağıda ifade edilmiştir.

$$\dot{m}_g = \dot{m}_ç = \dot{m}_R \quad (3.11)$$

\dot{m}_R , reaktörden birim zamanda geçen kütleli debidir. Reaktöre giren ve çıkan debilere eşittir.

$$\dot{Q}_R = \dot{m}_R(h_ç - h_g) \quad (3.12)$$

Burada \dot{Q}_R , sisteme birim zamanda giren ısı miktarını ifade etmektedir, h_g ve $h_ç$ sırasıyla reaktöre giren ve çıkan akışkanın entalpi değerlerini ifade eder. Bu değerler akışkanın türüne, sıcaklığına ve basıncına bağlı olarak değişir.

3.1.6. Verim

Herhangi bir termal sistemin ısı verimi sistemden alınan faydalı ürünün sistemde kullanılan yakıtı oranı şeklinde tanımlanabilir.

$$\text{Isıl verim} = \frac{\text{alınan faydalı ürün}}{\text{kullanılan yakıt}} \quad \eta = \frac{W_{net}}{Q_{yakıt}} \quad (3.13)$$

Net iş (W_{net}) bir sisteme verilen ısı enerjisi ile sistemden atılan ısı enerjisi arasındaki fark olarak tanımlanabilir.

3.2. GÜÇ SİSTEMLERİ

Uygulamalarda çoğunlukla kullandığımız ısı makinaları, ısı pompaları ve soğutma makinaları, yüksek sıcaklıklı bir kaynak ile daha düşük sıcaklıktaki kaynak arasında

çevrim oluşturacak şekilde çalışırlar. Bir organik Rankine çevriminde sistemden üretilen net güç;

$$\dot{W}_{net} = \dot{m}_a [(h_{t,g} - h_{t,\zeta}) - (h_{p,g} - h_{p,\zeta})] \quad (3.12)$$

Isı transferi;

$$\dot{Q}_g = \dot{m}_{akışkan} (h_{çıkan} - h_{giren}) \quad (3.13)$$

Sistemin ısı verimi ise bu şekilde tanımlanabilir.

$$\eta = \frac{\dot{W}_t - \dot{W}_p}{\dot{Q}_g} = \frac{\dot{W}_{net}}{\dot{Q}_g} \quad (3.14)$$

Burada \dot{W}_p pompanın net işini ifade eder. Basit güç çevrimlerinde bu ısı verimleri yaklaşık olarak % 20 - % 40 arasında değişir.

3.3. HİDROJEN ÜRETİM SİSTEMLERİ

3.3.1. Elektrokimyasal Su Ayrıştırma

Su elektroliz işlemi, elektriğin su moleküllerini hidrojen ve oksijen ana bileşenlerine ayırıştırmak için kullanıldığı bir elektrokimyasal işlemdir. Bu sistemleri PEM, Alkaline ve Yüksek Sıcaklıklı Buhar Elektrolizörü olarak tanımlayabiliriz. Basit bir analiz ile genel kimyasal reaksiyon, standart koşullarda aşağıdaki gibi verilir [47]:



Bu reaksiyon denklemi, 1 mol suyun elektrolizinin, 1 mol hidrojen ve yarım mol oksijen oluşumu ile sonuçlandığını gösterir. Hidrojen üretimi için gerekli olan toplam teorik Gibbs enerjisi:

$$\Delta G = \Delta H + T\Delta S \quad (3.18)$$

Burada ΔG , Gibbs serbest enerjisindeki değişikliği ve elektrik enerjisini temsil ederken, $T\Delta S$ (Entropi ve mutlak sıcaklıktaki değişimin ürünü) termal enerjiyi temsil eder. Reaksiyonun Gibbs enerjisi değişimi:

$$\Delta G_{\text{reaksiyon}} = \Delta G_{\text{ürün,f}} - \Delta G_{\text{giren,f}} \quad (3.19)$$

$$\Delta G_{\text{H}_2,\text{f}} = 0 \quad (3.20)$$

$$\Delta G_{\text{O}_2,\text{f}} = 0 \quad (3.21)$$

$$\Delta G_{\text{H}_2\text{O},\text{f}} = -237 \text{ kJ/mol}$$

Hidrojen ve oksijen moleküler yapıda oldukları için ΔG değerleri 0'a eşittir. Buna bağlı olarak toplam hücre potansiyeli şu şekilde verilir:

$$E = E_{\text{rev}} + E_{\text{act}} + E_{\text{ohm}} + E_{\text{conc}} \quad (3.22)$$

Denklemden E_{rev} , E_{act} , E_{ohm} , E_{conc} ifadeleri sırasıyla, tersinir hücre voltajı, aktivasyon hücre voltajı, ohmik hücre voltajı ve konsantrasyon hücre voltajı olarak tanımlanır. Toplam hücre voltajı teorik olarak 1,7-2,1 V değerleri arasındadır.

$$E_o = \frac{-\Delta G_{\text{reaksiyon}}}{z \times F} \quad (3.23)$$

E_o ; teorik hücre voltajı, F ; Faraday sabiti = 96,485 C/mol, z ; elektron sayısı olarak tanımlanır. Burada suyun elektrolizi için z değeri 2 iken, hibrit Sülfür çevriminde H_2SO_4 elektrolizinde 4 olarak alınır. Suyun elektrolizi için;

$$E_o = \frac{237000 \text{ J/mol}}{2 \times 96485 \text{ C/mol}} = 1,229 \cong 1,3 \text{ V} \quad (3.24)$$

Tersinir hücre potansiyeli, Nernst eşitliği ile aşağıdaki gibi verilebilir. Termodinamik ve kinetik analizler için önemli bir parametre olan K_{eq} , reaksiyonun denge sabitidir. Bu denge sabiti sıcaklık ve molar Gibbs enerjisi ile değişmektedir [112].

$$E_{rev} = E_o + \frac{R \times T_{cell}}{Z \times F} \times \ln(K_{eq}) \quad (3.25)$$

$$K_{eq} = P_{H_2} \times P_{O_2} \times P_{hücre} \times a_w \quad (3.26)$$

a_w : su aktivitesidir. Substrattaki kısmi buhar basıncının standart durumdaki suyun kısmi basıncına oranıdır. Değeri 0,99 – 1 olabilir. $P_{hücre}$, ise hücre basıncıdır.

$$P_{H_2} = P_a \times y_{H_2} \quad (3.27)$$

$$P_{O_2} = P_a \times y_{O_2} \quad (3.28)$$

$$P_{H_2O} = \frac{P_{doy}}{P_a} \quad (3.29)$$

P_a ; anot basıncıdır. ($P_a = P_{hücre}$), P_{doy} ; doyma basıncıdır. H_2 ve O_2 'nin molar oranları:

$$y_{H_2} = \frac{1 - y_{H_2O}}{1 + 0,5 \times y_a \left(\frac{1 + \lambda_a}{\lambda_a - 1} \right)} \quad (3.30)$$

$$y_{O_2} = \frac{1 - y_{H_2O}}{1 + 0,5 \times y_c \left(\frac{1 + \lambda_c}{\lambda_c - 1} \right)} \quad (3.31)$$

λ_a ; artık hava katsayısıdır. ($\lambda_c = 2 \times \lambda_a$) Denklemden y_a ve y_c sırasıyla H_2 ve O_2 'nin anot ve katottaki molar oranı olarak ifade edilir. Yaklaşık olarak bu değerler sırasıyla 1 ve 0,21 alınabilir [47].

Elektrotlardaki aktivasyon hücre voltajı aşağıdaki gibi ifade edilebilir;

$$E_{\text{act}} = \frac{J}{J_0} \times \frac{R \times T_{\text{cell}}}{Z \times F} \quad (3.32)$$

Burada J ve J_0 sırasıyla akım yoğunluğu ve değişim akım yoğunluğu olarak tanımlanır. Her bir elektrot için konsantrasyon hücre voltajı şu şekilde belirlenir;

$$E_{\text{conc}} = \frac{R \times T_{\text{cell}}}{Z \times F} \times \ln \left(\frac{1 - J/J_{\text{lim}}}{1 + J/J_{\text{lim}}} \right) \quad (3.33)$$

J_{lim} , sınırlayıcı akım yoğunluğu olarak ifade edilir. Sisteme verilecek olan en fazla akım değerini gösterir. Sistemin performansı ise,

$$\eta = \frac{\text{ürün}}{\text{yakıt}} = \frac{\dot{n}_{H_2} \times HHV_{H_2O}}{W_{\text{elek}}} \quad (3.34)$$

şeklindedir. \dot{n} , molar orandır.

3.3.2. Saf ve Hibrit Termokimyasal Dönüşüm Sistemleri

Bu bölümde saf ve hibrit termokimyasal dönüşüm sistemleri için kütle ve enerji denge bağıntıları incelenecektir. Kimyasal reaksiyonlarda kütle korunum yasası gereği reaksiyonun sağ kısmındaki girdilerin toplamı sol kısmındaki ürünlerin toplamına eşittir.

$$\sum (n\bar{m})_g = \sum (n\bar{m})_ü \quad (3.35)$$

Burada sırasıyla n ve \bar{m} birim zamanda tepkime girdilerinin mol sayısını ve molar kütlelerini ifade etmektedir. Termokimyasal tepkimeye giren sistemler için termodinamiğin birinci yasasına göre genel enerji denklemi aşağıdaki şekilde yazılabilir.

$$\dot{Q} - \dot{W} = \sum n_{ü} (\bar{h}_{ol}^0 + \bar{h} - \bar{h}_o)_{ü} - \sum n_g (\bar{h}_{ol}^0 + \bar{h} - \bar{h}_o)_g \quad (3.36)$$

Bu denklemde \bar{h}_{ol}^0 , referans haldeki standart oluşum entalpisini; \bar{h} , belirli bir haldeki referans entalpiyi; \bar{h}_o ise 1 atm basınç ve 25°C sıcaklıktaki referans entalpiyi ifade etmektedir. Kimyasal tepkimeler için genel kütle ve enerji denklemleri yazıldıktan sonra sisteme giren ve çıkan ürünlerin entalpi ve entropi değişim değerleri Shomate eşitliği diye ifade edilen denklemlerden faydalanılır [113].

$$\bar{h} - \bar{h}_o = AT + B \frac{T^2}{2} + C \frac{T^3}{3} + D \frac{T^4}{4} - E \frac{1}{T} + F - H \quad (3.37)$$

$$\bar{s} = A \ln(T) + BT + C \frac{T^2}{2} + D \frac{T^3}{3} - E \frac{1}{2T^2} + G \quad (3.38)$$

Bu eşitliklerdeki sıcaklık değeri K cinsinden alınmalıdır ve bileşiğin belirtilen sıcaklığının 1/1000'idir. A, B, C, D, E, F, G ve H katsayıları Çizelge 3.1'de gösterilmiştir.

Çizelge 3.1. Termokimyasal ve Hibrit çevrimlerde bulunan bileşiklerin oluşum entalpi, entropi ve Shomate sabitleri [114].

Bileşenler	\bar{h}_{ol}^0 (kJ/mol)	\bar{s}_o (J/mol*K)	A	B	C	D	E	F	G	H
H ₂ O(g)	-241.83	188.84	30.092	6.832514	6.793435	-2.53448	0.082139	-250.881	223.3967	-241.826
H ₂ O(l)	-285.83	69.95	-203.606	1523.29	-3196.41	2474.455	3.855326	-256.548	-488.716	-285.83
HCl(g)	-92.31	186.9	32.12392	-13.45805	19.86852	-6.85394	-0.04967	-101.621	228.6866	-92.312
MgO(s)	-601.24	26.95	47.25995	5.681621	-0.87267	0.1043	-1.05396	-619.132	76.46176	-601.241
MgCl ₂ (s)	-641.62	89.62	78.30733	2.435888	6.858873	-1.72897	-0.72991	-667.582	179.2639	-641.616
Cl ₂ (g)	0	223.08	33.0506	12.2294	-12.0651	4.38533	-0.15949	-10.8348	259.029	0
O ₂ (g)	0	205.15	30.0323	8.772972	-3.98813	0.788313	-0.7416	-11.3247	236.1663	0
H ₂ (g)	0	130.68	33.0661	-11.3634	11.43282	-2.77287	-0.15856	-9.9808	172.7079	0
SO ₂ (g)	-296.84	248.21	21.43049	74.35094	-57.75217	16.35534	0.086731	-305.769	254.8872	-296.842
H ₂ SO ₄ (g)	-735.13	298.78	47.28924	190.3314	-148.1299	43.86631	-0.740016	-758.9525	301.2961	-735.1288
CaBr ₂ (k)	-683.25	129.64	103.1402	-71.94304	75.73542	-17.1051	-1.1524	-715.318	266.2129	-683.247
CaO(k)	-635.09	38.19	49.95403	4.887916	-0.35206	0.046187	-0.8251	-652.972	92.56096	-635.089
HBr(g)	-36.44	198.7	31.71409	-13.69992	23.35567	-9.00853	-0.02876	-45.5746	240.0428	-36.4431
Br ₂ (g)	30.91	245.38	38.52723	-1.976835	1.526107	-0.1984	-0.18582	18.8762	291.4863	30.91001

Hibrit ve saf termokimyasal sistemlerin enerji verimleri:

- Hibrit termokimyasal sistem,

$$\eta_{hibrit} = \frac{HHV_{H_2} \times \bar{m}_{H_2}}{\Sigma \dot{Q}_g + \dot{W}_g} \quad (3.39)$$

- Saf termokimyasal sistem,

$$\eta_{saf} = \frac{HHV_{H_2} \times \bar{m}_{H_2}}{\Sigma \dot{Q}_g} \quad (3.40)$$

Denklemden HHV_{H_2} , hidrojenin üst ısıl değeri ($285,8 \text{ kJ/mol } H_2$); \dot{W}_g , termokimyasal sistem için gerekli olan güç miktarı; \dot{Q}_g , termokimyasal sistem için gerekli olan ısı miktarı; \bar{m}_{H_2} , hidrojenin molar kütesidir.

3.4. EKONOMİK DEĞERLENDİRME

Farklı enerji kaynaklarından üretilen hidrojen maliyetleri, enerji dönüşüm sisteminin ve hidrojen üretim tesisinin maliyetine büyük ölçüde bağlıdır. Çoğu hidrojen üretim sistemleri enerji kaynağından elde edilen termal ve elektrik enerjisi kullanır. Bu durum maliyeti etkileyen en büyük etkidir. Sistemlerde kullanılan her bir bileşenin ilk maliyet oranı (\dot{Z}_k),

$$\dot{Z}_k = \frac{CRF \times \Phi}{\tau} PEC_k \quad (3.41)$$

Burada CRF , yatırım geri dönüşüm faktörü; Φ , bakım-onarım faktörü ($\sim 1,06$); τ , yıllık çalışma saati ve PEC_k , her bir ekipmanın satın alma maliyetidir. CRF , faiz oranı ve tesis ömrünün bir fonksiyonudur:

$$CRF = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (3.42)$$

Bu eşitlikte i , faiz oranı; n , tesis ömrüdür. PEC değeri ise her bileşene göre farklılık gösterir ve bileşendeki bir değişkenin fonksiyonu olarak \$ ya da herhangi bir para birimi cinsinden tanımlanabilir. Bu çalışmada kullanılan belli başlı bileşenlerin PEC değerleri aşağıda verilmiştir.

- **Türbin:**

$$PEC_t = c_1 \cdot \frac{266,3 \cdot \bar{m}_g}{0,92 - \eta_{is}} \ln \beta_t \cdot [1 + \exp(0,036 \cdot T_{max} - 54,4 \cdot c_2)] \quad (3.43)$$

Burada c_1 ve c_2 katsayıları literatürde mevcuttur. \bar{m}_g , gazın kütleli debisi; η_{is} , izantropik verim; β_t , türbinin basınç oranıdır. T_{max} , sistemdeki maksimum sıcaklıktır [115].

- **Kompresör:**

$$PEC_k = c_1 \cdot \frac{39,5 \cdot \bar{m}_a}{0,9 - \eta_{is}} \beta_k \cdot \ln \beta_k \quad (3.44)$$

Bu eşitlikte \bar{m}_a , havanın kütleli debisi ve β_k , kompresörün basınç oranıdır [116].

- **Isı değiştiricisi:**

Gaz ve sıvı fazlı tüm ısı değiştiricileri kabuk ve boru ısı değiştiricileri olarak kabul edilir. Kabuk ve boru tip ısı değiştiricisi için PEC korelasyonu aşağıdaki gibidir [98].

$$\log_{10} Z_{k-b} = 4,3247 + 0,3030 \log_{10} A + 0,1634(\log_{10} A)^2 \quad (3.45)$$

Burada alan (A) ifadesi logaritmik ortalama sıcaklık farkı, ısı transfer oranı ve toplam ısı transfer katsayısının bir fonksiyonudur. Buna göre:

$$A = \frac{\dot{Q}}{U \cdot \Delta T_{lm}} \quad (3.46)$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (3.47)$$

- **Elektrolizör:**

Yaklaşık olarak PEC değeri aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$Z_{elek} = 1230.A_{cell} \quad (3.48)$$

Burada A_{cell} , bir hücrenin akım yoğunluğu ve voltajı kullanılarak hesaplanabilen elektrokimyasal hücre alanıdır [98].

- **Reaktör:**

$$\log_{10} Z_R = 3,4974 + 0,4485 \log_{10} V_R + 0,1074(\log_{10} V_R)^2 \quad (3.49)$$

Denklemden bir reaktöre ait PEC değeri ifade edilmiştir. Z_R , reaktörün maliyet oranı; V_R , reaktör hacmidir ve reaksiyonun hızına bağlı olarak hesaplanır [98].

BÖLÜM 4

ENERJİ DÖNÜŞÜM SİSTEMLERİ

4.1. GÜÇ VE HİDROJEN SİSTEMLERİ

Çizelge 4.1’de görüldüğü gibi tasarlanan sistemlerde hidrojen üretimi için güç ve hidrojen sistemleri beraber kullanılmaktadır. Güç sistemleri belli miktarda ısı girişi ile mekanik güç üretir. Bu sistemlerde ısı girişi için sanayi dallarına bağlı olarak belirlenen beş farklı sıcaklık aralığına göre atık ısılar kullanılmıştır. Güç sistemlerinde bu bacadan elde edeceğimiz sıcaklığı kullanarak türbinden mekanik güç elde edip, bu gücün bir miktarını güç sistemlerinde pompayı beslemesi için ve termokimyasal sistemlerde hidrojen üretimi için elektrolizörde kullanılır. Üretilen bu hidrojen depolanarak birçok alanda kullanılabilir.

Çizelge 4.1. Sistem tasarımları ve tanımları.

Sistem	Şema	Açıklama
ORC PEM Alkalin		Kaynaktan elde edilen sıcaklık aralığı düşük olduğu için hidrojen üretiminde gerekli olan elektrik ORC’den alınıp PEM veya Alkalin elektrolizöründe kullanılır.

GT HTSE		<p>Bu sistemde kullanılacak atık ısıyı bir demir çelik fabrikasının bacasından aldığımızı varsayabiliriz. Atık ısı değeri yüksek miktarda olduğu için hidrojen üretiminde kullanılan sistem HTSE'dir. Bu sisteme güç sağlamak için brayton çevrimi kullanılmıştır.</p>
GT SI		<p>Bu sistemde hidrojen üretimi için iki adımlı sülfür-iyot termokimyasal çevrimi kullanılmıştır. Diğerlerinden farklı olarak elektrolizör olmadığı için termal güç tüketimi yoktur. Kimyasal reaksiyonları karmaşık yapıya sahiptir.</p>
GT HyS		<p>Bu sistemde hidrojen üretim sistemi olarak hibrit termokimyasal çevrim kullanılmıştır. Diğer sistemlere göre daha yüksek verim elde edilir. Güç sistemi olarak Brayton çevrimi kullanılmıştır.</p>
ST CuCl		<p>Kaynak sıcaklığı orta derecede olduğu için kullanabileceğimiz en makul termokimyasal çevrimlerden biri CuCl çevrimidir. Bu sisteme güç sağlamak için ise buhar Rankine çevrimi kullanılmıştır.</p>

<p>ST MgCl</p>		<p>Bu sistemde termokimyasal çevrim olarak MgCl çevrimi kullanılmıştır. Sıcaklık aralıkları CuCl ile yakın değerlerdir. Güç kaynağı olarak yine CuCl ile benzer olarak buhar Rankine çevrimi kullanılmıştır.</p>
<p>ST CaBr</p>		<p>Bu sistemde termokimyasal çevrim olarak CaBr çevrimi kullanılmıştır. Orta - Yüksek sıcaklıkta çalışan bu termokimyasal çevrime güç sağlaması için buhar Rankine çevrimi kullanılmıştır.</p>

4.2. ÖRNEK OLAYLAR

Atık ısı derecesi gerekliliklerine dayanarak, atık ısıdan enerji toplamak için çeşitli güç ve hidrojen sistemleri entegre edilebilir. 100-200°C aralıklı atık ısı miktarı çok yüksek olduğundan, PEM hidrojen üretimi için uyarlanırken, ORC tabanlı enerji üretimi sadece güç üretimi için düşünülür. ORC ve ST çevrimlerini çalıştırmak için 200-500°C sıcaklık aralıkları kullanılır. 500°C'nin üzerindeki sıcaklıklar, hibrit termokimyasal çevrimlere ve SOEC'e uyarlanmış, GT ve ST sistemlerini çalıştırmak için kullanılır. Çizelge 4.2'de, verilen sıcaklık aralığı ve seçilen teknoloji çifti için toplam endüstriyel atıklardan gelen sıcaklık miktarını göstermektedir.

Çizelge 4.2. Atık ısının sıcaklık aralığına dayalı güç ve hidrojen üretim örnek olayları.

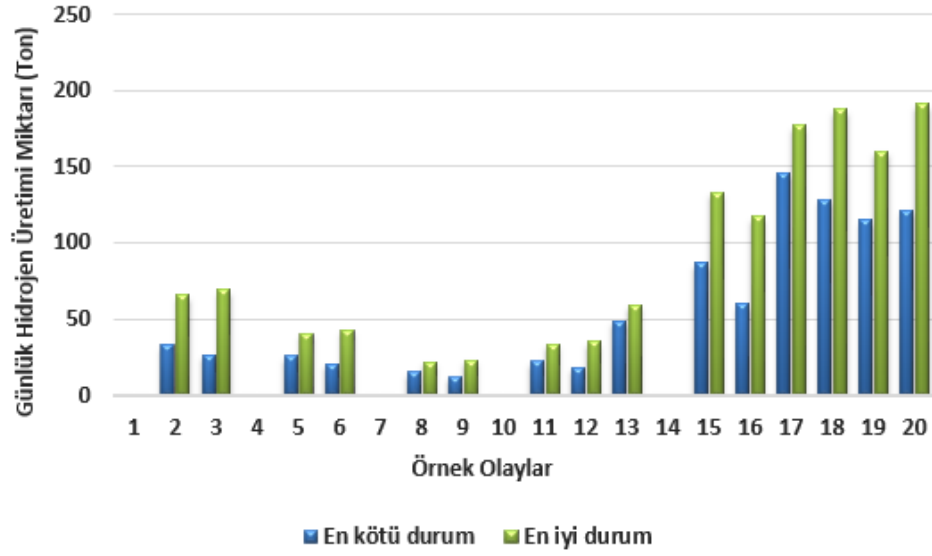
Sıcaklık Aralığı (°C)	Güç Sistemi	Hidrojen Üretim Sistemi	Güç Sisteminin Verim Aralığı (%)	Isı/Iş Oranı (-)	Hidrojen Üretim Sisteminin Verim Aralığı (%)	Örnek olay #
100-200	ORC/KL/APC	-	8-14	-		1
	ORC/KL/APC	PEM	8-14	0,017	75-85	2
	ORC/KL/APC	Alkaline	8-14	0,210	60-90	3
200-300	ORC	-	18-25	-		4
	ORC	PEM	18-25	0,017	75-85	5
	ORC	Alkaline	18-25	0,210	60-90	6
300-400	ST	-	24-30	-		7
	ST	PEM	24-30	0,017	75-85	8
	ST	Alkaline	24-30	0,210	60-90	9
400-500	ST	-	26-34	-		10
	ST	PEM	26-34	0,017	75-85	11
	ST	Alkaline	26-34	0,210	60-90	12
	ST	MgCl	26-34	0,793	42-51	13
500-1000	GT/ST	-	33-45	-		14
	GT/ST	PEM	33-45	0,017	75-85	15
	GT/ST	SOEC	33-45	0,393	52-75	16
	GT/ST	MgCl	33-45	0,793	42-51	17
	GT/ST	CuCl	33-45	2,313	37-54	18
	GT/ST	CaBr	33-45	2,435	33-46	19
	GT/ST	HyS	33-45	3,22	35-55	20

Bu çalışmada 20 örnek olay, güç ve hidrojen üretimi için şartlara bağlı olarak en verimli olacak şekilde gruplanmıştır. Çizelge 4.3'e göre, elektrokimyasal sistemler ve termokimyasal sistemler karşılaştırıldığında gözle görülür bir fark vardır. Sisteme sağlanan güç göz önüne alındığında, hibrit sistemlerde günlük hidrojen üretimi miktarı en fazla elektriği kullananlardan daha yüksektir. Bunun nedeni sistemin güç ve hidrojen verimliliğidir. Ancak, sistemlerin çalışma sıcaklıkları da önemlidir. 20. duruma göre, günlük hidrojen üretim miktarı, yaklaşık 191 ton ile hibrit sülfür iyot termokimyasal çevriminden elde edilmektedir. HyS, düşük hücre potansiyeli ve yüksek verimlilik nedeniyle daha avantajlıdır, ancak çalışma sıcaklıkları SOEC ile aynıdır. Günlük maksimum hidrojen üretimi miktarı, yaklaşık 191 ton ile HyS döngüsünden elde edildi. Hibrit sistemler çok yüksek çalışma sıcaklığına sahiptir. Hesaplamalar yapılırken termokimyasal döngülerde su ısıtma değerine ayrıca endotermik reaksiyon sıcaklığı ilave edilmiştir [117].

Çizelge 4.3. Performansa dayalı olarak en kötü ve en iyi durum koşulları için sistemden üretilen enerji ve hidrojen miktarı (Kırmızı: en kötü durum, Yeşil: en iyi durum).

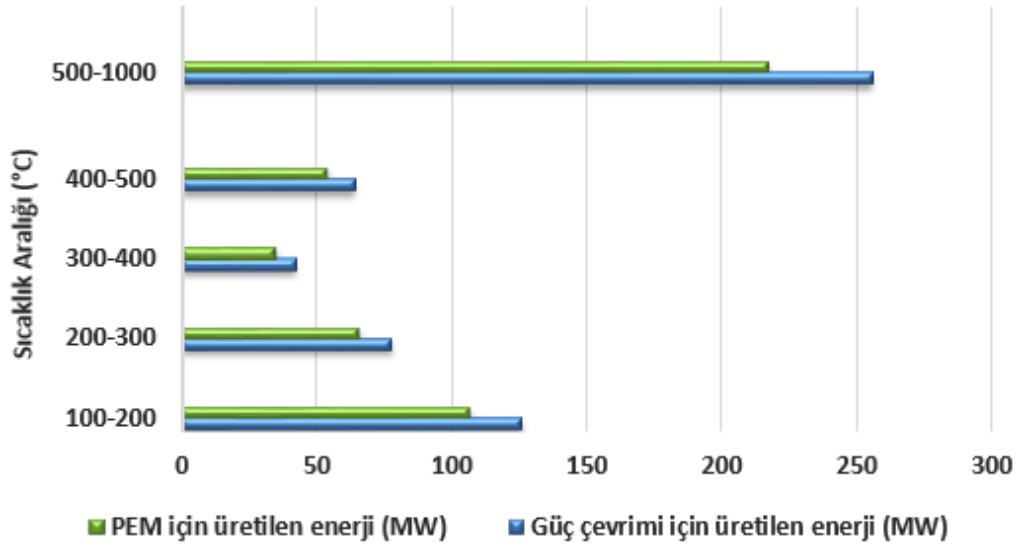
Örnek Olay	Kaynağın Miktarı (MW)	Çevrim	Sıcaklık Aralığı (° C)	Hücre Potansiyeli (V)	ΔG (kJ/kmol)	ΔH (kJ/kmol)	Günlük H_2 üretim miktarı (ton)	Üretilen Enerji (MW)	Günlük H_2 üretim miktarı (ton)	Üretilen Enerji (MW)
1	900	Power	-	-	-	-	-	72	-	126
2		PEM	80	1,23	237,4	4,146	33,09	54	65,63	107,1
3		Alkaline	200	1,23	237,4	49,907	26,47	43,20	69,49	113,4
4	310	Power	-	-	-	-	-	55,80	-	77,5
5		PEM	80	1,23	237,4	4,146	25,64	41,85	40,37	65,88
6		Alkaline	200	1,23	237,4	49,907	20,52	33,48	42,74	69,75
7	140	Power	-	-	-	-	-	33,60	-	42
8		PEM	80	1,23	237,4	4,146	15,44	25,20	21,88	35,70
9		Alkaline	200	1,23	237,4	49,907	12,35	20,16	23,16	37,80
10	189	Power	-	-	-	-	-	49,14	-	64,26
11		PEM	80	1,23	237,4	4,146	22,58	36,86	33,47	54,62
12		Alkaline	200	1,23	237,4	49,907	18,07	29,48	35,44	57,83
13	568	MgCl	450	0,99	191	151,5	48,64	79,83	59,06	96,39
14		Power	-	-	-	-	-	187,44	-	255,60
15		PEM	80	1,23	237,4	4,146	87,14	140,60	133,10	217,30
16		SOEC	850	1,01	191,04	75,18	59,73	97,47	117,50	191,70
17		MgCl	450	0,99	191	151,5	146,20	238,60	177,50	289,70
18		CuCl	500	0,69	133,1	308	128,8	210,20	187,90	306,70
19		CaBr	750	0,6	115,8	282	114,9	187,40	160,10	261,30
20		HyS	850	0,16	77,19	249	121,80	198,80	191,40	312,40

Şekil 4.1’de günlük hidrojen üretim miktarları, örnek olayların en kötü ve en iyi verimlilik değerleri için karşılaştırılmıştır. Güç sistemlerindeki yüksek sıcaklık nedeniyle, en iyi verimlilik gaz türbini çevriminden gelir. 18. ve 20. örnek olaylar göz önüne alındığında, en iyi verim için günlük hidrojen üretim miktarları birbirine çok yakındır.



Şekil 4.1. Örnek olaylardan günlük hidrojen üretimi karşılaştırması.

Şekil 4.2’de, sektörlerin sıcaklık aralıklarına göre, güç döngüsü ve PEM kullanan bir hidrojen döngüsü için üretilen enerji değerleri karşılaştırılmıştır. Maksimum üretilen enerji değeri yaklaşık 255 MW’lık bir güç çevriminden elde edilmiştir. Bu değer, sektörlerin atık ısıdan 500-1000⁰ C aralığında ürettiği güç ve verimliliğe bağlıdır.



Şekil 4.2. Güç ve hidrojen sistemi için üretilen enerji.

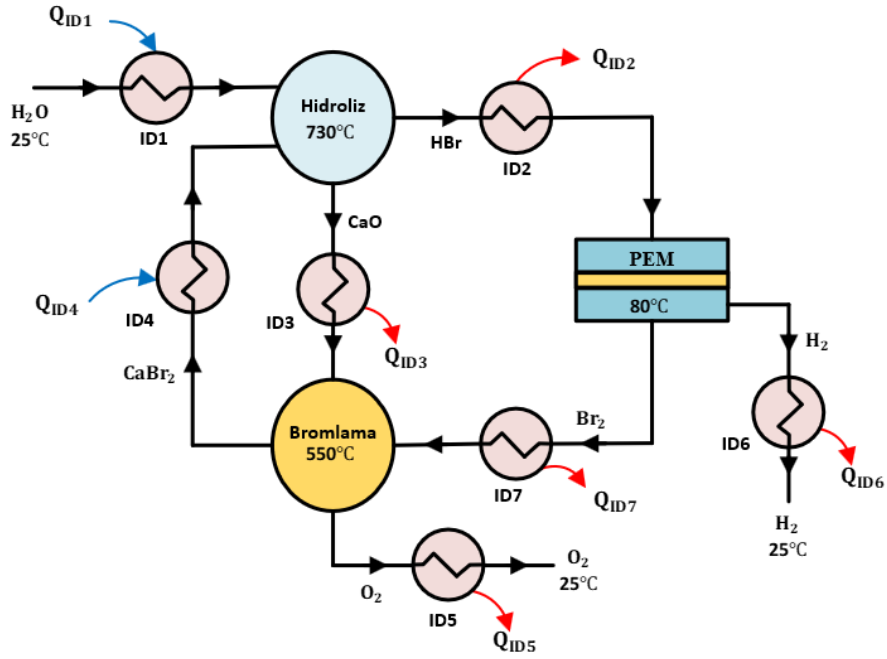
4.3. TERMOKİMYASAL ÇEVİRİMLERİN ANALİZİ

4.3.1. Kalsiyum-Bromin (Ca-Br) Termokimyasal Çevrimi

Kalsiyum-bromin (Ca-Br) termokimyasal çevrimi, suyun hidrojene ve oksijene ayrışabilmesi için su, ısı ve elektrik kullanan hibrit olarak çalışan bir prosestir. Çevrim aşağıda görüldüğü gibi hidroliz ve oksijen üretimi olmak üzere iki termokimyasal reaksiyondan ve bir de elektrokimyasal adımdan oluşur [12].

- $\text{CaBr}_{2(k)} + \text{H}_2\text{O}_{(g)} \rightarrow \text{CaO}_{(k)} + 2\text{HBr}_{(g)}$ (T=730⁰ C)
- $\text{CaO}_{(k)} + \text{Br}_{2(g)} \rightarrow \text{CaBr}_{2(k)} + \frac{1}{2} \text{O}_{2(g)}$ (T=550⁰ C)
- $2\text{HBr}_{(g)} \rightarrow \text{H}_{2(g)} + \text{Br}_{2(g)}$ (T=80⁰ C)

Birinci adım hidroliz tepkimesidir ve bu tepkime endotermiktir. Burada kalsiyum bromür (CaBr_2), 730⁰ C’de su ile tepkimeye girerek hidrojen bromür (HBr) gazını ve oksijen üretimi adımımda kullanılmak üzere kalsiyum oksit (CaO) meydana getirir. Burada 550⁰ C’de kalsiyum oksit ve bromin gazı tepkimeye girerek tekrar kalsiyum bromür ve O₂ gazı meydana çıkarır. Bu O₂ gazı 25⁰ C’ye düşürülerek ihtiyaç dâhilinde depolanabilir. Üçüncü adımda ise 80⁰ C’de bir PEM elektrolizer kullanılarak gerçekleştirilen hidrojen bromür (HBr), hidrojen gazına ve bromin gazına ayrıştırılır [118]. Şekil 4.3’de bu adımlar şematik olarak açıklanmaktadır.



Şekil 4.3. Ca-Br termokimyasal çevriminin hidrojen üretim şematifi.

Bu çevrimin enerji verimi yaklaşık olarak %62 olarak hesaplanmıştır. Bu hesaplamalar yapılırken sistemden çıkan atık ısının %85'inin geri kazanıldığı varsayılmıştır. Çizelge 4.4'de Ca-Br termokimyasal çevriminin enerji denge hesaplamalarının sonuçları belirtilmiştir. Bu çevrimde hidroliz, oksijen üretimi ve elektrolizöre ek olarak 7 tane ısı değıştiricisi kullanılmıştır. Çevrimde kullanılan elektrolizör için gerekli olan elektrik miktarı yaklaşık olarak 115 kW'dır. Aynı zamanda toplam mol H_2 üretimi başına net 195 kJ ısı tüketilir.

Çizelge 4.4. Ca-Br termokimyasal çevriminin enerji denge hesaplamaları.

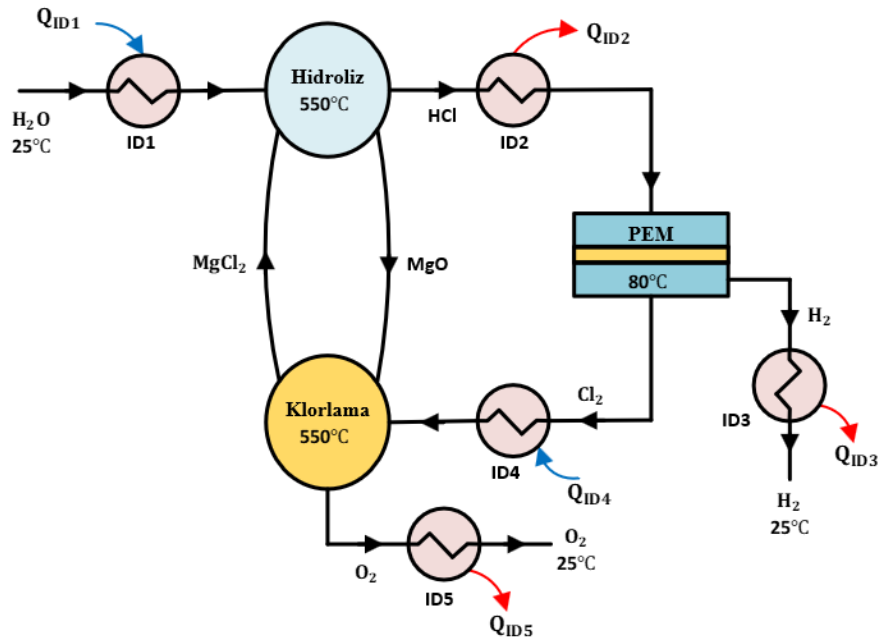
Bileşen	Proses	Sıcaklık ($^{\circ}C$)	$\Delta\bar{H}$ (kJ/mol H_2)	\dot{W} (kW/mol)
Hidroliz	CaBr ₂ hidrolizi	730	211,7	
Bromlama	CaO bromlama	550	-71,82	
Elektroliz	HBr elektrolizi	80	-	115,8
ID-1	Su aşırı ısıtma	730	70,14	
ID-2	HBr soğutma	80	-19,79	
ID-3	CaO soğutma	550	-9,568	
ID-4	CaBr ₂ ısıtma	730	15,53	
ID-5	O ₂ soğutma	25	-16,62	
ID-6	H ₂ soğutma	25	-1,594	
ID-7	Br ₂ ısıtma	550	17,5	
TOPLAM			195,478	115,8

4.3.2. Magnezyum-Klor (Mg-Cl) Termokimyasal Çevrimi

Magnezyum-klor (Mg-Cl) termokimyasal çevrimi, herhangi bir orta sıcaklıklı ısı kaynağından faydalanarak suyun hidrojene ve oksijene ayrışmasını sağlayan bu işlemin gerçekleşmesi için elektrik kullanan hibrit bir çevrimdir. Bu çevrim 3 adımda gerçekleşir. Bunların ikisi termokimyasal diğeri ise elektrokimyasal çevrimdir.

- $\text{MgCl}_2(\text{k}) + \text{H}_2\text{O}(\text{g}) \rightarrow \text{MgO}(\text{k}) + 2\text{HCl}(\text{g})$ (T=550⁰ C)
- $\text{MgO}(\text{k}) + \text{Cl}_2(\text{g}) \rightarrow \text{MgCl}_2(\text{k}) + \frac{1}{2} \text{O}_2(\text{g})$ (T=550⁰ C)
- $2\text{HCl}(\text{g}) \rightarrow \text{H}_2(\text{g}) + \text{Cl}_2(\text{g})$ (T=80⁰ C)

İlk adımda magnezyum klorür ve su 550⁰ C’de tepkimeye girerek magnezyum oksit ve hidroklorik asit meydana getirmiştir. Daha sonra çıkan HCl, PEM elektrolizör yardımıyla 80⁰ C’de hidrojen gazına ve klor gazına ayrılmıştır. Çıkan bu klor gazı ilk adımda meydana gelen MgO ile 550⁰ C’de tepkimeye girerek klorlama denilen adımı oluşturur ve çevrim bu şekilde tamamlanır. Reaksiyonun hızını arttırmak için katalizörlerin kullanılması literatürde kapsamlı olarak incelenmiştir [119]. Mg-Cl termokimyasal çevriminin hidrojen üretim şematiği Şekil 4.4’de açıklanmıştır.



Şekil 4.4. Mg-Cl termokimyasal çevriminin hidrojen üretim şematiği.

Bu termokimyasal çevrimde hidroliz, klorlama ve elektroliz reaktörlerine ek olarak 5 tane ısı değiştircisi kullanılmıştır. Çizelge 4.5’de görüldüğü gibi çevrimde 1 mol hidrojen için 191 kW değerinde elektrik ihtiyacı vardır. Aynı zamanda bir mol hidrojen için tüketilen ısı miktarı yaklaşık olarak 107 kJ olarak hesaplanmıştır. Bu çevrimin enerji verimi yaklaşık olarak % 72’dir.

Çizelge 4.5. Mg-Cl termokimyasal çevriminin enerji denge hesaplamaları.

Bileşen	Proses	Sıcaklık (° C)	$\Delta\bar{H}$ (kJ/mol H ₂)	\dot{W} (kW/mol)
Hidroliz	MgCl ₂ hidrolizi	550	92,56	
Klorlama	MgO klorlama	550	-33,83	
Elektroliz	HCl elektrolizi	80	-	191
ID-1	Su aşırı ısıtma	550	62,91	
ID-2	HCl soğutma	80	-13,94	
ID-3	H ₂ soğutma	25	-1,594	
ID-4	Cl ₂ ısıtma	550	17,08	
ID-5	O ₂ soğutma	25	-16,14	
TOPLAM			107,046	191

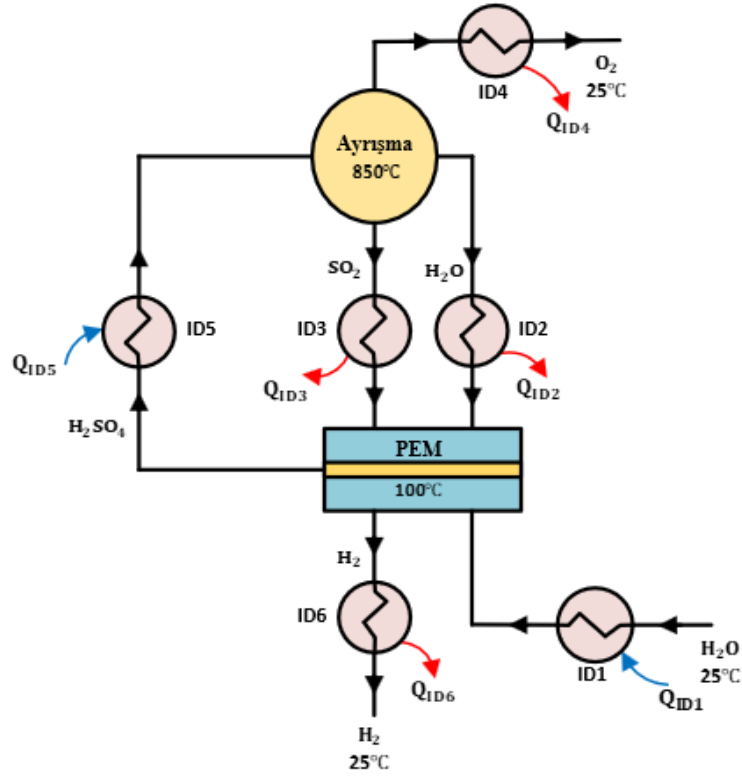
4.3.3. Hibrit Sülfür-İyot (HyS) Termokimyasal Çevrimi

Bu çevrim iki adımda gerçekleşir. Sülfirik asit ayrışmasının olduğu reaksiyon 850° C gibi yüksek sıcaklıkta meydana gelir. Bu reaksiyon endotermik olarak gerçekleşir. İkinci adım ise egzotermik olarak yaklaşık 100° C’de gerçekleşir.

- $H_2SO_{4(g)} \rightarrow SO_{2(g)} + H_2O_{(g)} + \frac{1}{2} O_{2(g)}$ (T=850° C)
- $2H_2O_{(s)} + SO_{2(g)} \rightarrow H_2SO_{4(s)} + H_{2(g)}$ (T=100° C)

Çevrimin gerçekleşmesi için dışarıdan elektrik, ısı ve suya ihtiyaç duyulur. Sonuç olarak su, hidrojene ve oksijene ayrışır. Hücrelerden üretilen hidrojenin saflığı

yaklaşık olarak %99'dur [120]. HyS termokimyasal çevriminin hidrojen üretim şematiği Şekil 4.5'de belirtilmiştir.



Şekil 4.5. HyS termokimyasal çevriminin hidrojen üretim şematiği.

Çizelge 4.6'da Hys termokimyasal çevrime ait enerji denge sonuçları belirtilmiştir. Sistemde ayrışma ve elektrolize ek olarak 6 tane ısı değıştiricisi kullanılmıştır. Bu bileşenlerde yapılan işlemler belirtilmiştir. Bu çevrimde kullanılan elektrolizden bir 1 mol için yaklaşık olarak 77 kW elektrik üretmek mümkündür. Aynı zamanda 1 mol H_2 üretimi için sistem 208,24 kJ ısı tüketmektedir.

Çizelge 4.6. HyS termokimyasal çevriminin enerji denge hesaplamaları.

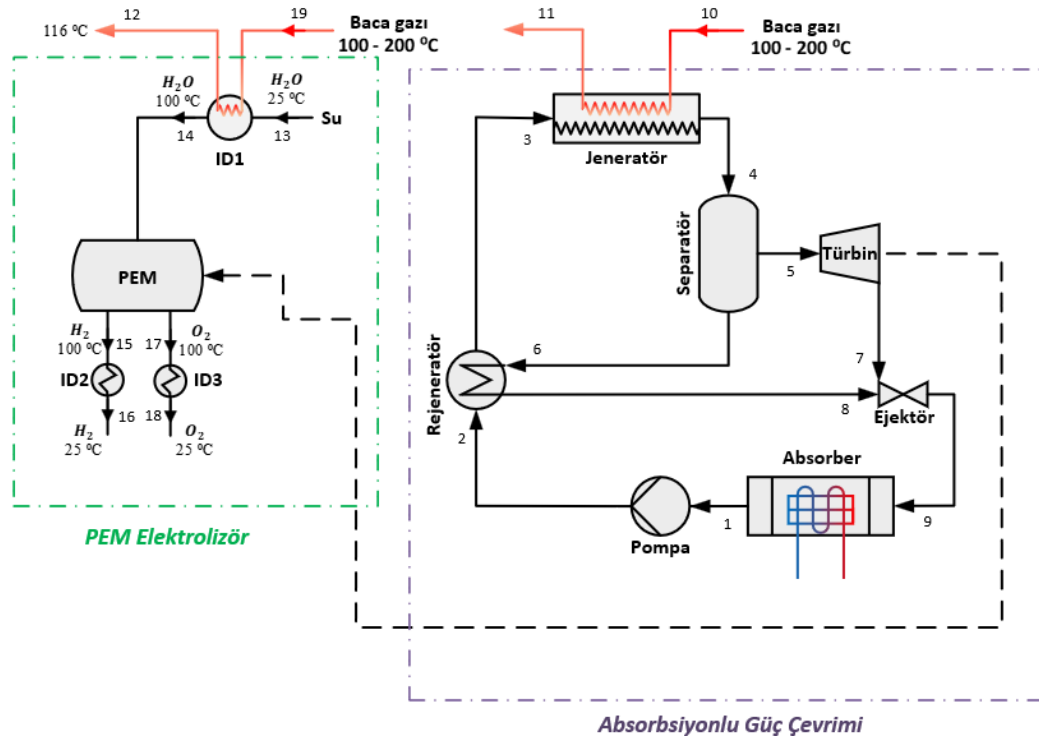
Bileşen	Proses	Sıcaklık (° C)	$\Delta\bar{H}$ (kJ/mol H ₂)	\dot{W} (kW/mol)
Ayrışma	H ₂ SO ₄ ayrışması	850	248,63	
Elektroliz	SO ₂ elektrolizi	100	–	77,19
ID-1	Su ısıtma	100	5,66	
ID-2	Su soğutma	100	–69,52	
ID-3	SO ₂ soğutma	100	–38,1	
ID-4	O ₂ soğutma	25	–27,03	
ID-5	H ₂ SO ₄ ısıtma	850	90,78	
ID-6	H ₂ soğutma	25	–2,176	
TOPLAM			208,24	77,19

4.4. SEÇİLEN SİSTEMLER

Güç ve hidrojen üretimi için kullanılan hibrit sistemler yüksek sıcaklık aralıklarında çalışırlar. Buna ve sistemin çalışma şartlarına bağlı olarak sistemdeki bazı bileşenler ciddi miktarda atık ısı meydana getirirler. Bu atık ısıların geri kazanımı çok önemlidir çünkü doğrudan sistem verimi etkilenir. Atık ısı geri kazanımı, bir enerji dönüşüm sistemine girdi olarak yüksek sıcaklıkta egzoz gazlarının kullanılmasına dayanmaktadır. Bu nedenle, doğru enerji dönüşüm teknolojisinin seçilmesi için atık enerjinin sıcaklık derecesi çok önemlidir. Bu bölümde, yukarıda belirtilen 20 örnek olaydan en verimli olduğu hesaplanan 4 tanesi detaylı olarak çalışılmıştır. Bu güç ve hidrojen üretim sistemleri seçilirken karşılaştırma yapılacak beş farklı sıcaklık aralığına dikkat edilmiştir. Güç üretim sistemlerinde organik Rankine çevrimi, gaz türbini çevrimi, absorpsiyonlu güç çevrimi ve ORC kullanılmıştır. Elektrokimyasal hidrojen üretimi için PEM ve alkalın elektrolizörler, termokimyasal hidrojen üretimi için ise MgCl ve HyS çevrimleri kullanılmıştır.

4.4.1. Absorbsiyonlu Güç Çevrimi ve PEM Elektrolizör İkili (I. Sistem)

Absorbsiyonlu güç çevrimi baca gazının atık ısısından faydalanarak sistemden ek olarak elektrik gücü üreten çevrimlerdir. Bu sistem için kullanılacak olan baca gazı sıcaklık aralığı 100-200⁰ C’de olduğu için bu değer yaklaşık olarak çoğu sanayi dalından elde edilebilir. Bu yüzden, bu sistem sanayi dallarında geri dönüşüm olarak kullanılabilir. Şekil 4.6’da görüldüğü gibi sistemde, baca gazı atık ısısından faydalanarak absorbsiyonlu güç çevriminde türbinden elektrik enerjisi üretip, suyun elektrokimyasal olarak hidrojene ve oksijene parçalanması için PEM elektrolizörde kullanılması amaçlanır.

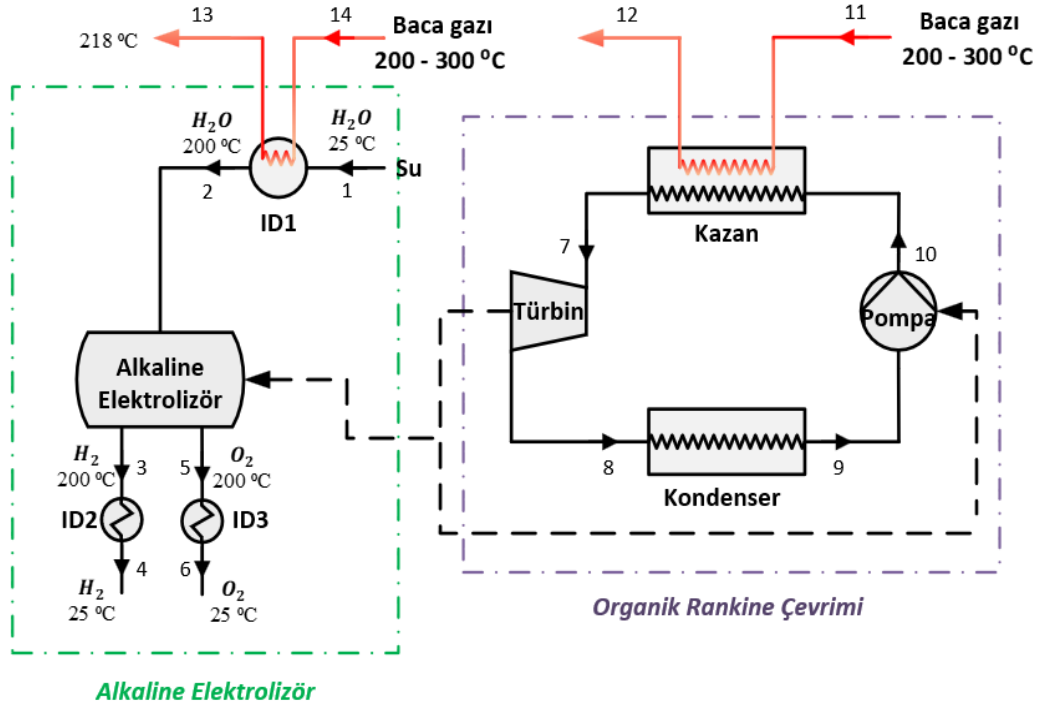


Şekil 4.6. Absorbsiyonlu güç çevrimi ve PEM elektrolizör ikili için sistem tasarımı.

Baca gazı atık ısısının bir miktarı güç çevrimindeki jeneratöre enerji sağlamak için kullanılır, geri kalanı ise PEM elektrolizöre girecek olan suyun çevre sıcaklığından, elektrolizörün çalışma sıcaklığına arttırılması için kullanılır. Bu işlem yapılırken ısı değiştiricisinden (ID1) faydalanılır. Daha sonra suyun parçalanması sonucunda çıkan hidrojen ve oksijen gazları çevre sıcaklığında depolanması için ısı değiştiriciler kullanılır. ID2 ve ID3’de egzotermik olay gerçekleşir.

4.4.2. Organik Rankine Çevrimi ve Alkaline Elektrolizörü (II. Sistem)

Organik Rankine çevrimi akışkan olarak su yerine farklı organik akışkanlar kullandığı için Rankine çevrimine göre daha avantajlıdır. Farklı organik akışkanlar kullanıldığı için sıcaklığa ve akışkana bağlı olarak bir karşılaştırma yapmaya imkân sunar. Bu sistemde 200-300⁰ C sıcaklık aralığında bir baca gazı kaynak olarak kullanılmaktadır. Bu sıcaklık aralığı Çizelge 1.2’de görüldüğü gibi, çoğu demir-çelik fabrika bacalarındaki atık ısının yaklaşık olarak %5’idir. Organik Rankine çevriminde baca gazından elde edilen atık ısının bir kısmı kazana aktarılarak akışkanın buharlaşmasını sağlar. Sıcaklığı ve basıncı artan akışkan türbinde elektrik enerjisine dönüştürülür. Şekil 4.7’de görüldüğü gibi üretilen bu elektrik enerjisinin bir kısmı pompayı beslerken geri kalanı elektrokimyasal hidrojen üretimi için Alkaline elektrolizörde kullanılır. Bu esnada türbinde genişleyen organik akışkan kondenserde sıvı hale dönüştürülür ve pompa yardımıyla basıncı artırılarak tekrar kazana gönderilir ve çevrim böylece tamamlanır. Elektroliz kısmında su, ısı değiştiricisi (ID1) yardımıyla baca gazından elde edilen enerji ile hidrojen üretimi için gerekli olan sıcaklığa kadar ısıtılır.



Şekil 4.7. Organik Rankine çevrimi ve Alkaline elektrolizör ikilisi için sistem şematığı.

BÖLÜM 5

ARAŞTIRMA SONUÇLARI

5.1. ÖRNEK OLAYLARIN SONUÇLARI

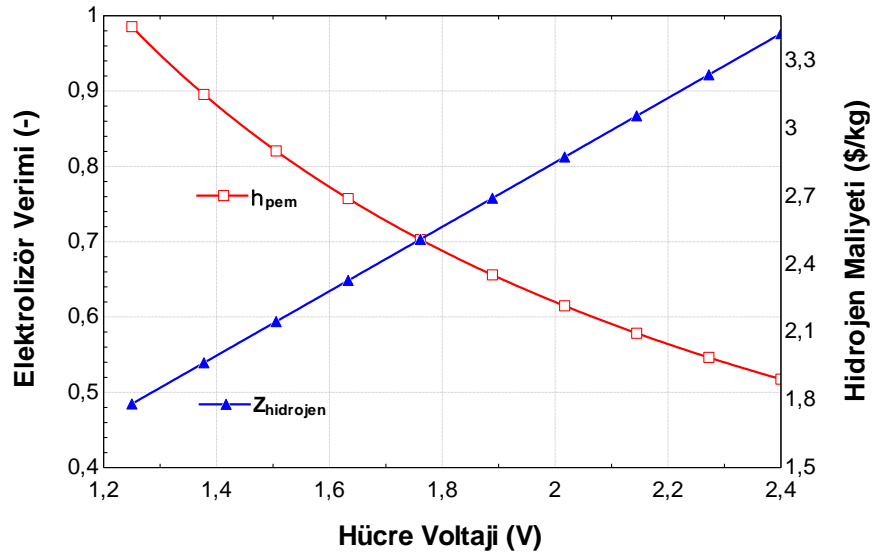
Parametrik çalışmalar ve termodinamik/ekonomik performanslar Engineering Equaiton Solver (EES) yazılımı ile gerekli veri tabanları kullanılarak yapılmıştır.

5.1.1. I. Sistem Sonuçları

Bu sistemde Şekil 4.6’da belirtildiği gibi güç çevrimi olarak absorpsiyonlu güç çevrimi ve hidrojen üretim sistemi için PEM elektrolizör kullanılması uygun görülmüştür. Absorpsiyonlu güç çevrimi baca gazlarının atık ısısından faydalanılarak türbinden güç üreten sistemler için çok avantajlıdır. Hesaplamalar yapılırken baca gazı sıcaklık aralığı düşük olduğu için bu sıcaklık çoğu sanayi dalından elde edinilebilir. Bu sistemde hesaplamalar için güç çevrimi modellemesinden yararlanılarak LiBr-H₂O (Lityum Bromit-Su) çözeltisi kullanılması ön görülmüştür. Bu çözelti Amonyak-Su çözeltisine göre iki yönden daha avantajlıdır. Ekipmana güç veren sıcak suyun daha düşük sıcaklıklara ve daha yüksek performans katsayısına (COP) sahip olması bu avantajları sağlar. Referans sıcaklık değeri 25⁰ C olup, referans basınç değeri 100 kPa’dır. LiBr-H₂O çalışma akışkanı jeneratör basıncına pompalanmadan önce çözelti durumundadır. Bu çalışma akışkanı ara ısıtıcısında önceden ısıtıldıktan sonra, atık ısıdan faydalanan jeneratör çıkışında maksimum sıcaklığa ulaşır. Bu sıcaklık bu sistemde 150⁰ C olarak düşünülmüştür. Separatör, çözeltiyi buhara ve güçlü çözeltiliye ayırır; burada buhar, APC türbininde güç üretimi için kullanılır ve absorbere girmeden önce ejektördeki güçlü çözeltili ile karıştırılır. Ejektör kullanımı, sudaki LiBr fraksiyonunu azaltacak olan absorber sıcaklığını düşürmeden daha yüksek güç üretimi için türbindeki su buharının daha fazla kullanılmasını sağlar. Türbinden üretilen elektrik PEM elektrolizörünü çalıştırmak için elektrik gücü olarak kullanılır. Türbin

ve pompa güçlerine göre absorpsiyonlu güç çevriminin net gücü yaklaşık olarak 137 kW hesaplanmıştır. Bu net güç PEM elektrolizöre elektrik enerjisi olarak iletilir. PEM elektrolizörüne giren elektrik enerjisinin kantitatif miktarı toplam Gibbs enerjisi olarak düşünülerek bu güç ile üretilecek hidrojenin kütleli debisi hesap edilmiştir. Bu suyu ısıtmak için gerekli olan kaynak baca gazından elde edilir. PEM elektrolizöründe voltaj değerine tersinir hücre voltajı, aktivasyon hücre voltajı, ohmik hücre voltajı ve konsantrasyon hücre voltajı değerleri eklenerek hesaplamalar yapılmıştır. Bu hesaplamalara göre günlük hidrojen üretim miktarı yaklaşık olarak 87 kg'dır. Elektrolizör verimi ise yaklaşık olarak % 69 olup, tüm sistem verimi yaklaşık % 9 olarak hesaplanmıştır.

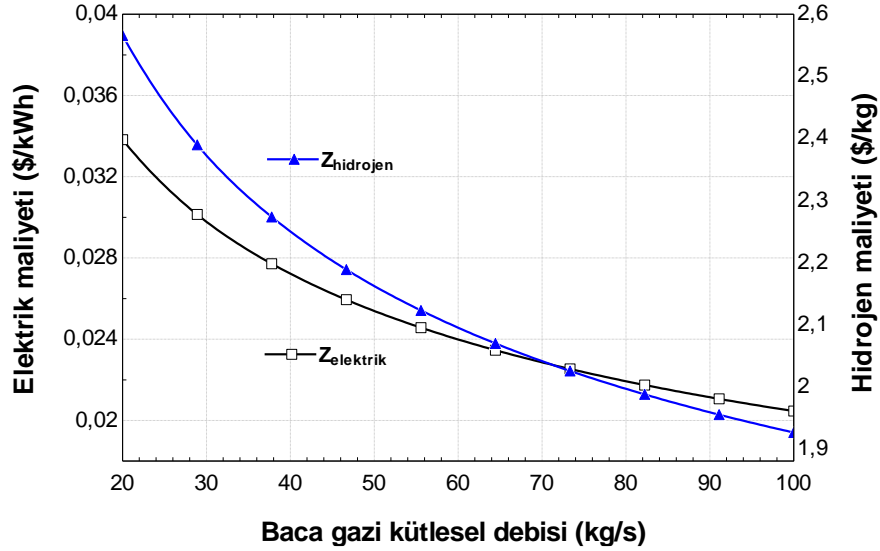
Şekil 5.1'de görüldüğü gibi sistemde hücre voltajına bağlı olarak kullanılan elektrolizör verimi ve hidrojen maliyeti karşılaştırılmıştır. Hücre voltajının artışı elektrolizör verimini düşürürken hidrojen maliyetini artırır. Bu sistemde hesaplamalar yapılırken hücre voltajı 1,8 V alınmıştır. En uygun şartlar için elektrolizör verimi yaklaşık olarak % 69 hesaplanmıştır. Optimum şartlar için hidrojen maliyeti kilogram başına 2,56 \$'dır.



Şekil 5.1. Hücre voltajına bağlı olarak elektrolizör verimi ve hidrojen maliyeti karşılaştırılması.

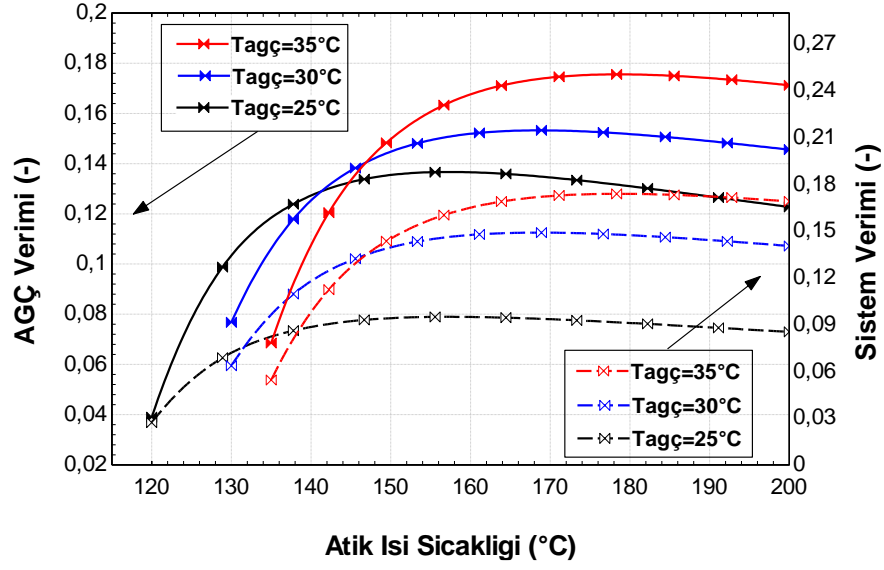
Şekil 5.2'de görüldüğü gibi baca gazı kütleli debisine bağlı olarak üretilen elektrik ve hidrojen maliyeti karşılaştırılmıştır. Baca gazı kütleli debisi kurulacak olan

sistemin büyüklüğü hakkında bilgi verir. Şekilde kütleli debi arttıkça maliyetlerin düştüğü görülmektedir fakat bu durum alan olarak sistemin büyüklüğünü artıracığı için ekonomik olarak olumsuz etkileyecektir. Optimum şartlar için 20 kg/s atık ısı debisinde elektrik ve hidrojen maliyeti yaklaşık olarak sırasıyla 0,034 \$/kWh ve 2,56 \$/kg olarak hesaplanmıştır.



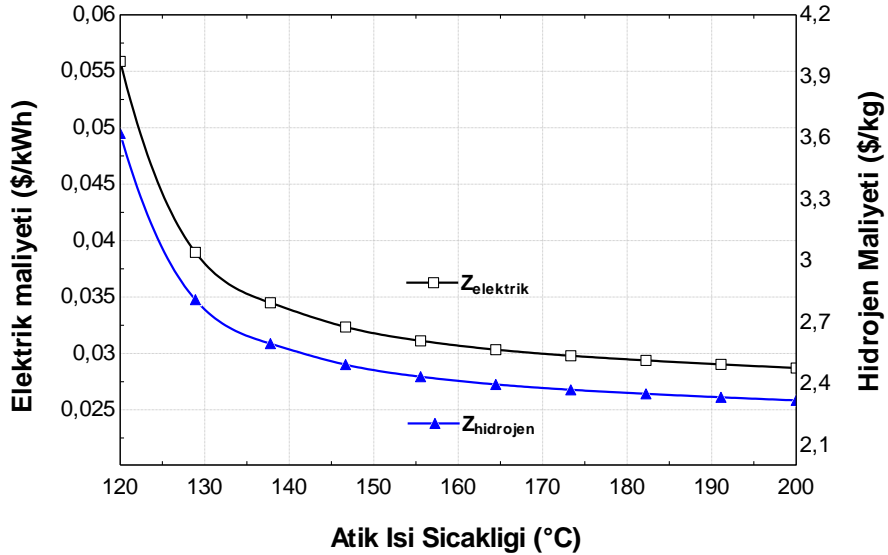
Şekil 5.2. Baca gazı kütleli debisine bağıli olarak elektrik ve hidrojen maliyeti karşılaştırılması.

Şekil 5.3’de görüldüğü gibi atık ısı sıcaklığına bağıli olarak Absorbsiyonlu güç çevriminin verimi ve sistem verimi karşılaştırılmıştır. Bununla birlikte çevre sıcaklığının 3 farklı durumu için karşılaştırma yapılmıştır. Atık ısı sıcaklığının artmasıyla Absorbsiyonlu güç çevriminin ve tüm sistemin verimi bir miktar artıp daha sonra düşmeye başlamıştır. Hesaplamalarda optimum sıcaklık 140⁰ C olarak alınmıştır. Çevre sıcaklıklarına bakıldığında 30-35⁰ C değerlerinin tüm sistem verimini daha çok arttırdığı görülür.



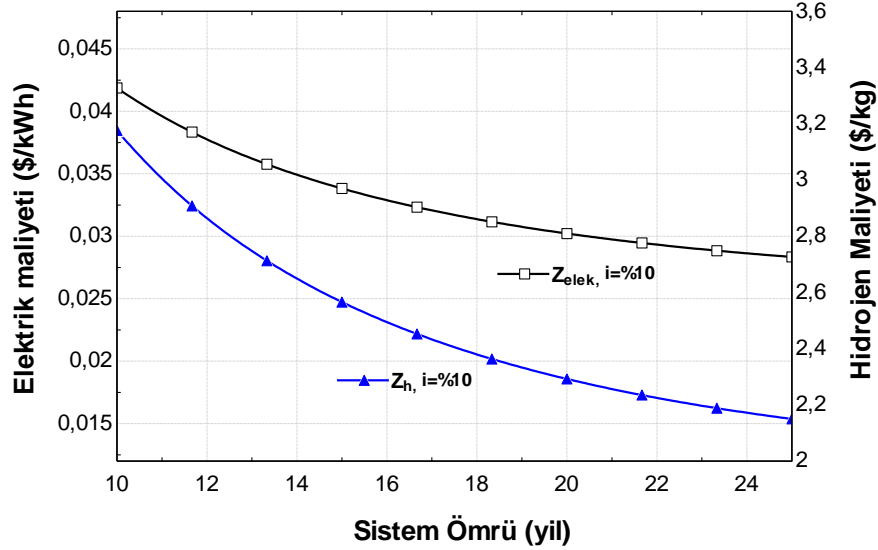
Şekil 5.3. Atık ısı sıcaklığına bağlı olarak AGÇ verimi ve tüm sistem veriminin karşılaştırılması.

Şekil 5.4'de görüldüğü gibi atık ısı sıcaklığı ve 25⁰ C çevre sıcaklığı için elektrik ve hidrojen maliyetinin karşılaştırılması yapılmıştır. Maliyetlerdeki en yüksek değerler yaklaşık olarak 120⁰ C atık ısı sıcaklığında görülür bu sıcaklık arttıkça maliyetler ciddi oranda düşmüştür.



Şekil 5.4. Atık ısı sıcaklığına bağlı olarak elektrik ve hidrojen maliyeti karşılaştırılması.

Şekil 5.5’de görüldüğü gibi % 10 efektif faiz oranı ve sistem ömrünün elektrik ve hidrojen maliyetlerini nasıl etkilediği karşılaştırılmıştır. Bunlara bağlı olarak sistemin ekonomik ömrü arttıkça maliyetlerin ciddi miktarda düştüğü görülmüştür. Sistemin ekonomik ömrü optimum şartlarda hesaplamalar için 15 yıl olarak alınmıştır. Bu değer sermaye geri kazanım faktörünü etkiler.

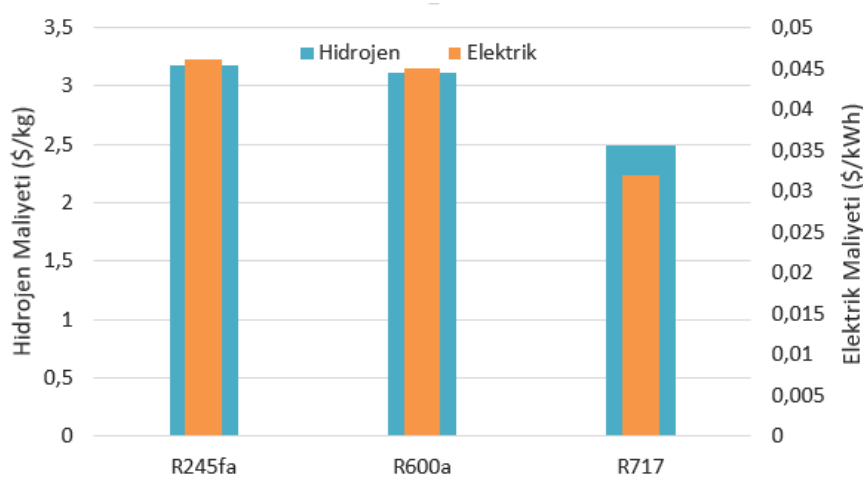


Şekil 5.5. Sistem ömrüne ve efektif faiz oranına bağlı olarak elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.

5.1.2. II. Sistem Sonuçları

Bu sistemde Şekil 4.7’de belirtildiği gibi güç çevrimi olarak Organik Rankine Çevrimi ve hidrojen üretim sistemi için Alkalin Elektrolizör kullanılması uygun görülmüştür. Hesaplamalarda sanayi dallarından üretilen gücün miktarına göre hidrojenin miktarı belirlenmiş ve buna bağlı olarak atık ısı miktarı hesaplanmıştır. Bu atık ısı beş farklı sıcaklık aralığında değerlendirilmiştir. Bu sistemde hesaplamalar için güç çevrimi modellenmesinden yararlanılarak R245fa organik akışkan kullanılması öngörülmüştür. Referans sıcaklık değeri 25⁰ C olup, referans basınç değeri 100 kPa’dır. Sistemde en fazla ısıl ihtiyacın olduğu bileşen olan kazan sıcaklığının, baca gazının sıcaklık aralığına göre 280⁰ C’ye kadar ısıtıldığı varsayılmıştır. Bununla beraber kazan çıkış basınç değeri 2500 kPa alınmıştır. Sonrasında yüksek basınçta türbine gelen akışkan 0,90 izantropik verimle genişlemektedir. Türbinden elektrik enerjisi üretilip, kondenser çıkışında kuruluk derecesi tamamen doymuş sıvı olarak kabul edilmiştir.

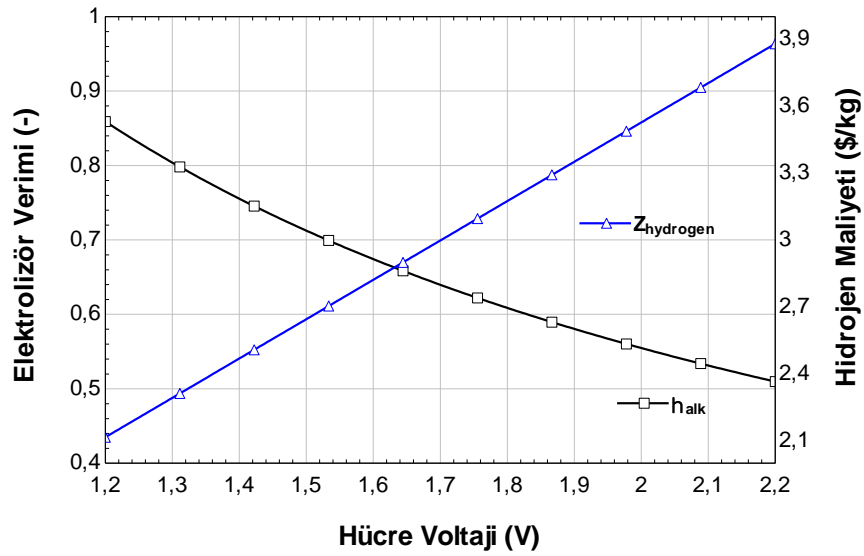
Kondenserden çevreye atılan atık ısı geri kazanım olarak kullanılmamıştır. Türbin ve pompa güçlerine göre organik Rankine çevriminin net gücü yaklaşık olarak 164,3 kW hesaplanmıştır. Bu net güç alkaline elektrolizöre elektrik enerjisi olarak iletilir. Alkaline elektrolizörüne giren elektrik enerjisinin kantitatif miktarı toplam Gibbs enerjisi olarak düşünülerek bu güç ile üretilecek hidrojenin kütleli debisi hesap edilmiştir. Bu suyu ısıtmak için gerekli olan kaynak baca gazından elde edilir. Alkaline elektrolizöründe voltaj değerine tersinir hücre voltajı, aktivasyon hücre voltajı, ohmik hücre voltajı ve konsantrasyon hücre voltajı değerleri eklenerek hesaplamalar yapılmıştır. Bu hesaplamalara göre günlük hidrojen üretim miktarı yaklaşık olarak 82 kg'dır. Elektrolizör verimi ise yaklaşık olarak % 60 olup, tüm sistem verimi yaklaşık % 6 olarak hesaplanmıştır.



Şekil 5.6. Organik akışkanlara bağlı olarak hidrojen ve elektrik maliyeti.

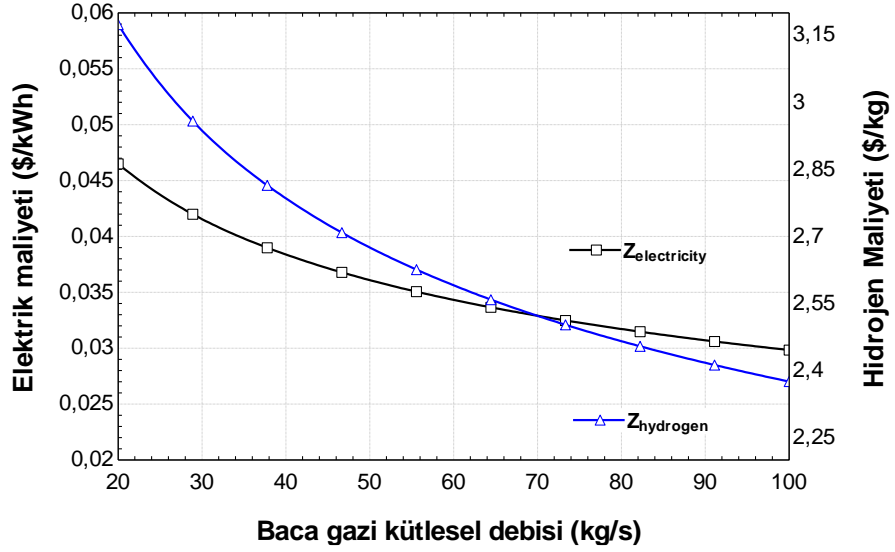
Bu sistemde güç üretim sistemi olarak çalışılan organik Rankine çevriminde çalışma sıcaklığı şartlarına bağlı olarak bazı akışkanlar karşılaştırılmıştır. Şekil 5.6'da görüldüğü gibi bu akışkanlar R245fa, R600a ve R717'dir. R600a izantropik hidrokarbon akışkan tipine sahiptir. R245fa, hidroflorokarbon tabanlı tek bileşendir ve yapısı gereği köpük halindedir. Bu hidrokarbon akışkanlar zehirsiz, doğal ve küresel ısınma potansiyeli neredeyse ihmal edilebilir düzeyde olan akışkanlardır. Hesaplamalarda R245fa diğer akışkanlara kıyasla yüksek hidrojen ve elektrik maliyetine sahiptir. Bunun sebebi olarak R245fa soğutucu akışkanının daha çok santrifüjlü soğutucularda kullanılması görülebilir.

Şekil 5.7’de görüldüğü gibi sistemde hücre voltajına bağlı olarak kullanılan elektrolizör verimi ve hidrojen maliyeti karşılaştırılmıştır. Hücre voltajının artışı elektrolizör verimini düşürürken hidrojen maliyetini artırır. Bu sistemde hesaplamalar yapılırken hücre voltajı 1,8 volt alınmıştır. Hücre voltajı 1 mol hidrojen için tüketilen güç değerini ters orantılı olarak etkilemektedir. Bu yüzden hücre voltajı arttıkça verim düşmektedir. En uygun şartlar için Alkalin elektrolizörün verimi yaklaşık olarak % 60 hesaplanmıştır. Optimum hidrojen maliyeti ise 3,17 \$/kg’dır.

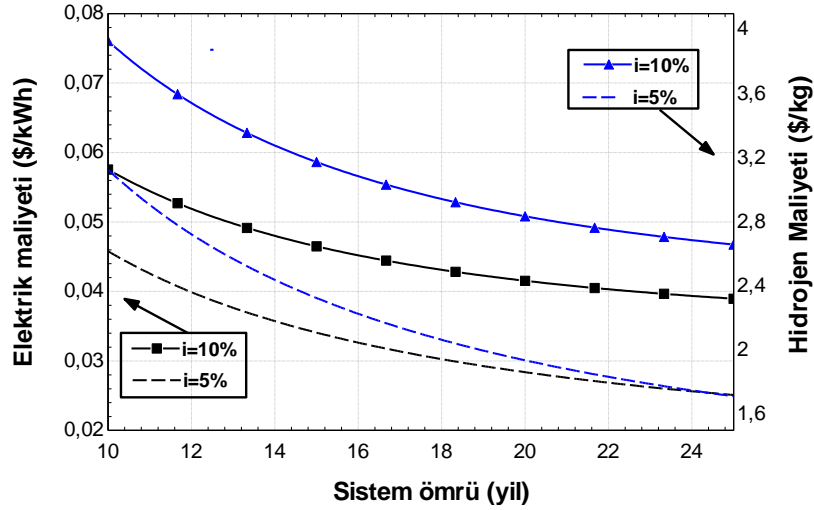


Şekil 5.7. Hücre voltajı değişimine göre elektrolizör verimi ve hidrojen maliyetindeki değişim.

Şekil 5.8’de görüldüğü gibi baca gazı kütleli debisine bağlı olarak üretilen elektrik ve hidrojen maliyeti karşılaştırılmıştır. Baca gazı kütleli debisi bize kurulacak olan sistemin büyüklüğü hakkında bilgi verir. Şekilde kütleli debi arttıkça maliyetlerin düştüğü görülmektedir fakat bu durum alan olarak sistemin büyüklüğünü artıracaktır. Optimum şartlar için 20 kg/s atık ısı debisinde elektrik ve hidrojen maliyeti yaklaşık olarak sırasıyla 0,046 \$/kWh ve 3,17 \$/kg olarak hesaplanmıştır.



Şekil 5.8. Baca gazı kütleli debisine bağlı olarak elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.



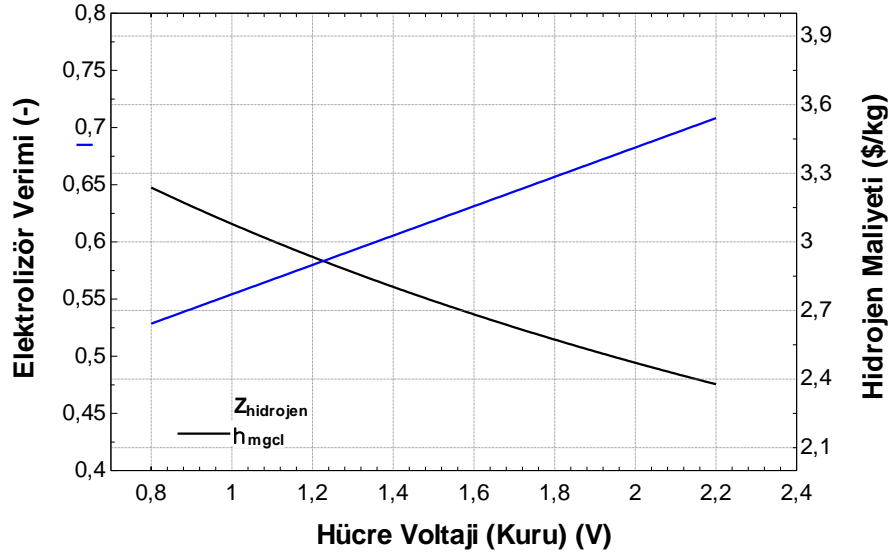
Şekil 5.9. Sistem ömrüne bağlı olarak elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.

Maliyet hesabında sistemin ekonomik ömrü ve efektif faiz oranı iki önemli ana unsurdur. Hesaplamalarda şekil 5.9'da görüldüğü gibi % 5 ve % 10 efektif faiz oranları ile sistem ömrünün elektrik ve hidrojen maliyetlerini nasıl etkilediği karşılaştırılmıştır. Bunlara bağlı olarak sistemin ekonomik ömrü arttıkça maliyetlerin ciddi miktarda düştüğü görülmüştür. Sistemin ekonomik ömrü optimum şartlarda hesaplamalar için 15 yıl olarak alınmıştır ve bu değer sermaye geri kazanım faktörünü etkiler.

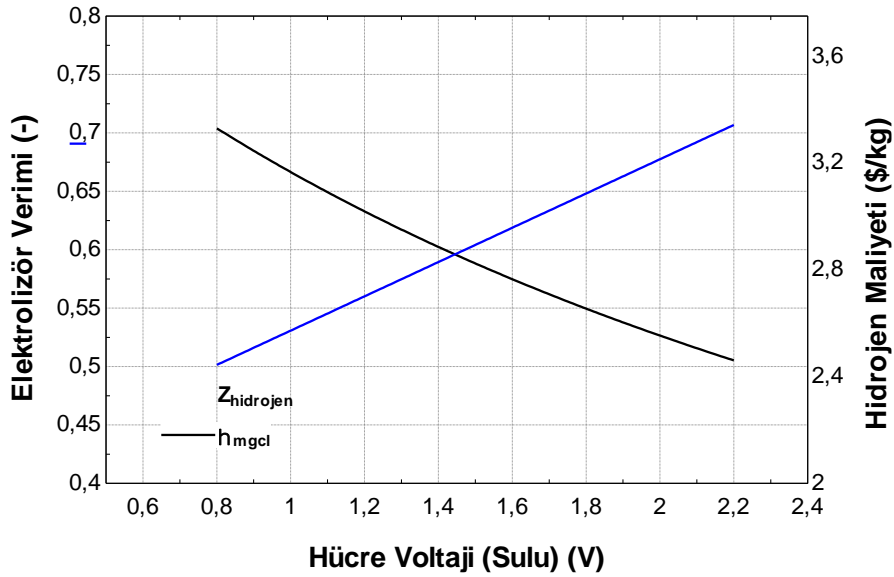
5.1.3. III Sistem Sonuçları

Bu sistemde güç çevrimi olarak buhar Rankine çevrimi ve hidrojen üretim sistemi için Mg-Cl termokimyasal çevriminde kuru ve sulu olmak üzere iki farklı elektrolizör kullanılması uygun görülmüştür. Hesaplamalarda sanayi dallarından üretilen gücün miktarına göre hidrojenin miktarı belirlenmiştir ve buna bağlı olarak atık ısı miktarı hesaplanmıştır. Bu sistemde hesaplamalar için güç çevrimi modellemesinden yararlanılarak toluene akışkanın kullanılması öngörülmüştür. Referans sıcaklık değeri 25⁰ C olup, referans basınç değeri 100 kPa'dır. Sistemde en fazla ısı ihtiyacın olduğu bileşen olan kazan sıcaklığının, baca gazının sıcaklık aralığına göre 400⁰ C'ye kadar ısıtıldığı varsayılmıştır. Bununla beraber kazan çıkış basınç değeri 3000 kPa alınmıştır. Sonrasında yüksek basınçta türbine gelen akışkan 0,85 izantropik verimle genişler. Türbinden elektrik enerjisi üretilir ve kondenser çıkışında kuruluk derecesi tamamen sıvı olarak kabul edilmiştir. Türbin ve pompa güçlerine göre buhar Rankine çevriminin net gücü yaklaşık olarak 462 kW hesaplanmıştır. Bu net güç sulu ve kuru elektrolizöre elektrik enerjisi olarak iletilir. Bu elektrolizörlere giren elektrik enerjisinin kantitatif miktarı toplam Gibbs enerjisi olarak düşünülerek bu güç ile üretilcek hidrojenin kütleli debisi hesap edilmiştir. Bu suyu ısıtmak için gerekli olan kaynak baca gazından elde edilir. Kuru ve sulu elektrolizörlerde voltaj değerine tersinir hücre voltajı, aktivasyon hücre voltajı, ohmik hücre voltajı ve konsantrasyon hücre voltajı değerleri eklenerek hesaplamalar yapılmıştır. Bu hesaplamalara göre günlük hidrojen üretim miktarı yaklaşık olarak 363 kg'dır. Termokimyasal çevrim verimi ise yaklaşık olarak % 61 olup, tüm sistem verimi yaklaşık % 21 olarak hesaplanmıştır.

Hesaplamalar yapılırken literatür araştırmalarına göre kuru ve sulu elektrolizör voltaj değerleri sırasıyla 0,99 V ve 1,3 V alınmıştır. Şekil 5.10 ve 5.11'de kuru ve sulu elektrolizör voltaj değerlerine bağlı olarak elektrolizör verimi ve hidrojen maliyeti karşılaştırılmıştır. Her ikisinde de voltaj değerleri arttıkça verimde düşüş, hidrojen maliyetinde ise artış görülür. Bu voltaj değerleri sisteme verilen gücü direkt olarak etkilediği için önemli bir parametredir.

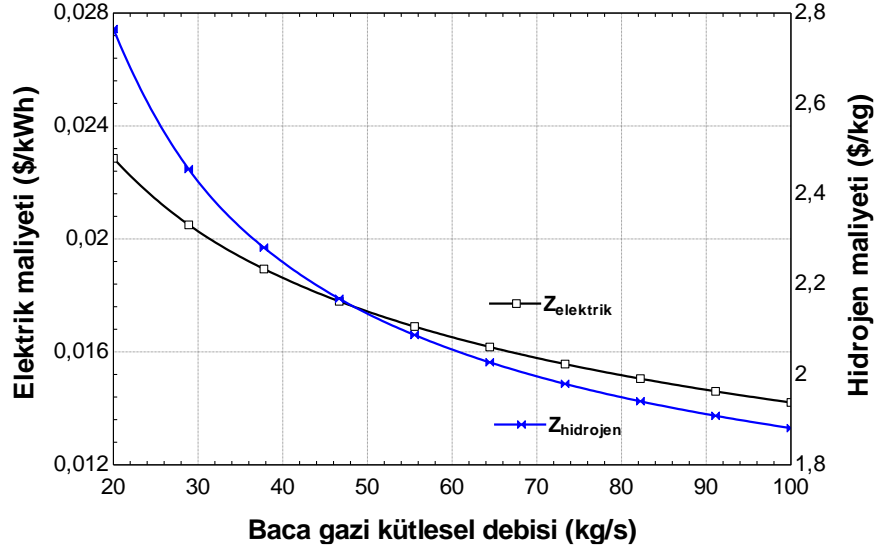


Şekil 5.10. Hücre voltajı değişimine göre elektrolizör verimi ve hidrojen maliyetindeki değişim.



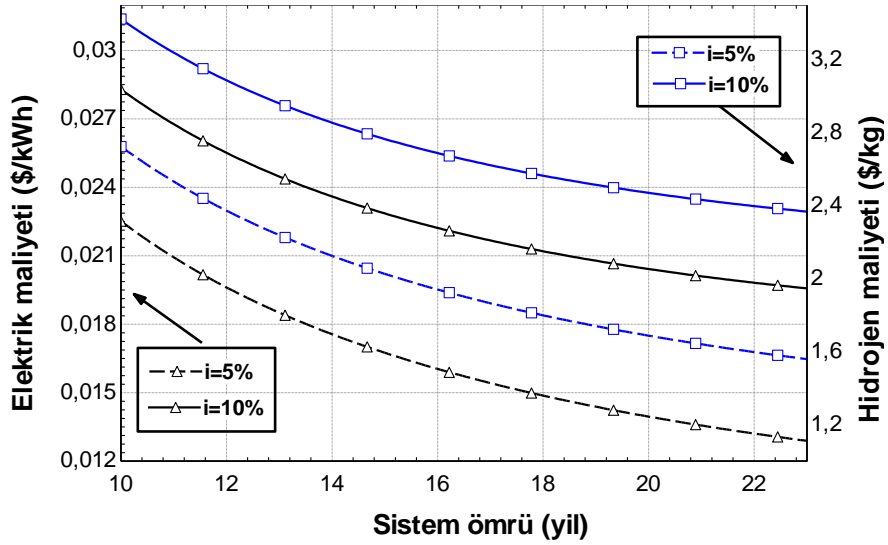
Şekil 5.11. Hücre voltajı değişimine göre elektrolizör verimi ve hidrojen maliyetindeki değişim.

Baca gazı kütleli debisi sistemin büyüklüğü ile doğrudan etkilidir. Hesaplamalar yapılırken bu değer 20 kg/s olarak alınmıştır. Şekil 5.12'ye göre bu değer için maliyetler hesaplandığında her ikisinin de en yüksek seviyede olduğu görülür. Baca gazı kütleli debisi arttıkça elektrik ve hidrojen üretim maliyetleri azalır.

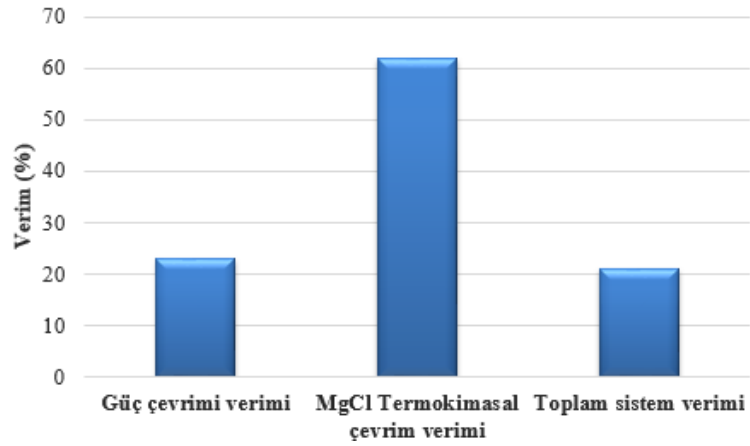


Şekil 5.12. Baca gazı kütleli debisindeki değişime göre elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.

Şekil 5.13’de sistem ömründeki değişime göre elektrik ve hidrojen maliyetlerindeki değişim karşılaştırılmıştır. Sistem ömrü arttıkça üretim maliyetleri azalmıştır. Tesiste kullanılan bileşenlerin kullanım ömürleri kısıtlı olduğu için bu maliyetler için uygun değerler ile çalışılmaktadır. Maliyetleri etkileyen diğer bir unsurda etkin faiz oranıdır. Bu değer için %5 ve %10 arasında kıyaslama yapıldığı zaman maliyetlerdeki düşüş gözle görülür seviyededir.

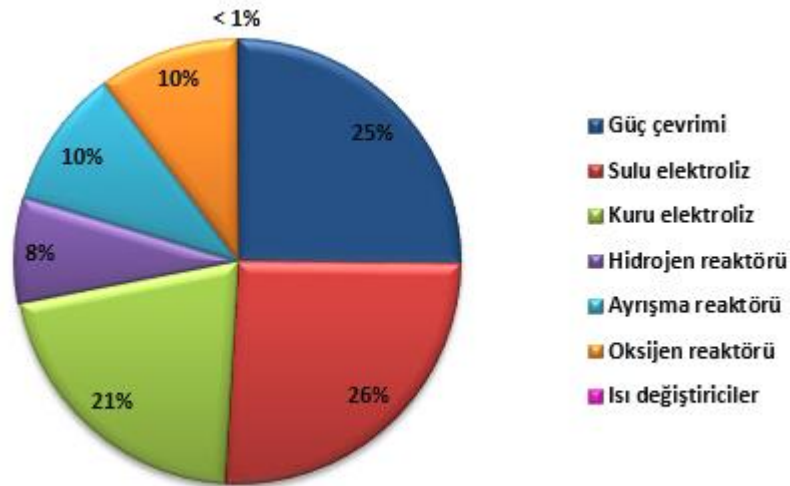


Şekil 5.13. Sistem ömrüne bağlı olarak elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.



Şekil 5.14. III.Sistem verimlerinin karşılaştırılması.

Şekil 5.14’de III.Sistem için uygun değerler ile hesaplamalar yapıldığı zaman elde edilen verim değerleri gösterilmiştir. Güç çevrimi olarak kullanılan buhar Rankine çevriminin verimi % 22’dir. Bu verim değeri teorik olarak kabul edilebilir seviyededir. Mg-Cl termokimyasal çevriminin verimi literatüre uygun aralıklarda % 61 olarak hesaplanmıştır. Toplam sistem verimi ise %21’dir.



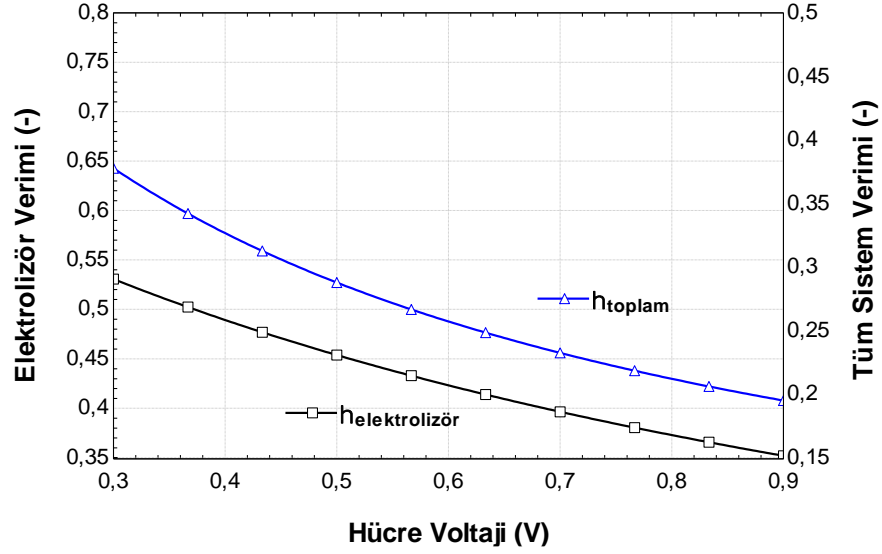
Şekil 5.15. III.sistemde güç çevriminde kullanılan bileşenlerin maliyetleri.

Şekil 5.15’de elektrik ve hidrojen üretim maliyetlerini etkileyen ana bileşenlerin maliyet yüzdeleri karşılaştırılmıştır. Bu sistem için 10 tane farklı ısı değiştiricisi kullanılmıştır. Bu ısı değiştiricilerin maliyet değerleri diğer bileşenlere göre daha düşüktür ve bu değerler neredeyse hepsinde aynı olduğu için grafikte toplamları kullanılmıştır. Buna rağmen hidrojen üretim maliyetlerini etkileme oranı çok

düşüktür. Hidrojen üretim maliyetini en çok etkileyen değer termokimyasal çevrimde kullanılan sulu elektrolizör olmuştur. Reaktörler yaklaşık olarak aynı oranda etkilemektedir. Elektrik üretim maliyetine bakıldığı zaman en çok etkileyen bileşen buhar Rankine güç çevrimidir.

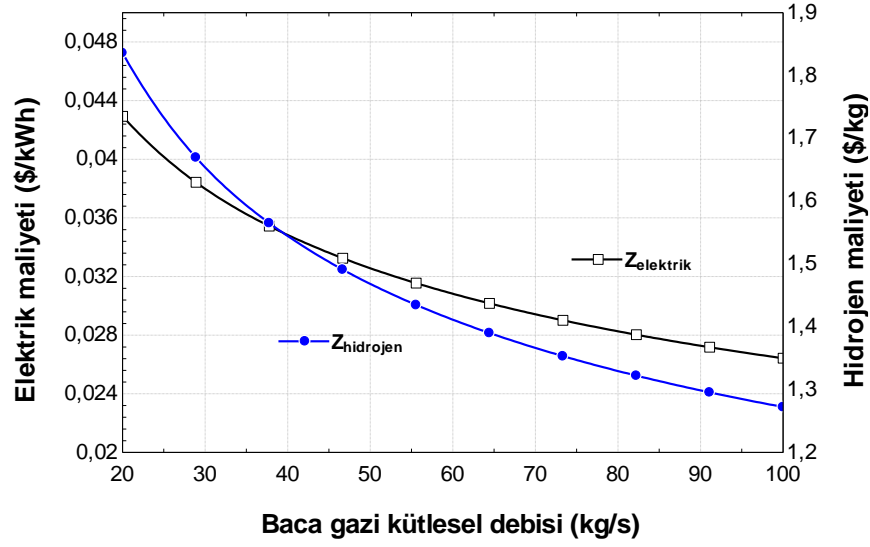
5.1.4. IV. Sistem Sonuçları

Bu sistemde güç çevrimi olarak gaz türbini (Brayton) çevrimi ve hidrojen üretim sistemi için HyS termokimyasal çevrimi kullanılması uygun görülmüştür. Hesaplamalarda sanayi dallarından üretilen enerjinin miktarına göre hidrojenin miktarı belirlenmiş ve buna bağlı olarak atık ısı miktarı hesaplanmıştır. Bu sistemde hesaplamalar için açık çevrime göre çalışan bir gaz türbini güç çevrimi modellenmesinden yararlanılmıştır. Çevrimde akışkan olarak hava kullanılmıştır. Hava kullanılmasının sebebi bileşenlerdeki sıcaklıkları güvenli sınırlar içinde tutabilmektir. Çevre şartlarındaki hava kompresör tarafından emilerek sıkıştırılır ve buna bağlı olarak akışkanın sıcaklığı ve basıncı yükselir. Bu akışkan gaz ısıtıcısına girer ve burada baca gazından gelen ısıyla yaklaşık olarak 973 K'e kadar ısıtılır. Çevrimde kullanılacak türbin kanatlarının, bu yüksek sıcaklığa dayanabilecek yapıda olması gerekir. Bu yüksek sıcaklıklı gaz, türbinde tekrar genişleyerek termokimyasal çevrimde kullanılacak gücü üretir. Gaz türbini çevriminin net gücü yaklaşık olarak 2550 kW hesaplanmıştır. Bu net güç elektrolizöre elektrik enerjisi olarak iletilir. Gaz türbininden çıkan egzoz gazları tekrar çevrimde kullanılmaz ve atmosfere gönderilir. Referans sıcaklık değeri 25⁰ C olup, referans basınç değeri 100 kPa'dır. Sistemde en fazla ısıl ihtiyacın olduğu bileşen olan ayrışma reaktörü sıcaklığının, baca gazının sıcaklık aralığına göre 1123 K'e kadar ısıtıldığı varsayılmıştır. Ayrıştırıcıya giren sülfürik asit elektrolizörde kullanılmak üzere suya ve kükürt dioksite ayrılır. Bununla beraber güç çevriminden gelen güç elektrolizi besler ve bu sistemden günlük yaklaşık olarak 5754 kg hidrojen üretilir. Modellemeye göre ısıtma veya soğutma yapmak için 6 tane ısı değiştiricisi kullanılmıştır. Bu endotermik işlem yapan ısı değiştiricilerinden elde edilen ısıların geri dönüşüm için kullanılmadığı varsayılmıştır. Hesaplamalara göre sistemin elektrolizör verimi yaklaşık olarak % 45 olup, tüm sistem verimi yaklaşık olarak % 28'dir.

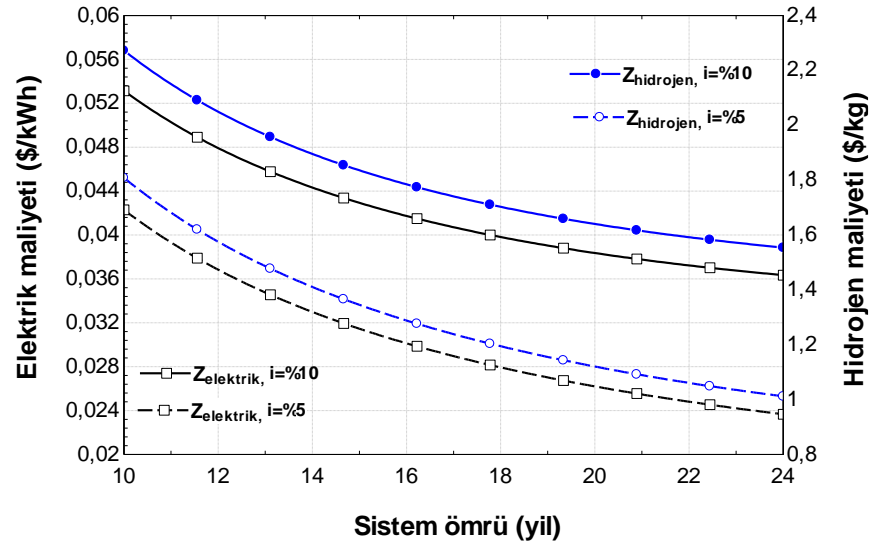


Şekil 5.16. Hücre voltajı değişimine göre elektrolizör verimi ve tüm sistem verimindeki değişim.

Şekil 5.16’da HyS termokimyasal çevriminde kullanılan elektrolizörün hücre voltajına bağlı olarak elektrolizör verimi ve sistem verimi karşılaştırılmıştır. Hesaplamalar yapılırken bu hücre voltajı değeri literatüre bağlı kalınarak 0,5 V alınmıştır. Hücre voltajı arttıkça elektrolizör ve tüm sistem verimi ciddi miktarda düşmüştür. Zaten önemli olan düşük hücre voltajında en iyi verimle hidrojen üretmek olduğu için bu çevrimlerde hibrit sistemlerin kullanılması çok avantajlıdır. Bu sistemde hesaplamalar yapılırken baca gazı kütleli debisi 20 kg/s alınmıştır. Şekil 5.17’de görüldüğü gibi baca gazı kütleli debisi arttıkça elektrik ve hidrojen maliyetleri düşmektedir. Hesaplamalara göre en uygun şartlarda elektrik maliyeti yaklaşık olarak 0,043 \$/kWh hidrojen üretim maliyeti ise kilogram başına 1,836 \$’dır.

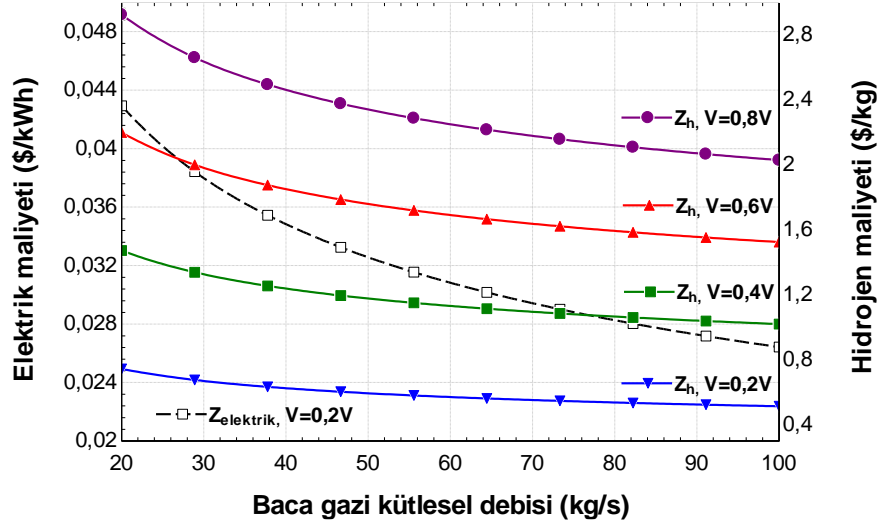


Şekil 5.17. Baca gazı kütleli debisindeki değişime göre elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.



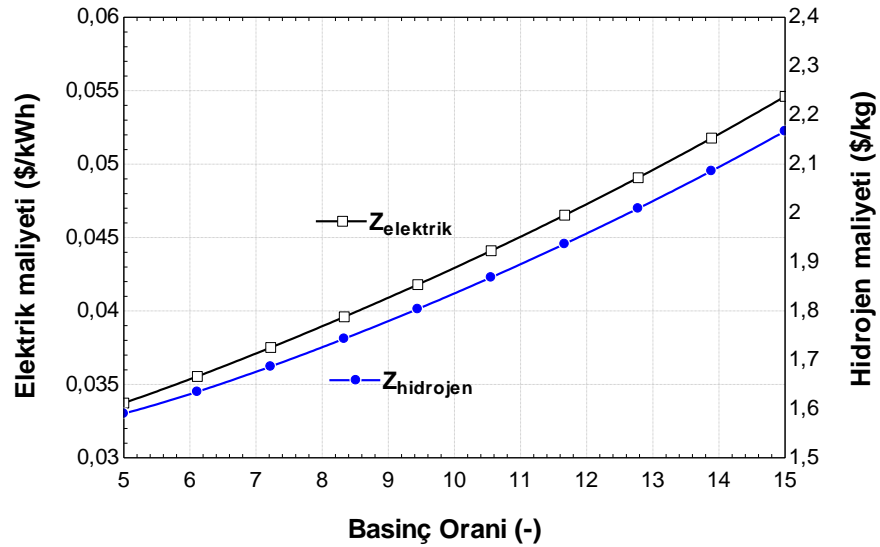
Şekil 5.18. Sistem ömrüne bağlı olarak elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.

Maliyetleri etkileyen çok fazla unsur vardır. Bunlardan biri de sistem ömrüdür. Modellenen sisteme göre sistem ömrünün maliyetler üzerindeki değişimi Şekil 5.18’de gösterilmiştir. Aynı zamanda efektif faiz oranına (i) göre karşılaştırma yapılmıştır. Bu değer % 5 ve % 10 olacak şekilde değerlendirilmiştir. Hesaplamalar yapılırken sistem ömrü 15 yıl olarak düşünülmüştür. Sistem ömrü arttıkça maliyetlerde düşüş görülmektedir.



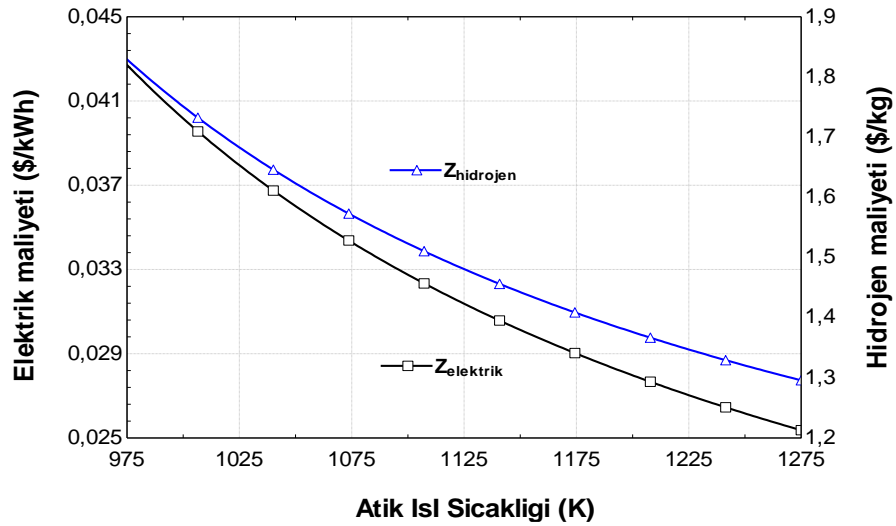
Şekil 5.19. Baca gazı kütleli debisine ve farklı hüresel voltaj değerlerine bağı olarak elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.

Şekil 5.19'da baca gazı kütleli debisine bağı olarak farklı hüresel voltaj değerlerinde hidrojen üretim maliyeti karşılaştırılmıştır. Hücre voltajı değeri 0,8 V olduğunda hidrojen üretim maliyeti yaklaşık olarak 2 \$/kg olarak hesaplanmıştır. Voltaj değeri düştükçe buna bağı olarak hidrojen maliyetinde de düşüş görülür. Düşük hüresel voltaj değeri elektroliz için gerekli gücü daha verimli kullanmayı sağlar ve maliyetleri düşürür.



Şekil 5.20. Basınç oranına bağı olarak elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.

Şekil 5.20’de görüldüğü gibi gaz türbini güç üretim sisteminde kullanılan basınç oranına bağlı olarak termokimyasal çevrimden üretilen elektrik ve hidrojen maliyetlerindeki değişim analiz edilmiştir. Literatüre göre, güç çevriminde kullanılan gaz türbininin kanat malzemesinin dayanabileceği sıcaklık sınırlı olduğu için çevrimin basınç oranı da buna bağlı olarak kısıtlanır [121]. Belirli basınç oranlarında net güç en yüksek değerine ulaştıktan sonra, basınç oranının daha da artmasıyla beraber net güç yeniden azalmaya başlar. Bununla beraber daha büyük baca gazı kütleli debisine ihtiyaç duyulacaktır. Bu da sistemi büyüteceği için yatırım maliyetini artırır. Dolayısıyla gaz türbinin modellenmesinde basınç oranı yaygın olarak 8 – 16 arasındadır. IV. Sistem’de güç çevrimi için yapılan hesaplamalarda basınç oranı 8 alınmıştır. Basınç oranı arttıkça elektrik ve hidrojen üretim maliyetleri de artmıştır.

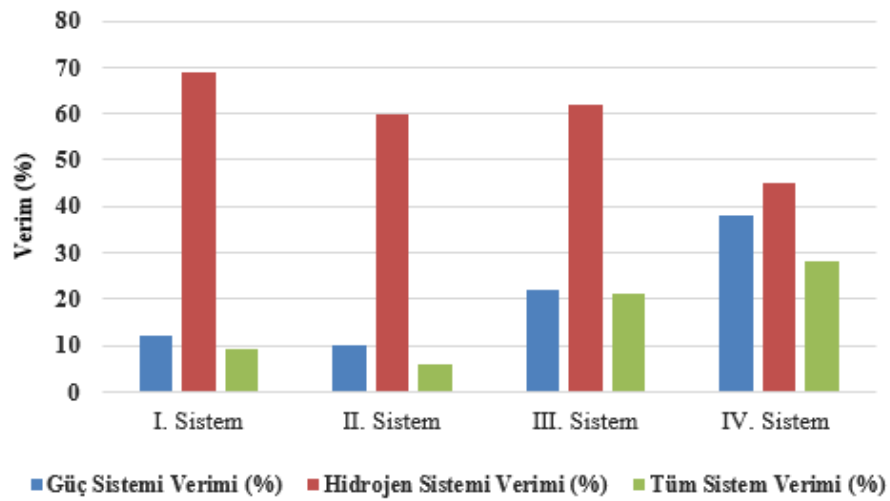


Şekil 5.21. Atık ısı sıcaklığına bağlı olarak elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim.

Bu sistemde atık ısı sıcaklığının modellenen sistemlerden dolayı 500-1000⁰ C aralığında olacağı varsayılmıştır. Bu atık ısıya kaynak olarak, demir-çelik fabrikalarının bacalarından atmosfere atılan ısılar kullanılabilir. Şekil 5.21’de görüldüğü gibi atık ısı sıcaklığına bağlı olarak termokimyasal çevrimden üretilen elektrik ve hidrojen maliyetindeki değişim analiz edilmiştir. Hesaplamalar yapılırken sistemde ısıtma için kullanılacak atık ısı sıcaklığı 1123 K olarak alınmıştır. Şekilde görüldüğü gibi atık ısı sıcaklığı arttıkça maliyetlerde düşmektedir. Bunun sebebi, yüksek atık ısı sıcaklığını tamamen kullanıp düşük baca gazı kütleli debisiyle türbinden en faydalı şekilde güç üretmek olarak görülebilir.

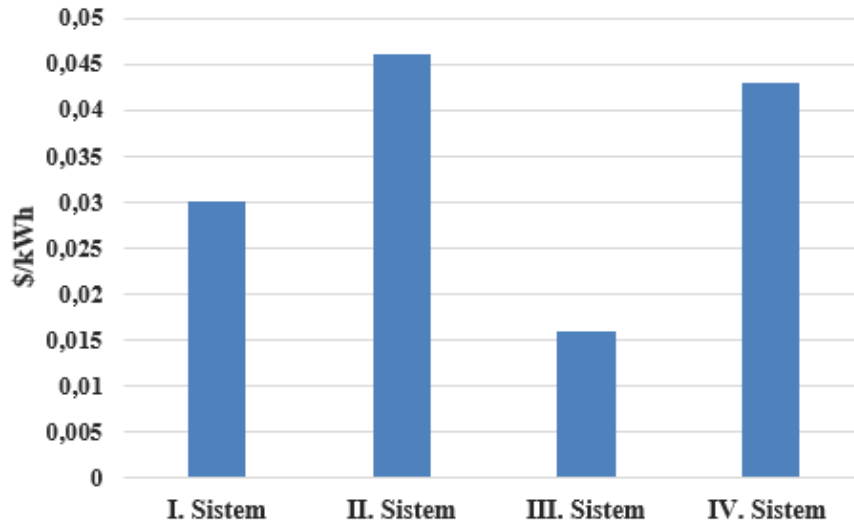
5.2. ÖRNEK OLAYLARIN KARŞILAŞTIRILMASI

Bu çalışmada 20 örnek olay içerisinde dördü örnek olay seçilerek karşılaştırmalı ve detaylı olarak modellenmiştir. Seçim yapılırken birçok parametreye dikkat edilmiştir. Tesis bacalarından kullanılacak sıcaklık aralıkları, güç üretim sistemleri ve termokimyasal sistemler kombine edilerek hidrojen üretimi amaçlanmıştır. I. Sistem için kullanılacak olan baca gazı sıcaklık aralığı 100-200⁰ C’de olduğu için bu değer yaklaşık olarak çoğu sanayi dalından elde edilebilir. Bu sistemde güç çevrimi olarak absorpsiyonlu güç çevrimi kullanılmıştır. H₂ üretimi PEM elektrolizör ile sağlanmıştır. Absorpsiyonlu güç çevriminden, PEM elektrolizörde kullanılması için yaklaşık olarak 137 kW güç üretilmiştir. Termokimyasal çevrimde bacadan gelen ısı elektrolizöre girecek çevre şartlarındaki suyu, ısı değiştiricisi yardımı ile ön ısıtma yaparak 150⁰ C’ye kadar ısıtmıştır. I. Sistem’de günlük hidrojen üretimi 68,5 kg’dır. Bu sistemin 1 mol hidrojeni üretmek için harcadığı güç miktarı yaklaşık 347 kJ olarak hesaplanmıştır. I. Sistem için hesaplanan verim değerleri Şekil 5.22’de görüldüğü gibi tahmin edilen aralıklardadır. Diğer sistemlerle karşılaştırıldığı zaman en yüksek hidrojen sistemi verimine sahiptir. Bunun sebebi, hidrojen üretimi için PEM elektrolizörünün kullanılması ve enerji harcayacak çok fazla bileşenin olmaması gösterilebilir. Gerekli maliyet hesapları yapıldıktan sonra elektrik maliyeti ve üretilen hidrojen maliyeti sırasıyla 0,03 \$/kWh ve 2,56 \$/kg olarak hesaplanmıştır.



Şekil 5.22. Seçilen sistemler için hesaplanan verim değerleri.

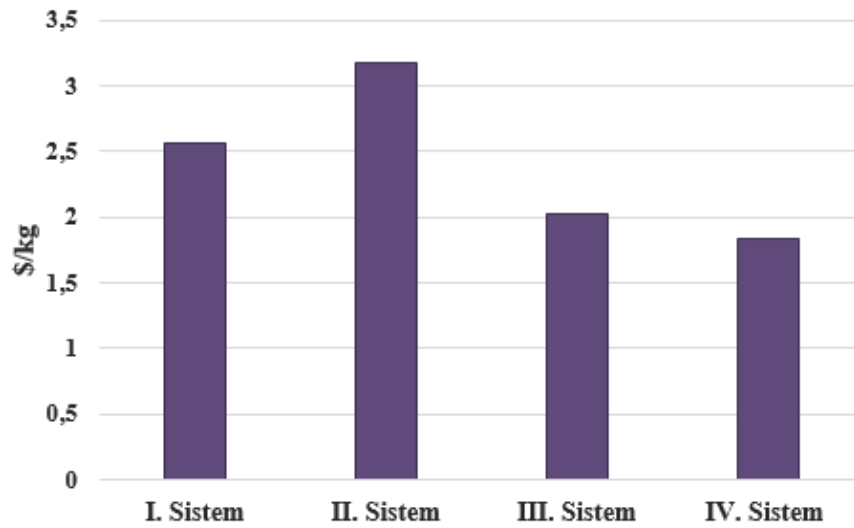
II. Sistem için kullanılacak olan baca gazı sıcaklık aralığı 200-300⁰ C’de olduğu için bu değer ana metal sanayi dallarından elde edilebilir. Bu sistemde güç çevrimi olarak organik Rankine güç çevrimi kullanılmıştır. Hidrojen üretimi Alkaline elektrolizör ile sağlanmıştır. Organik Rankine güç çevriminden, Alkaline elektrolizörde kullanılması için yaklaşık olarak 164,3 kW güç üretilmiştir. I. Sistemde olduğu gibi termokimyasal çevrimde bacadan gelen ısı elektrolizöre girecek çevre şartlarındaki suyu, ısı değiştiricisi yardımı ile ön ısıtma yaparak 200⁰ C’ye kadar ısıtmıştır. II. Sistem’de günlük hidrojen üretimi 82,4 kg’dır. Bu sistemin 1 mol hidrojeni üretmek için harcadığı güç miktarı yaklaşık 347 kW olarak hesaplanmıştır. Alkaline elektrolizörünün hücresel voltaj değeri I. Sistemde kullanılan PEM elektrolizörün hücresel voltaj değeri ile aynı olduğu için hidrojeni üretmek için harcadığı güç değeri de aynıdır. II. Sistem için hesaplanan verim değerleri Şekil 5.22’de görüldüğü gibi tahmin edilen aralıklardadır. Diğer sistemlerle karşılaştırıldığı zaman en düşük sistem verimine sahiptir. Gerekli maliyet hesapları yapıldıktan sonra elektrik maliyeti ve üretilen hidrojen maliyeti sırasıyla 0,046 \$/kWh ve 3,174 \$/kg olarak hesaplanmıştır. Şekil 5.23’de görüldüğü gibi en yüksek elektrik maliyeti bu sistemdedir.



Şekil 5.23. Seçilen sistemler için hesaplanan elektrik maliyeti.

III. Sistem için kullanılacak olan baca gazı sıcaklık aralığı 400-500⁰ C’de olduğu için bu değer kimya-petrokimya sanayi dalından elde edilebilir. Bu sistemde güç çevrimi olarak buhar Rankine güç çevrimi kullanılmıştır ve hidrojen üretimi için Mg-Cl termokimyasal hidrojen üretim sistemi kullanılmıştır. Buhar Rankine güç

çevriminden, Mg-Cl termokimyasal sistemin elektrolizöründe kullanılması için yaklaşık olarak 461,2 kW güç üretilmiştir. Termokimyasal çevrimde üç farklı reaktör kullanılması uygun görülmüştür. Ayırıştırma reaktörü bacadan gelen ısı yardımı ile 450⁰ C'ye kadar ısıtılmıştır. Aynı zamanda hidroliz reaktörüne girecek çevre şartlarındaki suyu, ısı değiştiricisi yardımı ile ön ısıtma yaparak 280⁰ C'ye kadar ısıtmıştır. Bu sistemde sulu ve kuru olmak üzere iki farklı elektrolizör kullanılmıştır. Bu elektrolizörlerin 1 mol hidrojen üretmek için harcadıkları güç miktarı sırasıyla 125,4 kW ve 92,52 kW'tır. III. Sistem'de günlük hidrojen üretimi 363,6 kg'dır. Bu değer modellenen sistem için beklenen bir değerdir. III. Sistem için hesaplanan verim değerleri Şekil 5.22'de görüldüğü gibi ortalama değerlerdir. Sistemin güç üretim verimi %22, hidrojen sistemi verimi %62 ve tüm sistem verimi %21 olarak hesaplanmıştır. Gerekli maliyet hesapları yapıldıktan sonra elektrik maliyeti ve üretilen hidrojen maliyeti sırasıyla 0,016 \$/kWh ve 2,03 \$/kg olarak hesaplanmıştır. Diğer sistemlerle karşılaştırıldığında en düşük elektrik maliyetine sahiptir. Kullanılan güç üretim çevrimi ve termokimyasal çevrimden kaynaklı olarak maliyet değerleri çok ekonomiktir.



Şekil 5.24. Seçilen sistemler için hesaplanan hidrojen maliyeti.

IV. Sistem'de baca gazı atık ısı sıcaklık aralığı olarak 500-1000⁰ C kullanılmıştır. Bu yüksek sıcaklıklar demir-çelik fabrikalarının bacalarından elde edilebilir. Yüksek sıcaklık aralıklarında çalışabilecek güç üretim sistemi ve hidrojen üretim sistemi

olarak sırasıyla gaz türbin çevrimi ve hibrit sülfür termokimyasal çevrimi kullanılmıştır. Hibrit sülfür termokimyasal çevriminde kullanılan bileşenler nedeniyle çok avantajlıdır. IV. Sistem de kullanılan elektrolizörün 1 mol hidrojen üretmek için harcadığı güç yaklaşık olarak 193 kW'dür. Diğer sistemlere bakıldığında daha az güç kullanarak daha fazla hidrojen üretimi sağlanır. Bu da hibrit sistem kullanılmasının en büyük avantajıdır, çünkü elektrolizörün hücresel voltaj değeri çok düşüktür. Aynı zamanda bu sistemde günlük olarak üretilen hidrojen miktarı yaklaşık olarak 2.3 tondur. Güç sistemi verimi %38, hidrojen sistemi verimi %45 ve tüm sistem verimi %28'dir. Şekil 5.22'de görüldüğü gibi IV. Sistem, en yüksek güç sistemi verimi ve tüm sistem verimine sahiptir. Bu durum maliyetleri de etkilemektedir. Gerekli maliyet hesapları yapıldıktan sonra elektrik maliyeti ve üretilen hidrojen maliyeti sırasıyla 0,043 \$/kWh ve 1,836 \$/kg olarak hesaplanmıştır. Şekil 5.24'e göre diğer sistemlere bakıldığından en düşük hidrojen maliyeti IV. Sistem'dedir. Çok yüksek sıcaklık aralıklarında çalışmasına rağmen hibrit sistem olduğu için maliyetler çok ekonomiktir.

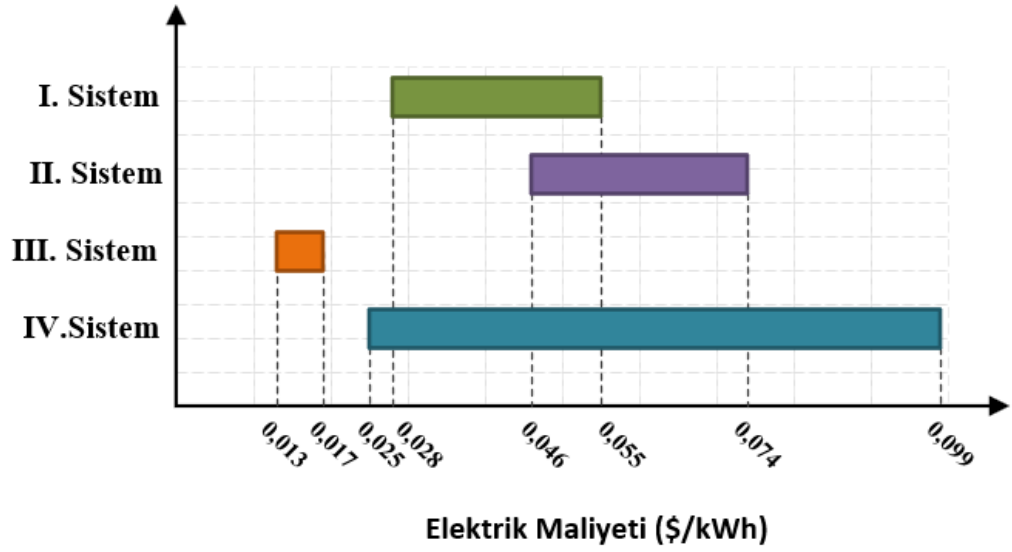
5.3. TOPLAM ENERJİ DÖNÜŞÜM POTANSİYELİ VE EKONOMİSİ

Bu çalışmada sanayi sektörlerine bağlı olarak elde edebileceğimiz atık ısı kaynakları belirlenmiştir. Sanayi sektörleri sıcaklık aralıklarına göre gruplandırılmıştır. Gerekli hesaplamaların yapılmasıyla Türkiye'nin toplam atık ısı potansiyeli son 20 yıllık veri ile hesaplanmıştır ve toplam potansiyel sistemlerde daha verimli kullanılması için belirli atık ısı yüzdeleri ile sıcaklık gruplarına göre ayrılmıştır. 100-200⁰ C aralığında 900 MW değerinde atık ısı potansiyeli hesaplanmıştır. I. Sistem'de kullanılmak üzere 900 MW'lık atık ısı potansiyelinin %38,5'i enerjiye dönüştürülmüştür. Enerjinin tamamı bu sistemde hidrojen üretimi için PEM elektrolizörde kullanılmıştır.

200-400⁰ C aralığında 450 MW değerinde atık ısı potansiyeli hesaplanmıştır. Bu atık ısı potansiyelinin %69'u 200-300⁰ C aralığındaki sanayi sektörlerinden elde edilmektedir. Geri kalan %31'lik atık ısı potansiyeli 300-400⁰ C'deki tesislerden meydana gelmektedir. II. Sistem'in güç dönüşüm sisteminin kullanılmak üzere atık ısı potansiyelinin %77'si enerjiye dönüştürülmüştür.

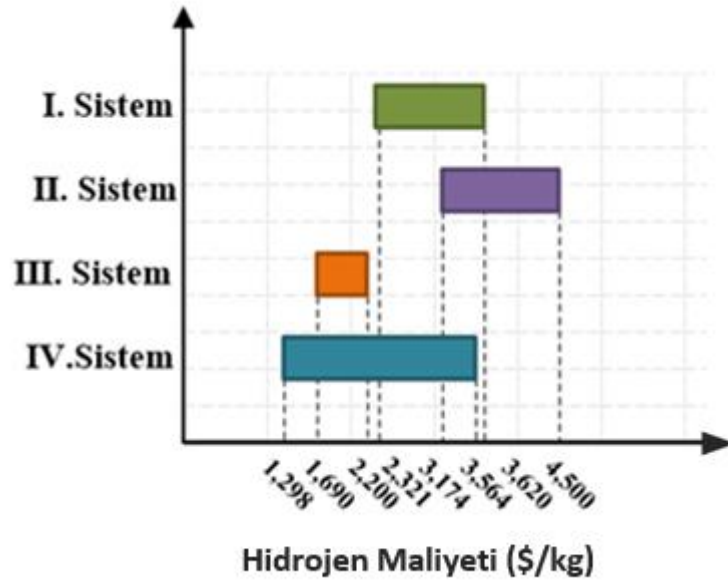
400-500⁰ C aralığında 189 MW değerinde atık ısı potansiyeli hesaplanmıştır ve III. Sistem'in güç dönüşüm sisteminde kullanılmak üzere bu atık ısı potansiyelinin %77'si enerjiye dönüştürülmüştür. 500-1000⁰ C aralığında 568 MW değerinde atık ısı potansiyeli hesaplanmıştır. Bu atık ısı potansiyelinin %60'ı 500-850⁰ C aralığındaki tesislerden elde edilmektedir. Geri kalan %40'ı ise 850-1000⁰ C aralığındaki yüksek sıcaklıklarda atık ısı potansiyeline sahip tesislerden elde edilmektedir. IV. Sistem'de bulunan gaz türbini güç sisteminde kullanılmak üzere bu 568 MW'lık atık ısı potansiyelinin %40'ı enerjiye dönüştürülmüştür.

Seçilen sistemlerin ekonomisine bakıldığında I. Sistem'den PEM elektrolizör ile yıllık yaklaşık olarak 25 ton hidrojen üretimi gerçekleşmiştir. Bu hidrojen üretiminin maliyeti hesaplamalara göre yıllık toplam 64000 \$'dır. II. Sistem'den ise alkaline elektrolizör ile yıllık yaklaşık olarak 30 ton hidrojen üretilmiştir. Hidrojen üretiminin maliyeti 115800 \$ olarak hesaplanmıştır. Mg-Cl termokimyasal çevrim kullanan III. Sistem'den yıllık yaklaşık olarak 132 ton hidrojen üretilmiştir. Bu hidrojen üretimi için maliyet yaklaşık olarak yıllık 267432 \$'dır. Sistemler büyüdükçe maliyetleri de buna bağlı olarak artmaktadır. Bu sistemin I. ve II. sistem'e göre daha fazla hidrojen üretimi gerçekleştirmesinin, atık ısı sıcaklığının yüksek olması ve ısı değiştiricisi yardımı ile bu atık ısının neredeyse tamamen sisteme aktarılması, elektrolizör voltaj ve verim değerlerinin daha yüksek olması gibi birçok sebebi vardır. IV. Sistem'de hidrojen üretimi için HyS termokimyasal çevrimi kullanılmış ve yıllık 840 ton hidrojen üretimi sağlanmıştır. Hidrojen üretimi için maliyet değeri 621600 \$'dır. Diğer sistemlere göre en fazla hidrojen üretimi ve maliyetine sahip olan bu sistemdir. Bunun sebebi de hidrojen üretim sisteminin hibrit sistem olması ve güç üretimi için kullanılan gaz türbini sisteminde bulunan türbin gibi bileşenlerin çok pahalı olmasının yanı sıra yüksek atık ısı miktarına karşılık gelen büyük sistem gereksinimidir.



Şekil 5.25. Seçilen sistemler için en iyi ve en kötü değerler ile hesaplanan elektrik maliyet aralığı.

Şekil 5.25, sistemlerin atık ısı sıcaklık aralıklarına göre en düşük ve en yüksek değerler ile maliyetlerinin hesaplanması ile elde edilmiştir. Şekil 5.25'e bakıldığında hesaplanan bu aralıklar I. Sistem için elektrik maliyeti 0,028-0,055 \$/kWh arasında değişmektedir. II. Sistem'de ise elektrik maliyeti en düşük ve en yüksek atık ısı sıcaklık değerleri için 0,046-0,074 \$/kWh arasında değişmektedir. III. Sistem'e bakıldığında en düşük aralığa sahip olan sistemdir. 0,013-0,017 \$/kWh aralığında değişen bu sistemde elektrik maliyeti elektrolizörün çeşidine voltaj değerlerine bağlıdır. IV. Sistem'de elektrik maliyeti 0,025-0,099 \$/kWh arasında değişmektedir. En fazla değişim bu sistemde olmaktadır. Bunun sebebi ise en düşük ve en yüksek atık ısı sıcaklık aralığının çok fazla olmasıdır. Aralarında yaklaşık olarak 500⁰ C fark vardır. Hesaplamalar yapılırken genellikle ortalama değerler kullanılarak sistemler karşılaştırılabilir hale getirilmeye çalışılmıştır. Aynı zamanda tesislerden elde edilen bu atık ısıların maliyeti sıfır olarak düşünülmüştür. Bu da daha az maliyetle daha avantajlı daha ekonomik sistemler elde etmeye sebep olur.

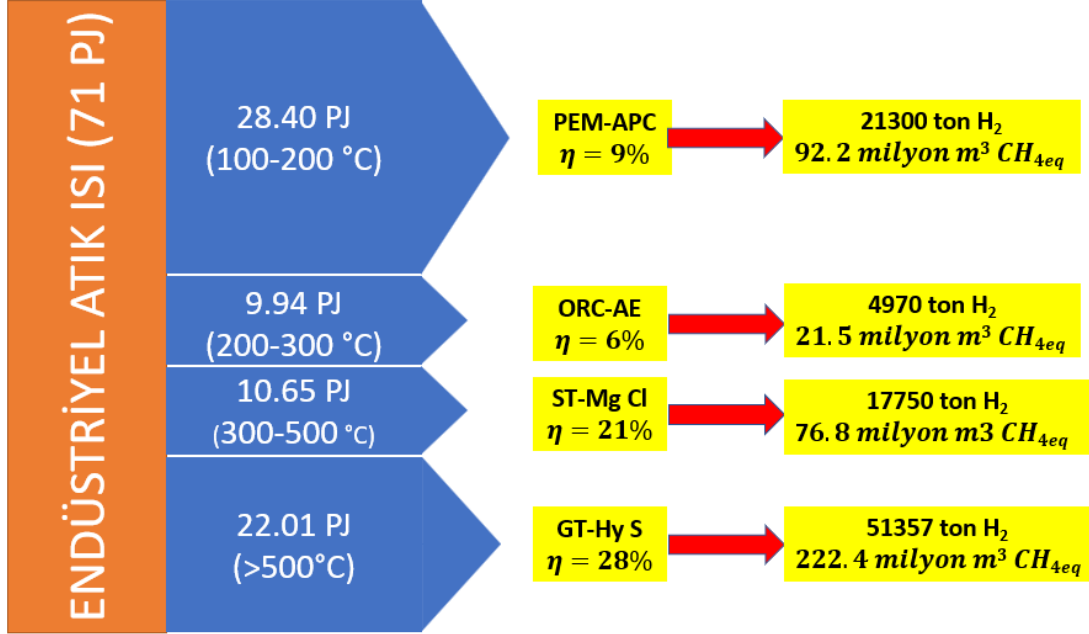


Şekil 5.26. Seçilen sistemler için en iyi ve en kötü değerler ile hesaplanan hidrojen maliyet aralığı.

Şekil 5.26’da sistemlerin en düşük ve en yüksek atık ısı sıcaklıklarına bağlı olarak elde edilmiş hidrojen üretim maliyet aralıkları belirtilmiştir. Hesaplamalara göre I. Sistem’de hidrojen üretim maliyeti 2,321-3,620 \$/kg aralığında değişmektedir. II. Sistem’de ise hidrojen üretim maliyeti en düşük ve en yüksek atık ısı sıcaklık değerleri için 3,174-4,500 \$/kg arasında değişmektedir. III. Sistem en düşük aralığa sahip olan sistemdir. Hidrojen üretim sistemi olarak Mg-Cl termokimyasal çevrimi kullanan bu sistemde üretim maliyetleri de 1,690-2,200 \$/kg aralığında değişmektedir. Bu değerlere bakıldığında hidrojen üretimi için çok avantajlıdır. IV. Sistem’de hidrojen üretim maliyeti 1,298-3,564 \$/kg arasında değişmektedir. En fazla değişim bu sistemde olmaktadır. Bu maliyetleri etkileyen birçok neden vardır.

Son olarak yıllık 71 PJ olan endüstriyel atığın tamamının farklı sıcaklık aralıklarına göre karşılık gelen hidrojen üretimi sistemlerinde kullanılması ile elde edilebilecek hidrojen miktarı ve karşılığı doğalgaz eşdeğeri şekil 5.27’de gösterilmiştir. Üretilen hidrojen doğalgaz alternatifi olarak kullanıldığında Türkiye’nin yıllık doğal gaz ihtiyacının %1’ini (415 milyon m³ doğalgaz eşdeğeri) karşılayabilecek potansiyele sahiptir. Bu sistemden elde edilen hidrojen ile doğalgaz ithalatından yıllık 700 milyon TL üzerinde tasarruf mümkündür. Aynı zamanda belli oranlarda doğalgaz hatlarına eklenerek zenginleştirme işlemi için, ağır sanayide kaynak işlemleri için, tarımda

gübre üretimi için ve aynı zamanda mobil uygulamalarda ve güç üretiminde kaynak olarak kullanılabilir.



Şekil 5.27. Yıllık hidrojen üretim potansiyeli ve doğalgaz eşdeğeri.

BÖLÜM 6

SONUÇLAR VE ÖNERİLER

6.1. SONUÇLAR

Bu çalışmada, Türkiye'nin son yirmi yıl içerisinde meydana gelen enerji tüketim miktarı hesaplanmıştır. Son yıllarda bu enerji tüketim miktarı yaklaşık olarak 1983 PJ'dür. Bu enerji tüketimi hesaplanırken endüstri sektörü, ulaşım sektörü ve yerleşim sektörü olarak üç ana gruba ayrılmıştır. Yıllık enerji tüketim miktarı arttıkça atık ısı potansiyeli de ciddi oranda artmaktadır. Atık ısı potansiyeli hesaplamaları için sanayi dalları atık ısı sıcaklıklarına göre beş gruba ayrılmıştır. Tesislerin atık ısı yüzdelerine bağlı olarak sıcaklık gruplarının yıllık atık ısı miktarları hesaplanmıştır. Bu atık ısılar geri dönüşüm ve hidrojen üretimi için kaynak olarak kullanılmıştır. Baca gazı atık ısıları kaynak olarak kullanılacağı için bu tesisler kömür, doğalgaz gibi fosil kaynaklı tesislere oranla daha avantajlıdır. Atık ısı sıcaklıklarına göre çeşitli termal dönüştürücü sistemler araştırılmıştır. Güç dönüşüm sistemlerine ve hidrojen üretim sistemlerine bağlı olarak 20 örnek olay belirlenmiştir. Örnek olaylar içerisinde her sıcaklık grubunda birbirine entegre edilmiş dört farklı sistem seçilmiştir. Seçilen bu sistemler termodinamik ve ekonomik olarak detaylı şekilde incelenmiş ve gerekli hesaplamalar sonucunda sistemlerden günlük olarak üretilen hidrojen miktarı ve buna bağlı olarak elektrik ve hidrojen maliyetleri hesaplanmıştır.

Bu tezden çıkarılan sonuçlar aşağıdaki gibi listelenebilir;

- Türkiye'nin toplam endüstriyel enerji tüketimi 900 PJ ve atık ısı potansiyeli 71 PJ civarındadır. Bu atık ısının sıcaklık oranları 100-200⁰ C aralığı için % 40, 200-300⁰ C aralığı için % 14, 300-400⁰ C aralığı için % 6, 400-500⁰ C aralığı için % 9, 500-1000⁰ C aralığı için % 31'dir.

- I. Sistem 100-200⁰ C atık ısı için bir absorpsiyonlu güç çevrimi (APC) ve hidrojen üretim sistemi olarak Proton Değişim Membran Elektrolizörü (PEME) kullanılmıştır. Bu sistemin absorpsiyonlu güç çevrimi verimi %12, elektrolizör verimi %69 ve tüm sistem verimi %9 olarak hesaplanmıştır.
- II. Sistem’de 200-300⁰ C için Organik Rankine Çevrimi (ORC) ve Alkaline Elektrolizörü (AE) seçilmiştir. Sistemde organik Rankine çevriminin verimi %6, Alkaline elektrolizör verimi %60 ve tüm sistem verimi %3 olarak hesaplanmıştır.
- III. Sistem’de güç üretimi için 300⁰ C'nin üstünde Buhar Rankine Çevrimi (SRC) ve hidrojen üretimi için MgCl hibrit termokimyasal çevrimi kullanılmıştır. Güç çevriminin verimi %22, termokimyasal çevrimin verimi %62 ve tüm sistem verimi %21 olarak hesaplanmıştır.
- IV. Sistem’de yüksek sıcaklıktaki atık ısı durumunda (500⁰ C'nin üstünde) hibrit Kükürt (HyS) çevrimi açık Gaz Türbini (GT) sistemi ile kullanılmıştır. Güç çevriminin verimi %38, termokimyasal çevriminin verimi %45 ve tüm sistem verimi %28 olarak hesaplanmıştır.
- Hidrojen üretimi için yukarıda seçilen konfigürasyonları kullanarak, APC-PEM sistemi için yıllık 24,7 ton, ORC-AE sistemi için 30 ton, SRC-MgCl sistemi için 132 ton ve GT-HyS sistemi için 840 ton oranında hidrojen üretiminin mümkün olduğu hesaplanmıştır.
- I. Sistem’in elektrik ve hidrojen maliyet değerleri sırasıyla ortalama 0,03 \$/kWh ve 2,56 \$/kg olarak hesaplanmıştır.
- II. Sistem’in elektrik ve hidrojen maliyet değerleri sırasıyla ortalama 0,046 \$/kWh ve 3,17 \$/kg olarak hesaplanmıştır.
- III. Sistem’in elektrik ve hidrojen maliyet değerleri sırasıyla ortalama 0,016 \$/kWh ve 2,026 \$/kg olarak hesaplanmıştır. MgCl termokimyasal çevriminde

elektrik maliyeti diğer sistemlere göre daha düşüktür. Bu durum çevrimlerde atık ısının kaynak olarak kullanılmasının avantajıdır.

- IV. Sistem'in elektrik ve hidrojen maliyet değerleri sırasıyla ortalama 0,043 \$/kWh ve 1,84 \$/kg olarak hesaplanmıştır. Bu sistemde hidrojen üretim maliyeti diğer sistemlere göre daha düşüktür. Bu da hibrit sistem kullanan tesislerin fosil kaynaklı tesislere göre daha avantajlı olduğunu gösterir.
- Seçilen teknolojiler arasında, güç dönüşüm sistemi olarak gaz türbini kullanan ve hidrojen üretimi için HyS termokimyasal çevrimini kullanan sistem, yüksek sıcaklık aralıklarında çalışması sayesinde en yüksek verime ve en uygun ekonomiye sahiptir.
- Mevcut sistemlerin başarılı operasyonları ile ülkemizin yıllık doğal gaz ihtiyacının %1'i civarına karşılık gelecek yoğunlukta hidrojen üretimi ve 700 milyon TL üzerinde tasarruf mümkündür.

6.2. ÖNERİLER

Aşağıda atık ısı geri kazanımını ve termal dönüşüm sistemlerini iyileştirmek için çeşitli öneriler listelenmiştir;

- Baca gazı atık ısı sıcaklıkları güç üretim sistemlerinde veya diğer bileşenlerinde ön ısıtma amaçlı kullanılabilir. Bu tezde çalışılan güç dönüşüm sistemleri ve termokimyasal çevrimler daha verimli hale getirilmek için iyileştirilmeye ihtiyaç duyarlar.
- II. Sistem'de kullanılan organik akışkan yerine termodinamik özelliklerine göre farklı akışkanlar kullanılarak sistem daha verimli ve ekonomik hale getirilebilir.
- Sistemlerin çalışma parametrelerinin hidrojen maliyeti üzerine etkileri çok fazla olduğundan çalışma parametrelerinin dikkatli seçimi önemlidir.

- Hidrojen üretimi için kullanılan termokimyasal çevrimlerin daha ekonomik oldukları görülse de çevrimsel olarak çalışan bu sistemlerdeki kimyasal reaksiyonların kompleksliği, reaksiyon hızları, korozif etkileri bu tezde çalışılmamıştır. Bu etkilerin hidrojen maliyetine ve tesis ömrüne etkileri incelenmelidir.
- Düşük maliyetli elektrik üretimi mümkün olan sistemlerden elde edilen elektrik, ekonomik hidrojen üretimi için en büyük etken olduğundan kaynak ve ısı makinesi seçiminin doğru yapılması gerekir.

KAYNAKLAR

1. Internet: International Energy Agency, “Explore Energy Data By Category, Indicator, Country Or Region”, <https://www.iea.org/data-and-statistics/charts?qs=turkey&country=turkey> (2020).
2. Johnson, I., Choate, W. T. and Davidson, A., “Waste heat recovery; Technology and opportunities in US industry”, *BCS, Inc., Laurel, MD (United States)* 15-45 (2008).
3. Huang, F., Zheng, J., Baleynaud, J. M., And Lu, J., “Heat recovery potentials and technologies in industrial zones”, *Journal of the Energy Institute*, 90 (6): 951-961 (2017).
4. Brückner, S., Liu, S., Miró, L., Radspieler, M., Cabeza, L. F., and Lävemann, E., “Industrial waste heat recovery technologies: An economic analysis of heat transformation technologies”, *Applied Energy*, 151: 157-167 (2015).
5. Internet: International Energy Agency, “CO2 emissions by energy source, Turkey 1990-2018”, <https://www.iea.org/data-and-statistics?country=TURKEY&fuel=CO2%20emissions&indicator=CO2%20emissions%20by%20energy%20source> (2020).
6. Jouhara, H., Khordehgah, N., Almahmoud, S., Delpech, B., Chauhan, A. and Tassou, S. A., “Waste heat recovery technologies and applications”, *Thermal Science and Engineering Progress*, 6: 268-289 (2018).
7. Shah, Y. T., “Organic Rankine Cycle working fluids”, *Thermal energy: sources, recovery, and applications*, *CRC Press*, New York, 692-694 (2017).
8. İnternet: Enerji Verimliliği Ve Çevre Dairesi Başkanlığı, “Gazlaştırma”, http://www.yegm.gov.tr/yenilenebilir/biyo_gazlastirme.aspx (2020).
9. Özkan, Y., Mart 30, *BBC Türkiye*, (2018).
10. Dickson, Mary H. and Fanelli, Mario, July 26, *What is geothermal energy?*, (2002).
11. Nojavan, S., Zare, K. and Mohammadi-Ivatloo, B., “Application of fuel cell and electrolyzer as hydrogen energy storage system in energy management of electricity energy retailer in the presence of the renewable energy sources and plug-in electric vehicles”, *Energy conversion and management*, 136: 404-417 (2017).

12. El-Emam, R. S. and Özcan, H., “Comprehensive review on the techno-economics of sustainable large-scale clean hydrogen production”, *Journal of Cleaner Production*, 220: 593-609 (2019).
13. Jianu, O. A., Naterer, G. F., and Rosen, M. A., “19-Hydrogen cogeneration with generation IV nuclear power plants”, Handbook of Generation IV Nuclear Reactors, *Woodhead Publishing Series in Energy*, 637-659 (2016).
14. Barbir, F., “Chapter Twelve-Future of Fuel Cells and Hydrogen”, PEM Fuel Cells (Second Edition), *Academic Press*, Boston, 469-508 (2013).
15. Noguchi, H., Takegami, H., Kasahara, S., Tanaka, N., Kamiji, Y., Iwatsuki, J. and Kubo, S., “R&D status in thermochemical water-splitting hydrogen production iodine-sulfur process at JAEA”, *Energy Procedia*, 131: 113-118 (2017).
16. W Ping, Z., Laijun, W., Songzhe, C. and Jingming, X., “Progress of nuclear hydrogen production through the iodine–sulfur process in China”, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 81 (2): 1802-1812 (2018).
17. Dokiya, M., Fukuda, K., Kameyama, T., Kotera, Y. and Asakura, S., “The Study of Thermochemical Hydrogen Preparation (II) Electrochemical Hydrid Cycle Using Sulfur-Iodine System”, *Denki Kagaku oyobi Kogyo Butsuri Kagaku*, 45 (3): 139-143 (1977).
18. Simpson, M. F., Utgikar, V., Sachdev, P. and McGrady, C., “A novel method for producing hydrogen based on the Ca–Br cycle”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 32 (4): 505-509 (2007).
19. Sivasubramanian, P., Ramasamy, R. P., Freire, F. J., Holland, C. E. and Weidner, J. W., “Electrochemical hydrogen production from thermochemical cycles using a proton exchange membrane electrolyzer”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 32 (4): 463-468 (2007).
20. Simpson, M. F., Herrmann, S. D. and Boyle, B. D., “A hybrid thermochemical electrolytic process for hydrogen production based on the reverse Deacon reaction”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 31 (9): 1241-1246 (2006).
21. Viteri, F. and Anderson, R. E., “Semi-closed Brayton cycle gas turbine power systems”, *U.S. Patent and Trademark Office*, Washington, DC, Patent No: 6,637,183 (2005).
22. Forsberg, C. W., Peterson, P. F. and Zhao, H., “High-temperature liquid-fluoride-salt closed-Brayton-cycle solar power towers”, *Journal of Solar Energy Engineering*, 129 (2): 141-146 (2007).
23. Wright, S. A., Radel, R. F., Vernon, M. E., Rochau, G. E. and Pickard, P. S., “Operation and analysis of a supercritical CO₂ Brayton cycle”, *Sandia Report*, 1-101 (2010).

24. Conboy, T., Wright, S., Pasch, J., Fleming, D., Rochau, G. and Fuller, R., "Performance characteristics of an operating supercritical CO₂ Brayton cycle", *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, 134(11): 111703(12 pages) (2012).
25. Iverson, B. D., Conboy, T. M., Pasch, J. J. and Kruiuzenga, A. M., "Supercritical CO₂ Brayton cycles for solar-thermal energy", *Applied Energy*, 111: 957-970 (2013).
26. Chen, Y., Lundqvist, P., Johansson, A. and Platell, P., "A comparative study of the carbon dioxide transcritical power cycle compared with an organic Rankine cycle with R123 as working fluid in waste heat recovery", *Applied Thermal Engineering*, 26 (17-18): 2142-2147 (2006).
27. Pan, L., Li, B., Wei, X. and Li, T., "Experimental investigation on the CO₂ transcritical power cycle", *Energy*, 95: 247-254 (2016).
28. Zhao, H. and Peterson, P. F., "Multiple reheat helium Brayton cycles for sodium cooled fast reactors", *Nuclear Engineering and Design*, 238 (7): 1535-1546 (2008).
29. Forsberg, C. W., Peterson, P. F. And Pickard, P. S., "Molten-salt-cooled advanced high-temperature reactor for production of hydrogen and electricity", *Nuclear Technology*, 144 (3): 289-302 (2003).
30. Singh, R., Miller, S. A., Rowlands, A. S. And Jacobs, P. A., "Dynamic characteristics of a direct-heated supercritical carbon-dioxide Brayton cycle in a solar thermal power plant", *Energy*, 50: 194-204 (2013).
31. Chen, H., Goswami, D. Y. and Stefanakos, E. K., "A review of thermodynamic cycles and working fluids for the conversion of low-grade heat", *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 14 (9): 3059-3067 (2010).
32. Hung, T. C., "Waste heat recovery of organic Rankine cycle using dry fluids", *Energy Conversion and Management*, 42 (5): 539-553 (2001).
33. Wei, D., Lu, X., Lu, Z. and Gu, J., "Performance analysis and optimization of organic Rankine cycle (ORC) for waste heat recovery", *Energy Conversion and Management*, 48 (4): 1113-1119 (2007).
34. Drescher, U. and Brüggemann, D., "Fluid selection for the Organic Rankine Cycle (ORC) in biomass power and heat plants", *Applied Thermal Engineering*, 27 (1): 223-228 (2007).
35. Schuster, A., Karellas, S., Kakaras, E. and Spliethoff, H., "Energetic and economic investigation of Organic Rankine Cycle applications", *Applied Thermal Engineering*, 29 (8-9): 1809-1817 (2009).

36. Ghaebi, H., Yari, M., Gargari, S. G. and Rostamzadeh, H., “Thermodynamic modeling and optimization of a combined biogas steam reforming system and organic Rankine cycle for coproduction of power and hydrogen”, *Renewable Energy*, 130: 87-102 (2019).
37. Mahmoudi, A., Fazli, M. and Morad, M. R., “A recent review of waste heat recovery by Organic Rankine Cycle”, *Applied Thermal Engineering*, 143: 660-675 (2018).
38. Yamada, N. and Mohamad, M. N. A., “Efficiency of hydrogen internal combustion engine combined with open steam Rankine cycle recovering water and waste heat”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 35 (3): 1430-1442 (2010).
39. Ahmed, A., Esmail, K. K., Irfan, M. A. and Al-Mufadi, F. A., “Design methodology of organic Rankine cycle for waste heat recovery in cement plants”, *Applied Thermal Engineering*, 129: 421-430 (2018).
40. Roy, P., Désilets, M., Galanis, N., Nesreddine, H. and Cayer, E., “Thermodynamic analysis of a power cycle using a low-temperature source and a binary NH₃-H₂O mixture as working fluid”, *International Journal of Thermal Sciences*, 49 (1): 48-58 (2010).
41. Zhang, X., He, M. and Zhang, Y., “A review of research on the Kalina cycle”, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 16 (7): 5309-5318 (2012).
42. Mirolli, M. D., “The Kalina cycle for cement kiln waste heat recovery power plants”, *Conference Record Cement Industry Technical Conference*, Kansas City, 330-336 (2005).
43. Zare, V. and Mahmoudi, S. M. S., “A thermodynamic comparison between organic Rankine and Kalina cycles for waste heat recovery from the Gas Turbine-Modular Helium Reactor”, *Energy*, 79: 398-406 (2015).
44. Cao, L., Wang, J., Chen, L. and Dai, Y., “Comprehensive analysis and optimization of Kalina-Flash cycles for low-grade heat source”, *Applied Thermal Engineering*, 131: 540-552 (2018).
45. Rogdakis, E. and Lolos, P., “Kalina cycles for power generation”, *Handbook of Clean Energy Systems*, 1-25 (2015).
46. Nguyen, T. V., Knudsen, T., Larsen, U. and Haglind, F., “Thermodynamic evaluation of the Kalina split-cycle concepts for waste heat recovery applications”, *Energy*, 71: 277-288 (2014).
47. Ozcan, H. and Yosaf, S., “Energy and exergy analysis of advanced absorption power cycles using salt-water mixtures as working fluids”, *International Journal of Exergy*, 25 (3): 187-202 (2018).

48. Yosaf, S. and Ozcan, H., “Exergoeconomic investigation of flue gas driven ejector absorption power system integrated with PEM electrolyser for hydrogen generation”, *Energy*, 163: 88-99 (2018).
49. Yuan, H., Mei, N. and Zhou, P., “Performance analysis of an absorption power cycle for ocean thermal energy conversion”, *Energy Conversion and Management*, 87: 199-207 (2014).
50. Ma, Z., Bao, H. and Roskilly, A. P., “Principle investigation on advanced absorption power generation cycles”, *Energy Conversion and Management*, 150: 800-813 (2017).
51. Zheng, D., Chen, B., Qi, Y. and Jin, H., “Thermodynamic analysis of a novel absorption power/cooling combined-cycle”, *Applied Energy*, 83 (4): 311-323 (2006).
52. Parikhani, T., Ghaebi, H. and Rostamzadeh, H., “A novel geothermal combined cooling and power cycle based on the absorption power cycle: Energy, exergy and exergoeconomic analysis”, *Energy*, 153: 265-277 (2018).
53. Guo, X., Zhang, H., Zhao, J., Wang, F., Wang, J., Miao, H. and Yuan, J., “Performance evaluation of an integrated high-temperature proton exchange membrane fuel cell and absorption cycle system for power and heating/cooling cogeneration”, *Energy Conversion and Management*, 181: 292-301 (2019).
54. Rashid, M. M., Al Mesfer, M. K., Naseem, H. and Danish, M., “Hydrogen production by water electrolysis: a review of alkaline water electrolysis, PEM water electrolysis and high temperature water electrolysis”, *International Journal of Engineering and Advanced Technology*, 4 (3): 80-93 (2015).
55. Grigoriev, S. A., Porembsky, V. I. and Fateev, V. N., “Pure hydrogen production by PEM electrolysis for hydrogen energy”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 31 (2): 171-175 (2006).
56. Barbir, F., “PEM electrolysis for production of hydrogen from renewable energy sources”, *Solar Energy*, 78 (5): 661-669 (2005).
57. De Bruijn, F. A., Papageorgopoulos, D. C., Sitters, E. F. and Janssen, G. J. M., “The influence of carbon dioxide on PEM fuel cell anodes”, *Journal of Power Sources*, 110 (1): 117-124 (2002).
58. Ahmadi, P., Dincer, I. and Rosen, M. A., “Energy and exergy analyses of hydrogen production via solar-boosted ocean thermal energy conversion and PEM electrolysis”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 38 (4): 1795-1805 (2013).

59. Marshall, A., Børresen, B., Hagen, G., Tsyarkin, M. and Tunold, R., “Hydrogen production by advanced proton exchange membrane (PEM) water electrolyzers—Reduced energy consumption by improved electrocatalysis”, *Energy*, 32 (4): 431-436 (2007).
60. Ni, M., Leung, M. K. and Leung, D. Y., “Energy and exergy analysis of hydrogen production by a proton exchange membrane (PEM) electrolyzer plant”, *Energy Conversion and Management*, 49 (10): 2748-2756 (2008).
61. Linkous, C. A., Anderson, H. R., Kopitzke, R. W. and Nelson, G. L., “Development of new proton exchange membrane electrolytes for water electrolysis at higher temperatures”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 23 (7): 525-529 (1998).
62. Kazim, A., “Exergy analysis of a PEM fuel cell at variable operating conditions”, *Energy Conversion and Management*, 45 (11-12): 1949-1961 (2004).
63. Grigoriev, S. A., Millet, P., Korobtsev, S. V., Porembskiy, V. I., Pepic, M., Etievant, C. and Fateev, V. N., “Hydrogen safety aspects related to high-pressure polymer electrolyte membrane water electrolysis”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 34 (14): 5986-5991 (2009).
64. Santos, D. M., Sequeira, C. A. and Figueiredo, J. L., “Hydrogen production by alkaline water electrolysis”, *Química Nova*, 36 (8): 1176-1193 (2013).
65. Nikolic, V. M., Tasic, G. S., Maksic, A. D., Saponjic, D. P., Miulovic, S. M. and Kaninski, M. P. M., “Raising efficiency of hydrogen generation from alkaline water electrolysis—Energy saving”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 35 (22): 12369-12373 (2010).
66. Gandía, L. M., Oroz, R., Ursúa, A., Sanchis, P. and Diéguez, P. M., “Renewable hydrogen production: performance of an alkaline water electrolyzer working under emulated wind conditions”, *Energy & Fuels*, 21 (3): 1699-1706 (2007).
67. Leng, Y., Chen, G., Mendoza, A. J., Tighe, T. B., Hickner, M. A. and Wang, C. Y., “Solid-state water electrolysis with an alkaline membrane”, *Journal of the American Chemical Society*, 134 (22): 9054-9057 (2012).
68. Marini, S., Salvi, P., Nelli, P., Pesenti, R., Villa, M., Berrettoni, M. and Kiros, Y., “Advanced alkaline water electrolysis”, *Electrochimica Acta*, 82: 384-391 (2012).
69. Chen, L., Dong, X., Wang, Y. and Xia, Y., “Separating hydrogen and oxygen evolution in alkaline water electrolysis using nickel hydroxide”, *Nature Communications*, 7 (1): 1-8 (2016).

70. Pletcher, D. and Li, X., "Prospects for alkaline zero gap water electrolyzers for hydrogen production", *International Journal of Hydrogen Energy*, 36 (23): 15089-15104 (2011).
71. Ganley, J. C., "High temperature and pressure alkaline electrolysis", *International Journal of Hydrogen Energy*, 34 (9): 3604-3611 (2009).
72. Hall, D. E., "Electrodes for alkaline water electrolysis", *Journal of the Electrochemical Society*, 128 (4): 740 (1981).
73. Herdem, M. S., Farhad, S., Dincer, I. and Hamdullahpur, F., "Thermodynamic modeling and assessment of a combined coal gasification and alkaline water electrolysis system for hydrogen production", *International Journal of Hydrogen Energy*, 39 (7): 3061-3071 (2014).
74. Shin, Y., Park, W., Chang, J. and Park, J., "Evaluation of the high temperature electrolysis of steam to produce hydrogen", *International Journal of Hydrogen Energy*, 32 (10-11): 1486-1491 (2007).
75. Hino, R., Haga, K., Aita, H. and Sekita, K., "38. R&D on hydrogen production by high-temperature electrolysis of steam", *Nuclear Engineering and Design*, 233 (1-3): 363-375 (2004).
76. Dönitz, W., Dietrich, G., Erdle, E. and Streicher, R., "Electrochemical high temperature technology for hydrogen production or direct electricity generation", *International Journal of Hydrogen Energy*, 13 (5): 283-287 (1988).
77. Maskalick, N. J., "High temperature electrolysis cell performance characterization", *International Journal of Hydrogen Energy*, 11 (9): 563-570 (1986).
78. O'Brien, J. E., Stoots, C. M., Herring, J. S. and Hartvigsen, J. J., "*High-temperature electrolysis for hydrogen production from nuclear energy*", *11th International Topical Meeting on Nuclear Reactor Thermal-Hydraulics*, USA, 1-14 (2005).
79. Doenitz, W., Schmidberger, R., Steinheil, E. and Streicher, R., "Hydrogen production by high temperature electrolysis of water vapour", *International Journal of Hydrogen Energy*, 5 (1): 55-63 (1980).
80. Posdziech, O., Schwarze, K. and Brabandt, J., "Efficient hydrogen production for industry and electricity storage via high-temperature electrolysis", *International Journal of Hydrogen Energy*, 44 (35): 19089-19101 (2019).
81. Mohammadi, A. and Mehrpooya, M., "Thermodynamic and economic analyses of hydrogen production system using high temperature solid oxide electrolyzer integrated with parabolic trough collector", *Journal of Cleaner Production*, 212: 713-726 (2019).

82. Buttler, A., Koltun, R., Wolf, R. and Spliethoff, H., “A detailed techno-economic analysis of heat integration in high temperature electrolysis for efficient hydrogen production”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 40 (1): 38-50 (2015).
83. Balta, M. T., Kizilkan, O. and Yılmaz, F., “Energy and exergy analyses of integrated hydrogen production system using high temperature steam electrolysis”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 41 (19): 8032-8041 (2016).
84. Onuki, K., Kubo, S., Terada, A., Sakaba, N. and Hino, R., “Thermochemical water-splitting cycle using iodine and sulfur”, *Energy & Environmental Science*, 2 (5): 491-497 (2009).
85. Dan, H., “Sulfur-iodine thermochemical cycle for hydrogen production”, Bachelor Thesis, *Central Ostrobothnia University of Applied Sciences*, Finland, 1-24 (2009).
86. Huang, C. and Ali, T., “Analysis of sulfur–iodine thermochemical cycle for solar hydrogen production. Part I: decomposition of sulfuric acid”, *Solar Energy*, 78 (5): 632-646 (2005).
87. Patel, A. G., Maheshwari, N. K., Vijayan, P. K. and Sinha, R. K., “A study on sulfur-iodine (SI) thermochemical water splitting process for hydrogen production from nuclear heat”, *Sixteenth Annual Conference of Indian Nuclear Society: Science Behind Nuclear Technology*, India, 37 (26): (2005).
88. Gilardi, T., Rodriguez, G., Gomez, A., Leybros, J., Borgard, J. M., Carles, P. and Anzieu, P., “Influence of material choice on cost estimation of some key components of the sulfur iodine thermochemical process”, *Proc. of 16th World Hydrogen Energy Conference (WHEC)*, France, 13-16 (2006).
89. Jeong, Y. H., Kazimi, M. S., Hohnholt, K. J. and Yildiz, B., “Optimization of the hybrid sulfur cycle for hydrogen generation”, *MIT-NES; TR-004*, (2005).
90. Dincer, I. and Balta, M. T., “Potential thermochemical and hybrid cycles for nuclear- based hydrogen production”, *International Journal of Energy Research*, 35 (2): 123-137 (2011).
91. Summers, W. A., Buckner, M. R. and Gorensek, M. B., “The hybrid sulfur cycle for nuclear hydrogen production”, *United States Department of Energy, 09-96SR18500*, 1-6 (2005).
92. Khalid, F., Dincer, I. and Rosen, M. A., “Thermodynamic viability of a new three step high temperature Cu-Cl cycle for hydrogen production”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 43 (41): 18783-18789 (2018).
93. Khalid, F., Dincer, I. and Rosen, M. A., “Co-production of hydrogen and copper from copper waste using a thermochemical Cu–Cl cycle”, *Energy & Fuels*, 32 (2): 2137-2144 (2018).

94. Ozbilen, A., Dincer, I. and Rosen, M. A., “Development of a four-step Cu–Cl cycle for hydrogen production–Part I: Exergoeconomic and exergoenvironmental analyses”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 41 (19): 7814-7825 (2016).
95. Dokiya, M. and Kotera, Y., “Hybrid cycle with electrolysis using Cu–Cl system”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 1 (2): 117-121 (1976).
96. Wu, W., Chen, H. Y. and Hwang, J. J., “Energy analysis of a class of copper–chlorine (Cu–Cl) thermochemical cycles”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 42 (25): 15990-16002 (2017).
97. Ozcan, H. and Dincer, I., “Performance investigation of magnesium–chloride hybrid thermochemical cycle for hydrogen production”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 39 (1): 76-85 (2014).
98. Ozcan H., “Experimental and theoretical investigations of magnesium–chlorine cycle and its integrated systems”, Doctoral Dissertation, *UOIT*, Ontario, 146-167 (2015).
99. Ozcan, H. and Dincer, I., “Energy and exergy analyses of a solar driven Mg–Cl hybrid thermochemical cycle for co-production of power and hydrogen”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 39 (28): 15330-15341 (2014).
100. Ozcan, H. and Dincer, I., “Comparative performance assessment of three configurations of magnesium–chlorine cycle”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 41 (2): 845-856 (2016).
101. Ozcan, H. and Dincer, I., “Modeling of a new four-step magnesium–chlorine cycle with dry HCl capture for more efficient hydrogen production”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 41 (19): 7792-7801 (2016).
102. Miró, L., Brückner, S. and Cabeza, L. F., “Mapping and discussing Industrial Waste Heat (IWH) potentials for different countries”, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 51: 847-855 (2015).
103. Brueckner, S., Miró, L., Cabeza, L. F., Pehnt, M. and Laevemann, E., “Methods to estimate the industrial waste heat potential of regions–A categorization and literature review”, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 38: 164-171 (2014).
104. Peris, B., Navarro-Esbrí, J., Molés, F. and Mota-Babiloni, A., “Experimental study of an ORC (organic Rankine cycle) for low grade waste heat recovery in a ceramic industry”, *Energy*, 85: 534-542 (2015).

105. Simeoni, P., Ciotti, G., Cottes, M. and Meneghetti, A., “Integrating industrial waste heat recovery into sustainable smart energy systems”, *Energy*, 175: 941-951 (2019).
106. Stijepovic, M. Z. and Linke, P., “Optimal waste heat recovery and reuse in industrial zones”, *Energy*, 36 (7): 4019-4031 (2011).
107. Tsoka, C., Johns, W. R., Linke, P. and Kokossis, A., “Towards sustainability and green chemical engineering: tools and technology requirements”, *Green Chemistry*, 6 (8): 401-406 (2004).
108. Huang, F., Zheng, J., Baleynaud, J. M. and Lu, J., “Heat recovery potentials and technologies in industrial zones”, *Journal of the Energy Institute*, 90 (6): 951-961 (2017).
109. Brückner, S., Liu, S., Miró, L., Radspieler, M., Cabeza, L. F. and Lävemann, E., “Industrial waste heat recovery technologies: An economic analysis of heat transformation technologies”, *Applied Energy*, 151: 157-167 (2015).
110. Van de Bor, D. M., Ferreira, C. I. and Kiss, A. A., “Low grade waste heat recovery using heat pumps and power cycles”, *Energy*, 89: 864-873 (2015).
111. Çengel Y. A. ve Boles M. A., “Mühendislik Yaklaşımıyla Termodinamik 7.Baskı”, *McGraw-Hill*, New York, 552-585 (2011).
112. Naterer, G. F., Dincer, I. and Zamfirescu, C., “*Hydrogen production from nuclear energy*”, *London: Springer*, New York, 628-636 (2013).
113. Yılmaz, F., ve Selbaş, R., “Hidrojen Üretiminde Sülfür İyot (SI) Termokimyasal/Hibrit Çevriminin Enerji Ve Ekserji Analizi”, *13. Ulusal Tesisat Mühendisliği Kongresi*, İzmir, (2017).
114. Internet: National Institute of Standards and Technology , “National Institute of Standards and Technology”, <https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C7732185&Type=JANAFL&Table=on> (2020).
115. Igbong, D. and Fakorede, D., “Exergoeconomic analysis of a 100 MW unit GE Frame 9 gas turbine plant in Ughelli, Nigeria”, *International Journal of Engineering and Technology*, 4 (8): 463-468 (2014).
116. Massardo, A. F. and Scialo, M., “Thermoeconomic analysis of gas turbine based cycles”, *Journal of Engineering Gas Turbines and Power*, 122 (4): 664-671 (2000).
117. Safari, F. and Dincer, I., “A review and comparative evaluation of thermochemical water splitting cycles for hydrogen production”, *Energy Conversion and Management*, 205, 112182 (2020).

118. Lottes, S. A., Lyczkowski, R. W., Panchal, C. B. and Doctor, R. D., “Modeling and analysis of calcium bromide hydrolysis”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 34 (9): 4155-4167 (2009).
119. Ozcan H., “Experimental and theoretical investigations of magnesium-chlorine cycle and its integrated systems”, Doctoral Dissertation, *UOIT*, Ontario, 146-167 (2015).
120. Yılmaz, F., ve Selbaş, R., “Hidrojen Üretiminde Sülfür İyot (SI) Termokimyasal/Hibrit Çevriminin Enerji Ve Ekserji Analizi”, *13. Ulusal Tesisat Mühendisliği Kongresi*, İzmir, (2017).
121. Horlock, J. H., Watson, D. T. and Jones, T. V., “Limitations on gas turbine performance imposed by large turbine cooling flows”, *Journal of Engineering Gas Turbines and Power*, 123 (3): 487-494 (2001).
122. Lewis, M. A., Serban, M. and Basco, J. K., “Hydrogen production at $< 550^{\circ}$ C using a low temperature thermochemical cycle”, *Nuclear Production of Hydrogen: Second Information Exchange Meeting*, 145-156 (2003).
123. Zamfirescu, C., Naterer, G. F. and Dincer, I., “Vapor compression Cu-Cl heat pump integrated with a thermochemical water splitting cycle”, *Thermochimica Acta*, 512 (1-2): 40-48 (2011).
124. Naterer, G. F., Suppiah, S., Rosen, M. A., Gabriel, K., Dincer, I., Jianu, O. A. and Pioro, I., “Advances in unit operations and materials for the Cu-Cl cycle of hydrogen production”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 42 (24): 15708-15723 (2017).
125. Wang, Z. L., Naterer, G. F., Gabriel, K. S., Gravelins, R. and Daggupati, V. N., “Comparison of different copper–chlorine thermochemical cycles for hydrogen production”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 34 (8): 3267-3276 (2009).
126. Guo, X., Zhang, H., Zhao, J., Wang, F., Wang, J., Miao, H. and Yuan, J., “Performance evaluation of an integrated high-temperature proton exchange membrane fuel cell and absorption cycle system for power and heating/cooling cogeneration”, *Energy Conversion and Management*, 181, 292-301 (2019).

EK AÇIKLAMALAR A.

**TÜRKİYE’NİN YILLIK ENERJİ TÜKETİMİ VE ATIK ISI POTANSİYEL
DEĞERLERİ**

Çizelge Ek A.1. Endüstri, ulaşım ve yerleşim alanlarında yıllık toplam tüketim miktarı (PJ).

Yıl	Endüstri	Ulaşım	Yerleşim
2017	968,2731	18,7526	1127,50
2016	884,1094	18,6257	1079,78
2015	857,2621	18,5588	1030,50
2014	718,1862	22,5667	925,2376
2013	730,6121	18,4794	912,5267
2012	788,8124	19,1394	829,7433
2011	813,6600	21,9593	827,2479
2010	658,1679	22,2302	643,8467
2009	539,2925	12,0954	648,3868
2008	593,5196	11,2386	652,1228
2007	631,1781	12,0768	627,6705
2006	620,3190	3,6586	596,3318
2005	544,7548	3,4687	519,6983
2004	493,1222	3,3610	424,0427
2003	459,1835	3,8753	384,7787
2002	384,6552	3,6184	329,2186
2001	353,1879	3,6058	317,9525
2000	329,8308	3,2460	329,27
1999	258,0590	3,0182	296,7217
1998	261,3814	2,9466	275,6054
1997	273,5236	2,8030	254,5348

Çizelge Ek A.2. Sanayi sektörlerinde sıcaklıklara bağlı olarak hesaplanan atık ısı potansiyelleri (MW).

	<100°C	100-200°C	200-300°C	300-400°C	400-500°C	500-1000°C	>1000°C
Madencilik faaliyetleri		44,1067					
Gıda, içecek, tütün ürünleri imalatı	12,353	179,119					
Kağıt ve Ürünleri İmalatı		70,2089					
Kimya, Petro Kimya Ürünlerinin İmalatı		107,998		35,999	188,99		
Metalik Olmayan Mineral Ürünleri İmalatı		329,081		35,102		140,40	
Ana Metal Sanayi (Demir-Çelik)			310,119	68,915		427,27	124,04
Diğer Sanayi		169,404					
TOPLAM	12,353	899,919	310,119	140,016	188,99	567,683	124,047

ÖZGEÇMİŞ

Funda ATEŞ 1994 yılında Ankara’da doğdu; ilk ve orta öğrenimini aynı şehirde tamamladı. 2012 yılında Karabük Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Makine Mühendisliği Bölümünde öğrenimine başlayıp 2017 yılında mezun oldu. Halen Karabük Üniversitesi Lisans Üstü Eğitim Enstitüsü’nde yüksek lisans eğitimine devam etmektedir.

ADRES BİLGİLERİ

Tel. : (546) 840 1993

E-posta : fndats94@gmail.com

Adres : Karabük Üniversitesi Demir Çelik Kampüsü Öğrenci İşleri Merkez
Binası 2. Kat 78050 KARABÜK