

T.C.
GEBZE TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
LİSANSÜSTÜ EĞİTİM ENSTİTÜSÜ

HİDROJEN SIVILAŞTIRMA PROSES TASARIMI VE
OPTİMİZASYONU

OĞUZ KILIÇ

YÜKSEK LİSANS TEZİ
MAKİNA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

DANIŞMAN: DR. ÖĞR. ÜYESİ SALİH ÖZEN ÜNVERDİ

EYLÜL 2025

T.C.
GEBZE TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
LİSANSÜST EĞİTİM ENSTİTÜSÜ

HİDROJEN SIVILAŞTIRMA PROSES TASARIMI VE
OPTİMİZASYONU

OĞUZ KILIÇ

YÜKSEK LİSANS TEZİ
MAKİNA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

DANIŞMAN: DR. ÖĞR. ÜYESİ SALİH ÖZEN ÜNVERDİ

EYLÜL 2025

T.R.
GEBZE TECHNICAL UNIVERSITY
GRADUATE SCHOOL

**HYDROGEN LIQUEFACTION PROCESS DESIGN AND
OPTIMIZATION**

OĞUZ KILIÇ

A THESIS OF MASTER OF SCIENCE
DEPARTMENT OF MECHANICAL ENGINEERING

ADVISOR: ASSIST. PROF. DR. SALİH ÖZEN ÜNVERDİ

SEPTEMBER 2025

YÜKSEK LİSANS JÜRİ ONAY FORMU

GTÜ Lisansüstü Eğitim Enstitüsü Yönetim Kurulunun 30/06/2025 tarih ve 2025/34 sayılı kararıyla oluşturulan jüri tarafından 29/09/2025 tarihinde tez savunma sınavı yapılan Oğuz KILIÇ'ın tez çalışması Makine Mühendisliği Anabilim Dalında YÜKSEK LİSANS tezi olarak kabul edilmiştir.

JÜRİ

ÜYE

(TEZ DANIŞMANI) : DR. ÖĞR. ÜYESİ SALİH ÖZEN ÜNVERDİ

ÜYE

: PROF. DR. SÜLEYMAN KARSLI

ÜYE

: PROF. DR. MÜSLÜM ARICI

ONAY

Gebze Teknik Üniversitesi Lisansüstü Eğitim Enstitüsü Yönetim Kurulunun

...../...../..... tarih ve/..... sayılı kararı.

İMZA/MÜHÜR



*Aileme
ve
biricik eşime*

ÖZET

Bu tezde, hidrojenin enerji taşıyıcısı olarak kullanımında sıvılaştırma sürecinin önemi vurgulanmıştır. Sıvılaştırma, hidrojenin depolanması ve taşınması açısından kritik bir aşama olup, bu çalışma temel odak noktalarını oluşturmaktadır. Çalışma kapsamında, farklı tek bileşenli soğutucu akışkanların kullandığı ön soğutmalı Joule-Thomson hidrojen sıvılaştırma çevrimleri ayrıntılı bir şekilde incelenmiştir. Hidrojenin etkin bir şekilde sıvılaştırılabilmesi ve çevrim performansının iyileştirilebilmesi amacıyla çeşitli kaskad Joule-Thomson çevrimleri önerilmiş ve bu çevrimler üzerinden bir boyutlu termodinamik analizler gerçekleştirilmiştir. Analizlerde kullanılan akışkanların termo-fiziksel özellikleri, NIST REFPROP veri tabanından temin edilerek hesaplamalara dahil edilmiştir.

Endüstride yaygın olarak kullanılan sıvılaştırma çevrimlerinin karşılaştığı teknik ve ekonomik zorluklar kapsamlı bir biçimde ele alınmış ve değerlendirilmiştir. Kaskad Joule-Thomson sıvılaştırma çevrimi, yüksek güvenilirlik, kolay ölçeklenebilirlik ve genişleme makinesine gerek duymaması gibi avantajlarla alternatif yöntemlere kıyasla öne çıkmaktadır. Bu bağlamda, tezde geliştirilen bir boyutlu sayısal çözümleme modeli ile literatürde Chang ve Park [12] tarafından proses simülasyonu kullanılarak optimize edilen iki farklı ön soğutmalı hidrojen sıvılaştırma çevriminin performansları hesaplanmış ve modelin doğruluğu doğrulanmıştır. Elde edilen sonuçlar, söz konusu çevrimlerin performansını doğrulamakta ve yapılan optimizasyonların geçerliliğini ortaya koymaktadır.

Çalışmada tasarlanan çevrimlerin termodinamik performansları, fayda değeri (FOM), ekserji verimi ve özgül enerji tüketimi gibi temel performans göstergeleri açısından değerlendirilmiş; elde edilen veriler mevcut alternatif çevrimlerle karşılaştırılmıştır. Önerilen kaskad Joule-Thomson hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinin performansları, akışkanların NIST REFPROP veri tabanından elde edilen gerçek termodinamik-fiziksel özellikleri kullanılarak analiz edilmiştir. Ayrıca, tüm kademelerin basınç seviyeleri, bu tezde geliştirilen bir algoritma aracılığıyla optimize edilmiştir. Bu doğrultuda, dört ve iki ön soğutmalı, çok sıkıştırma seviyeli, ara-soğutmalı kaskad Joule-Thomson hidrojen sıvılaştırma çevrimleri tasarlanmış ve bu çevrimlere ilişkin optimum çalışma parametreleri ile termodinamik performans göstergeleri detaylı bir şekilde sunulmuştur.

Sonuç olarak, önerilen 86,4 ton/gün üretim kapasiteli, tek bileşenli soğutucu akışkanların kullandığı, dört ve iki ön soğutma kademesine sahip, çok aşamalı ara-soğutmalı sıkıştırmalı ve çoklu Joule-Thomson vanasında genişlemeli kaskad Joule-Thomson hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinin optimum çalışma parametreleri ve performans göstergeleri belirlenmiştir. Bu tezde geliştirilen kaskad Joule-Thomson hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinde, çok basınç seviyeli ara-soğutmalı sıkıştırma ve çoklu Joule-Thomson vanasında genişleme yöntemleri ile çevrimlerin fayda değerleri ve ekserji verimlilikleri maksimize edilerek özgül enerji tüketimleri azaltılmıştır. Bu sayede literatüre ve endüstriyel uygulamalara önemli katkılar sağlanmıştır.

Anahtar Kelimeler: Hidrojen Sıvılaştırma Sistemi, Kaskad Joule-Thomson Çevrimi, Tek Bileşenli Soğutucu Akışkanlar, Sistem Tasarımı, Proses Optimizasyonu, Yüksek Kapasiteli Sıvılaştırma

ABSTRACT

This thesis emphasizes the importance of the liquefaction process in the utilization of hydrogen as an energy carrier. Liquefaction is a critical step for the storage and transportation of hydrogen, and it forms the core focus of this study. The research investigates in detail pre-cooled Joule-Thomson hydrogen liquefaction cycles using different single-component refrigerants. To effectively liquefy hydrogen and improve the cycle performance, various cascade Joule-Thomson cycles are proposed, and one-dimensional thermodynamic analyses are performed for these cycles. The thermophysical properties of the fluids used in the analysis are sourced from the NIST REFPROP database and incorporated into the calculations.

The technical and economic challenges faced by commonly used liquefaction cycles in industry are comprehensively addressed and analyzed. The cascade Joule-Thomson liquefaction cycle stands out compared to alternative methods due to its advantages, such as high reliability, ease of scalability, and the lack of need for an expansion machine. In this context, the performance of two different pre-cooled hydrogen liquefaction cycles, optimized using process simulation by Chang and Park [12] in the literature, was calculated with the one-dimensional numerical solution model developed in this thesis, and the accuracy of the model was validated. The results obtained confirm the performance of the respective cycles and validate the optimization efforts.

The thermodynamic performance of the cycles designed in this study is evaluated in terms of key performance indicators, such as the figure of merit (FOM), exergy efficiency, and specific energy consumption; the data obtained are compared with those of existing alternative cycles. The performance of the proposed cascade Joule-Thomson hydrogen liquefaction cycles was analyzed using the real thermodynamic and physical properties of the fluids, obtained from the NIST REFPROP database. Additionally, the pressure levels of all stages were optimized using an algorithm developed within this thesis. In this regard, four and two pre-cooling stage, multi-compression level, inter-stage cooled cascade Joule-Thomson hydrogen liquefaction cycles were designed, and the optimum operating parameters and thermodynamic performance indicators for these cycles were presented in detail.

In conclusion, the optimum operating parameters and performance indicators for the proposed cascade Joule-Thomson hydrogen liquefaction cycles, which utilize single-component refrigerants and have a production capacity of 86.4 tons per day, were determined. These cycles feature two and four pre-cooling stages, multi-stage inter-cooling compression, and expansion through multiple Joule-Thomson valves. In the cascade Joule-Thomson hydrogen liquefaction cycles developed in this thesis, the figure of merit (FOM) and exergy efficiency were maximized, and specific energy consumption was minimized through multi-pressure stage inter-cooling compression and expansion via multiple Joule-Thomson valves. As a result, this work makes significant contributions to both academic literature and industrial applications.

Keywords: Hydrogen Liquefaction System, Cascade Joule-Thomson Cycle, Single Component Refrigerants, System Design, Process Optimization, Large Capacity Liquefaction

TEŞEKKÜR

Yüksek lisans eğitimim ve akademik yaşamım boyunca bilgi, birikim ve tecrübeleriyle bana yol gösteren; her daim desteğini hissettiren değerli danışmanım Dr. Öğr. Üyesi Salih Özen ÜNVERDİ'ye en içten teşekkürlerimi sunarım.

Bu çalışmanın yürütülmesi sürecinde bilgi ve deneyimlerini benimle cömertçe paylaşan, her zaman yanımda olan Savener Mühendislik, Siro Energy ailelerine ve varlıklarıyla bana güç veren hayat arkadaşşıma ve kıymetli aileme sonsuz şükranlarımı sunarım.

Dileğim, bu çalışmanın ileride bu alanda çalışacak mühendis adaylarına yol gösterici bir kaynak olması ve literatüre katkı sağlamasıdır.



İÇİNDEKİLER

	Sayfa
ÖZET	vi
ABSTRACT	vii
TEŞEKKÜR	viii
İÇİNDEKİLER	ix
SİMGELER ve KISALTMALAR DİZİNİ	xi
ŞEKİLLER DİZİNİ	xiii
TABLolar/ÇİZELGELER DİZİNİ	xv
1. GİRİŞ	1
1.1 Arka Plan ve Motivasyon	1
1.2. Hidrojenin Değer Zinciri	2
1.2.1. Geleceğe Yönelik Hidrojen Talebi ve Projeksiyonlar	5
1.3. Tarihçe, Avantajlar ve Zorluklar	7
1.3.1. Sıvı Hidrojen Üretimi ve Tarihsel Gelişimi	8
1.3.2. Sıvı Hidrojenin Avantajları ve Dezavantajları	8
1.4. Tezin Amacı ve Katkısı	11
2. LİTERATÜR ARAŞTIRMASI	13
2.1. Hidrojen Sıvılaştırma Teknolojilerine Yönelik Literatür İncelemesi	13
2.2. Kriyojenik Bilimi ve Teknoloji	17
2.3. Hidrojen	18
2.3.1. Ortohidrojen ve Parahidrojen	19
2.4. Sıvılaştırma İçin Gerekli İdeal İş	20
2.5. Termodinamik Kısılma Olayı ve İnversiyon Eğrileri	24
2.5.1. Joule-Thomson Katsayısı (μ JT)	26
2.5.2. İnversiyon Eğrileri	27
2.5.3. JT Vanasının Klasik Kısılma Vanaları ile Karşılaştırılması	29
2.6. Kompresör ve Ara Soğutucu Hesaplamaları	30
2.7. Isı Değiştiriciler	32
2.8. Entropi ve Entropi Üretimi	35
2.9. Sıvılaştırma Çevrimleri	37
2.9.1. Ön Soğutmalı Linde-Hampson Çevrimi	38
2.9.2. Claude Çevrimi	40
2.9.3. Helyum Brayton Çevrimi	42
2.9.4. Kaskad Çevrim	43
2.10. Soğutucu Akışkanlar	45
3. METODOLOJİ ve DOĞRULAMA	47
3.1. Çalışma Metodolojisi	47
3.2. Çevrim Modellemesi	47
3.2.1. REFPROP Entegrasyonu	48
3.2.2. Model Kabulleri ve Girdi Parametreleri	49
3.2.3. Sıvılaştırma Oranı ve Debi Hesabı	50
3.2.4. Isı Değiştirici ve JT Vanası Entropi Üretimi Hesaplamaları	52
3.2.5. Kompresör ve Ara Soğutucu Hesaplamaları	53

3.2.5.1. Kompresör Kademelendirmesi (Sıkıştırma Oranlarının Belirlenmesi)	54
3.2.5.2. Kompresör – Ara Soğutucu Entropi Üretimi Hesaplamaları	55
3.2.6. Amaç Fonksiyonu FOM Hesabı ve Optimizasyonu	57
3.3. Doğrulama Çalışması Yapılan Çevrimler ve Sonuçları	59
3.3.1. $N_2 - H_2$ Doğrulama Çevrim Sonuçları	59
3.3.2 $C_2 - N_2 - H_2$ Doğrulama Çevrim Sonuçları	63
3.3.3. Doğrulama Sonuçlarının Değerlendirilmesi ve Karşılaştırılması	67
4. ÖNERİLEN ÇEVİRİMLER	69
4.1. Dört Ön Soğutmalı Kaskad Hidrojen Sıvılaştırma Çevrimi (1. Önerilen Çevrim)	69
4.2. Çok Basınç Kademeli İki Ön Soğutmalı Kaskad Hidrojen Sıvılaştırma Çevrimi (2. Önerilen Çevrim)	75
4.3. FOM'a Etki Eden Parametreler	80
4.3.1 Isı Değiştiricilerin Minimum Sıcaklık Yaklaşımı	80
4.3.2. Kompresör İzentropik Verimliliği	81
4.3.3. Kompresör Basınç Katsayısı	82
5. NETİCE ve TARTIŞMA	84
5.1. Sıvılaştırma Çevrimlerinin Karşılaştırılması	85
5.1.1. Kaskad Çevrimlerinin Karşılaştırılması	85
5.1.2. Diğer Çevrimlerle Karşılaştırma	91
6. SONUÇ ve GELECEK ÇALIŞMALARA YÖNELİK ÖNERİLER	98
KAYNAKLAR	101
ÖZGEÇMİŞ	106
TEZ METNİNDEN TÜRETİLEN YAYINLAR/SUNUMLAR	107
EKLER	108

SİMGELER ve KISALTMALAR DİZİNİ

η	: Verimlilik
δ	: Yol bağımlı diferansiyel fark
μ_{JT}	: JT katsayısı
Σ	: Toplam
A	: Alan (m^2)
AC	: Ara Soğutucu
Ar	: Argon
AYB	: Argon Yüksek Basınç
BMR	: Buharla Metan Reformasyonu
C_1	: Metan
C_2	: Etilen
C_3	: Propan
C_p	: Özgül Isı (kJ/kg.K)
CO_2	: Karbondioksit
CGH_2	: Sıkıştırılmış Gaz Hidrojen
COM	: Kompresör
d	: Fark
EYB	: Etilen Yüksek Basıncı
f	: Sıvı
FOM	: Fayda Değeri, Figure of Merit (%)
g	: Gaz
g_0	: Yerçekimi İvmesi (m/s^2)
GBT	: Gün Başına Ton
GY	: Gaz Yüzdesi
h	: Entalpi (kJ/kg)
H_2	: Hidrojen
He	: Helyum
HYB	: Hidrojen Yüksek Basınç
HX	: Isı Değiştirici
$\dot{I}$	: Entalpi
IEA	: Uluslararası Enerji Ajansı
JT	: Joule Thomson
K	: Kelvin
KG	: Kömürün Gazlaştırılması
Kg	: Kilogram
kPa	: Kilo paskal
kWh	: Kilovat Saat
kWh/kg_{H_2}	: Hidrojenin Özgül Enerjisi
KYD	: Karbon Yakalama ve Depolama
L	: Litre
LH_2	: Sıvı Hidrojen
LN_2	: Sıvı Azot
LNG	: Sıvılaştırılmış Doğalgaz
LOHC	: Metil sikloheksan
$\dot{m}$	: Kütleli Debi (kg/s)
m^3	: Metreküp

MeOH	: Metanol
MIX	: Karıştırıcı
MPa	: Mega paskal
MR	: Karışık Soğutucu
N_2	: Azot
Ne	: Neon
NH_3	: Amonyak
NYB	: Azot Yüksek Basınç
O_2	: Oksijen
orto-para	: ortohidrojen-parahidrojen
Örn.	: Örneğin
P	: Basınç (MPa)
P–v	: Basınç – özgül hacim diyagramı
PEM	: Proton Değişim Membranlı
s	: Entropi (kJ/kg.K)
$\dot{S}$	: Entropi değişim hızı (kW/K)
sn	: Saniye
SEC	: Özgül Enerji Tüketimi (kW/kgH ₂)
SMR	: Tek Karışık Soğutucu
U	: Ortalama Isı Transfer Katsayısı (W/m^2K)
USD	: Amerikan Birleşik Devletleri doları
T	: Sıcaklık (K)
T–s	: Sıcaklık – entropi diyagramı
Q	: Birim zamanda ısı transferi (kW)
q	: Faz Kalitesi
V	: Hız (m/s)
Vol. Yoğ.	: Volümetrik Yoğunluk (kg/m^3)
W	: İş (kW)
y	: Sıvılaştırma Yüzdesi (%)
YB	: Yüksek Basınç
z	: Yükseklik (m)

ŞEKİLLER DİZİNİ

	Sayfa
Şekil 1.1: Hidrojen değer zinciri [5].	3
Şekil 1.2: IEA tarafından açıklanan 2020–2050 dönemine ait hidrojen üretim taahhüt senaryoları [3].	5
Şekil 1.3: IEA tarafından açıklanan 2020–2050 hidrojen üretimine ilişkin net sıfır emisyon senaryoları [3].	6
Şekil 2.1: Moleküler hidrojenin dönüş izomerleri: orto-hidrojen (paralel dönüş) ve para-hidrojen (zıt dönüş) yapıları.	19
Şekil 2.2: Orto-Para hidrojen oranının sıcaklıkla değişimi [28].	19
Şekil 2.3: İdeal bir termodinamik çevrimin sıcaklık-entropi diyagramı ve şeması.	22
Şekil 2.4: Kısılma prosesinin şematik gösterimi.	25
Şekil 2.5: P-T diyagramında joule-thomson inversiyon eğrisi [29].	27
Şekil 2.6: İzotermal sıkıştırma prosesinin ve ardışık politropik sıkıştırma prosesleri arasında sabit basınçta ara soğutmalı kompresörün P-v ve T-s diyagramları [32].	31
Şekil 2.7: İzentropik ve gerçek kompresör proseslerinin h-s diyagramları [33].	32
Şekil 2.8: Isı değiştirici türleri: ters akışlı (a), paralel akışlı (b), buharlaştırıcı (c), yoğunlaştırıcı (d) [34].	34
Şekil 2.9: a) Soğutucu (refrigerator), b) sıvılaştırıcı (liquefier) ve c) sıvılaştırma için soğutma çevrimlerinin termodinamik yapıları [18].	37
Şekil 2.10: Ön soğutmalı linde-hampson çevrimi ve T-s diyagramı.	39
Şekil 2.11: Claude çevrimi ve T-s diyagramı [18].	41
Şekil 2.12: Helyum brayton çevrimi ve T-s diyagramı [18].	42
Şekil 2.13: Tek ön soğutmalı kaskad çevrimi ve T-s diyagramı [12].	43
Şekil 2.14: Çalışmada kullanılacak soğutucu akışkanların P-T grafiğinde gösterimi [12].	45
Şekil 3.1: Kaskad çevrimi hidrojen T-s diyagramı.	49
Şekil 3.2: HX3 ve HX2 etrafındaki bölgelerin numaralandırması.	50
Şekil 3.3: Sıvılaştırma yüzdesinin hesaplandığı bölge.	51
Şekil 3.4: Sıvılaştırma çevriminin modelleme ve optimizasyon süreci için bütünleşik algoritma akış şeması.	58
Şekil 3.5: N ₂ -H ₂ çevrimi- genel basınç optimizasyonu.	59
Şekil 3.6: N ₂ -H ₂ çevrimi- detaylı basınç optimizasyonu (Şekil 3.5'teki kırmızı bölge).	60
Şekil 3.7: N ₂ -H ₂ çevriminin optimum fom koşulunda komponent bazında ekserji kayıpları ve çevrimin toplam FOM'u.	60
Şekil 3.8: Tek ön soğutmalı kaskad JT çevrim.	61
Şekil 3.9: Tek ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: hidrojen.	61
Şekil 3.10: Tek ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: azot.	62
Şekil 3.11: Ar – H ₂ çevrimi- genel basınç optimizasyonu.	63
Şekil 3.12: C ₂ -N ₂ -H ₂ çevriminde, optimum FOM koşulunda komponent bazında ekserji kayıpları ve çevrimin toplam FOM'u.	64
Şekil 3.13: Çift ön soğutmalı kaskad çevrim.	65
Şekil 3.14: Çift ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: hidrojen.	65

Şekil 3.15: Çift ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: azot.	66
Şekil 3.16: Çift ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: etilen.	66
Şekil 4.1: Dört ön soğutmalı kaskad çevrim diyagramı.	70
Şekil 4.2: Dört ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: hidrojen.	71
Şekil 4.3: Dört ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: azot.	71
Şekil 4.4: Dört ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: metan.	72
Şekil 4.5: Dört ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: etilen.	72
Şekil 4.6: Dört ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: propan.	72
Şekil 4.7: 1. Önerilen çevrim için optimum FOM koşulunda komponent bazında ekserji kayıpları ve çevrimin toplam FOM'u.	74
Şekil 4.8: Çok basınç seviyeli iki ön soğutmalı kaskad hidrojen sıvılaştırma çevrimi.	75
Şekil 4.9: Çok basınç seviyeli iki ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: hidrojen.	76
Şekil 4.10: Çok basınç seviyeli iki ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: azot.	77
Şekil 4.11: Çok basınç seviyeli iki ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: etilen.	77
Şekil 4.12: 2. önerilen çevrim kapsamında optimum FOM koşulunda komponent bazında ekserji kayıpları ve çevrimin toplam FOM'u.	79
Şekil 4.13: Isı değiştiricilerdeki minimum sıcaklık yaklaşımının FOM üzerindeki etkisi.	81
Şekil 4.14: Kompresör izentropik verimliliğinin FOM üzerindeki etkisi.	82
Şekil 4.15: Kompresör basınç katsayısının FOM üzerindeki etkisi.	83
Şekil 5.1: Tek ön soğutmalı $N_2 - H_2$ çevrimi.	86
Şekil 5.2: Çift ön soğutmalı $C_2-N_2-H_2$ çevrimi.	86
Şekil 5.3: Çift genişmeli çift basınçlı çevrim [12].	87
Şekil 5.4: Neon soğutuculu üç ön soğutmalı çevrim [12].	87
Şekil 5.5: Kaskad çevrimlerde kullanılan soğutucu akışkanların yüksek basınç değerleri.	89
Şekil 5.6: Kaskad çevrimlerin SEC değerleri.	90
Şekil 5.7: Sıvı azot ön soğutmalı linde-hampson çevrimi [18].	92
Şekil 5.8: Claude çevrimi [18].	92
Şekil 5.9: Sıvı azot ön soğutmalı claudde çevrimi [18].	93
Şekil 5.10: He brayton çevrimi [18].	93
Şekil 5.11: Sıvı azot ön soğutmalı çift türbinli he brayton çevrimi [18].	93
Şekil 5.12: Çevrimlerde kullanılan soğutucu akışkanların yüksek basınç değerleri.	95
Şekil 5.13: Çevrimlerin SEC değerleri.	97

TABLolar/ÇİZELGELER DİZİNİ

	<u>Sayfa</u>
Tablo 1.1: Düşük karbonlu ve karbon nötr hidrojen üretim yöntemlerinin karşılaştırılması [5].	4
Tablo 1.2: Çeşitli hidrojen kaynaklarının özelliklerinin sıvılaştırılmış doğal gaz (LNG) ile karşılaştırılması [5].	4
Tablo 1.3: Son 20 yılda inşa edilen hidrojen sıvılaştırma tesisleri [5].	11
Tablo 2.1: Orto-Para dönüşümünün sıvılaştırma için gerekli ideal iş üzerindeki etkisi.	20
Tablo 2.2: Soğutucu gazların maksimum inversiyon sıcaklıkları.	28
Tablo 3.1: Optimum FOM değerinin elde edildiği yüksek basınç koşullarında çalışan tek ön soğutuculu N_2-H_2 çevriminde akışkanların çeşitli noktalardaki sıcaklık, basınç, gaz yüzdesi ve kütleli debi değerleri.	62
Tablo 3.2: Tek ön soğutuculu çevrimde soğutucuya bağlı optimum parametreler.	63
Tablo 3.3: Optimum FOM değerinin elde edildiği yüksek basınç koşullarında çalışan çift ön soğutuculu $C_2-N_2-H_2$ çevriminde, akışkanların çeşitli noktalardaki sıcaklık, basınç, gaz yüzdesi ve kütleli debi değerleri.	66
Tablo 3.4: Doğrulama çalışmalarında hesaplanan ve literatürde yer alan FOM değerleri ve yüzdesel farkları.	67
Tablo 4.1: Optimum FOM değerinin elde edildiği yüksek basınç koşullarında çalışan dört ön soğutuculu $C_1-C_2-C_3-N_2-H_2$ çevriminde akışkanların çeşitli noktalardaki sıcaklık, basınç, gaz yüzdesi ve kütleli debi değerleri.	73
Tablo 4.2: Optimum FOM değerinde çalışan çok basınç seviyeli iki ön soğutma aşamalı $C_2 - N_2 - H_2$ çevriminde akışkanların çeşitli noktalardaki sıcaklık, basınç, gaz yüzdesi ve kütleli debi değerleri.	78
Tablo 5.1: Farklı kaskad çevrimlerin optimum basınç ve FOM değerleri.	88
Tablo 5.2: Farklı çevrimlerin optimum basınç ve FOM değerleri.	94

1. GİRİŞ

Bu tez çalışması, hidrojen sıvılaştırma endüstrisinin geliştirilmesine odaklanmaktadır. Yüksek enerji yoğunluğu ve çevresel açıdan sürdürülebilir özellikleri nedeniyle, hidrojenin geleceğin enerji sektöründe stratejik bir rol üstlenmesi öngörülmektedir. Ancak, hidrojenin sıvı faza dönüştürülmesi süreci; yüksek düzeyde enerji tüketimi, karmaşık termodinamik çevrimler ve ileri düzey teknolojik altyapı gereksinimleri gibi çeşitli zorlukları beraberinde getirmektedir.

Bu bağlamda, çalışmada hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinin performansını artırmaya ve enerji verimliliğini maksimize etmeye yönelik optimizasyon analizleri gerçekleştirilmiştir. Tezin ilerleyen bölümlerinde mevcut teknolojiler, uygulanan yöntemler ve elde edilen bulgular sistematik ve ayrıntılı bir biçimde ele alınmıştır.

Bu çalışma, hidrojen sıvılaştırma teknolojilerinin geliştirilmesine katkı sunarak enerji tasarrufu sağlamak ve hidrojenin sürdürülebilir enerji sistemlerindeki kullanımını teşvik etmeyi amaçlamaktadır.

1.1. Arka Plan ve Motivasyon

Günümüzde insanlığın karşı karşıya olduğu en büyük tehditlerden biri olan iklim krizi, mevcut enerji politikaları ve tüketim alışkanlıkları sürdürüldüğü takdirde, doğanın geri dönüşü olmayan biçimde tahrip edilmesine neden olacaktır. Bu bağlamda, enerji politikalarının ve yatırım stratejilerinin karbon salımını asgari düzeye indirecek şekilde yeniden yapılandırılması ve yenilenebilir enerji kaynaklarına yönelmesi kaçınılmaz bir gereklilik haline gelmiştir. Bu doğrultuda, yenilenebilir enerjiye yönelik küresel yatırımların 2021 yılı itibarıyla 366 milyar USD'ye ulaştığı bildirilmektedir [1].

Yaklaşık 7 milyar insanın yaşadığı günümüz dünyasında, 2050 yılına kadar dünya nüfusunun 9,5 milyarı aşması beklenmektedir [2]. Nüfustaki bu artış, enerji talebinde de paralel bir yükselişi beraberinde getirmektedir. Uluslararası Enerji Ajansı (IEA) tarafından yayımlanan verilere göre, mevcut enerji politikaları sürdüğü takdirde, 2040 yılına kadar küresel enerji ihtiyacında yaklaşık %40 oranında bir artış yaşanacağı

öngörülmektedir [3]. Bu nedenle, fosil yakıtlara olan bağımlılığın azaltılması, yenilenebilir enerji kaynaklarının yaygınlaştırılması ve artan enerji ihtiyacının sürdürülebilir yöntemlerle karşılanması, iklim krizinin önlenmesi açısından zorunlu hale gelmiştir.

Yenilenebilir enerji kaynakları, sınırlı fosil yakıt rezervlerine ve artan sera gazı emisyonlarına karşı etkili bir alternatif sunmaktadır. Bununla birlikte, 2010–2020 yılları arasında yıllık ortalama %4,7 oranında artan küresel enerji talebi [4], yalnızca enerji üretiminin değil; aynı zamanda yenilenebilir enerjinin taşınabilirliği, depolanabilirliği ve kullanım alanlarının da geliştirilmesini zorunlu kılmaktadır. Bu noktada hidrojen, sıfır karbon emisyonu, yüksek enerji yoğunluğu ve yenilenebilir kaynaklardan üretilme potansiyeli sayesinde stratejik bir enerji taşıyıcısı olarak ön plana çıkmaktadır.

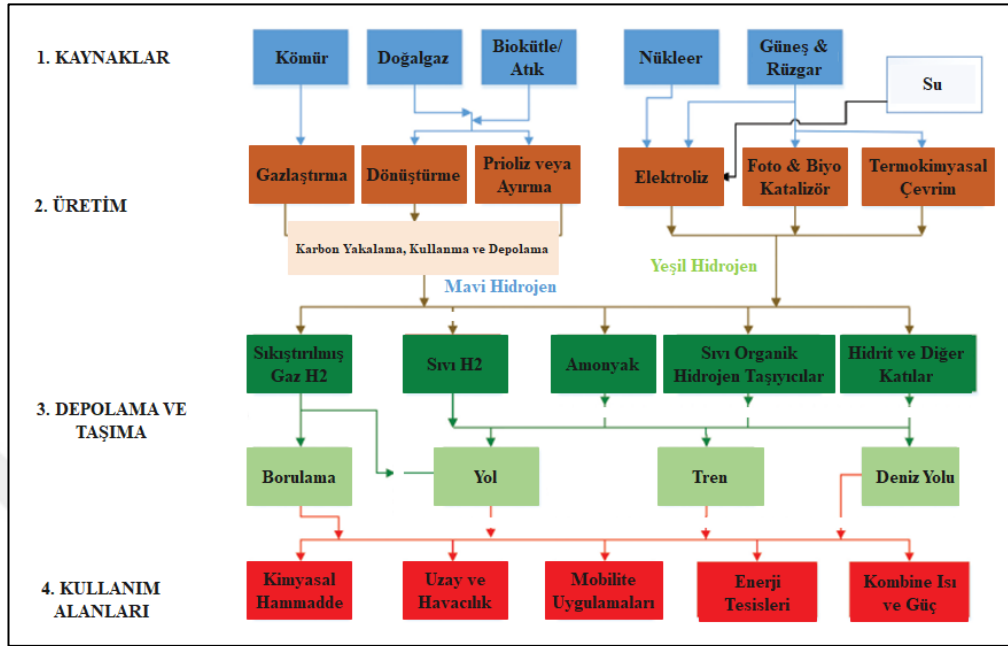
Hidrojenin bir enerji taşıyıcısı olarak kullanımına ilişkin fikirler, ilk kez 1970'li yıllarda yaşanan petrol krizinin ardından gündeme gelmiştir. Günümüzde ise hidrojen, temiz enerjiye geçişte kilit rol oynayan yenilikçi çözümlerden biri olarak değerlendirilmektedir. Hidrojenin taşınabilir, depolanabilir ve enerji sistemlerine entegre edilebilir bir formda sunulması, bu süreçte büyük önem taşımaktadır. Bu doğrultuda, verimli hidrojen sıvılaştırma teknolojilerinin geliştirilmesi, yalnızca enerji verimliliğini artırmakla kalmayacak, aynı zamanda büyük ölçekli bir sıvılaştırma değer zincirinin oluşmasına da katkı sağlayacaktır.

1.2. Hidrojenin Değer Zinciri

Hidrojenin değer zincirinin anlaşılması, bu gazın bir enerji taşıyıcısı olarak sürdürülebilir enerji sistemlerine entegrasyonu açısından kritik bir öneme sahiptir. Hidrojen, yalnızca yenilenebilir enerji kaynaklarının etkin biçimde değerlendirilmesine olanak tanımakla kalmayıp, aynı zamanda karbon emisyonlarını azaltarak iklim değişikliğiyle mücadelede stratejik bir çözüm sunmaktadır.

Küresel enerji talebindeki artış ve fosil yakıtların çevresel etkileri, yenilenebilir enerji kaynaklarının kullanımını kaçınılmaz hale getirmiştir. Bununla birlikte, yenilenebilir kaynakların zaman ve mekân açısından süreksiz doğası, hidrojenin esnek ve depolanabilir bir enerji taşıyıcısı olarak önemini daha da artırmaktadır. Bu kapsamda, hidrojenin sıvılaştırılması gibi yenilikçi teknolojiler, enerji taşıma ve depolama

süreçlerinin verimliliğini artırma potansiyeli taşıyarak, hidrojenin enerji altyapılarında daha geniş çapta kullanılmasına zemin hazırlamaktadır.



Şekil 1.1: Hidrojen değer zinciri [5].

Şekil 1.1'de görüldüğü üzere, hidrojenin değer zinciri dört temel aşamada incelenebilir:

- **Kaynaklar:** Hidrojen; kömür ve doğalgaz gibi fosil yakıtların yanı sıra, biyokütle, atıklar, nükleer enerji ve güneş, rüzgâr, hidroelektrik gibi yenilenebilir enerji kaynaklarından elde edilebilmektedir. Bu kaynak çeşitliliği, hidrojen üretim süreçlerinde esneklik sağlamakta ve farklı enerji altyapılarına entegre edilebilirliğini artırmaktadır.
- **Üretim:** Hidrojenin üretimi, başta gazlaştırma, reformasyon, elektroliz ve termokimyasal çevrimler olmak üzere çeşitli yöntemlerle gerçekleştirilmektedir. Bu üretim süreçlerinde, karbon yakalama ve depolama (KYD) teknolojileri ile entegre edilen buharla metan reformasyonu (BMR) ve kömür gazlaştırma (KG) gibi yöntemlerle, fosil kaynaklardan elde edilen ve literatürde "mavi hidrojen" olarak adlandırılan hidrojen üretimi yapılmaktadır. Buna karşılık, tamamen yenilenebilir enerji kaynakları kullanılarak üretilen hidrojen ise "yeşil hidrojen" olarak tanımlanmaktadır.

Tablo 1.1: Düşük karbonlu ve karbon nötr hidrojen üretim yöntemlerinin karşılaştırılması [5].

Üretim Prosesi	Hammadde	Enerji Gereksinimi (kWh/kg_{H_2})	H_2 Kapasitesi Gün Başına Ton (GBT)	Maliyet (USD/ kg_{H_2})
BMR (KYD ile)	Doğalgaz	44-50	210-341	1,63- 1,99
KG (KYD ile)	Kömür	47,2	277-500	1,63-2,26
Güneş Panelleri ile Elektroliz	Su	55	10	6,22-12,1
Rüzgâr ile Elektroliz	Su	44,7-53,4	50	2,37-5,69

Tablo 1.1'de gösterildiği üzere, yeşil hidrojen üretiminde kullanılan elektroliz gibi teknolojiler, günümüzde mavi hidrojen ile ekonomik açıdan tam anlamıyla rekabet edememektedir. Ancak, Al Ghafri ve ark. [5] yaptığı araştırmaya göre, önümüzdeki on yıl içerisinde yeşil hidrojen teknolojilerinin ekonomik açıdan mavi hidrojen ile karşılaştırılabilir düzeye ulaşması öngörülmektedir.

- Depolama ve Taşıma: Hidrojenin; sıkıştırılmış gaz (CGH_2), sıvı hidrojen (LH_2), azotla bileşik oluşturarak meydana gelen amonyak (NH_3), metanol ($MeOH$), sıvı organik hidrojen taşıyıcılar (LOHC) (örneğin: metil sikloheksan, dibenziltoluen) ve hidrür bileşikleri (örneğin: metal hidrürler, sodyum bor hidrür) gibi çeşitli formlarda depolanması mümkündür. **Tablo 1.2'**de, farklı hidrojen depolama yöntemlerinin hacimsel yoğunluk (vol. yoğ.) değerleri karşılaştırmalı olarak sunulmaktadır.

Tablo 1.2: Çeşitli hidrojen kaynaklarının özelliklerinin sıvılaştırılmış doğal gaz (LNG) ile karşılaştırılması [5].

	CGH_2	CGH_2	LH_2	NH_3	MeOH	LOHC	LNG
Vektör Özellik (P/MPa)	35	70	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Sıcaklık (K)	298	298	20,358	240,1	298	240,1	111,5
Vol.Yoğ. (kg/m^3)	23,3	39,2	70,9	682	786	769	423
Vol. H_2 Yoğ. (kg_{H_2}/m^3)	23,3	39,2	70,9	17,8	12,5	6,16	-

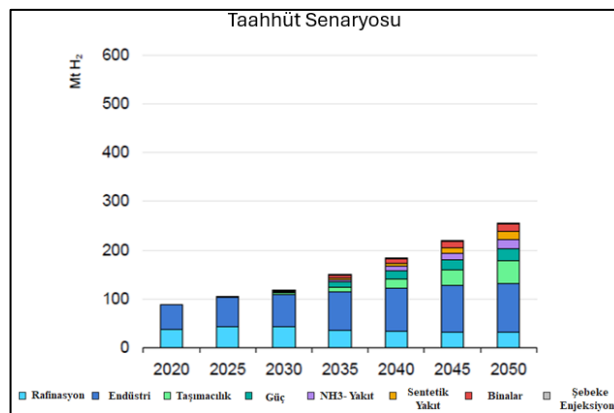
Taşıma yöntemleri arasında boru hatları, karayolu, demiryolu ve denizyolu bulunmaktadır. Bu aşama oldukça kritik olup, hidrojenin taşınabilirliğini artırarak enerjinin daha geniş coğrafi alanlara yayılmasını sağlamaktadır.

- Kullanım Alanları: Hidrojen, kimyasal hammadde üretiminde önemli bir role sahiptir. Örneğin, gübre, plastik ve rafine ürünlerin üretim süreçlerinde yaygın olarak kullanılmaktadır. Ayrıca, sıvı hidrojen uzay endüstrisinde roket yakıtı olarak değerlendirilmektedir. Gelecekte ise hidrojenin, kombine ısı ve güç üretimi uygulamalarında da kritik bir işlev üstlenmesi beklenmektedir.

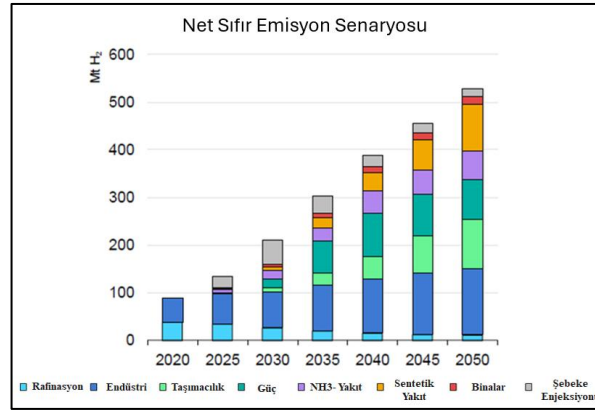
Hidrojen değer zincirinin her bir aşaması, hidrojen ekonomisinin sürdürülebilirliğinin sağlanması ve gelecekteki enerji taleplerinin karşılanması açısından kritik öneme sahiptir.

1.2.1. Geleceğe Yönelik Hidrojen Talebi ve Projeksiyonlar

IEA'nın 2021 yılında yayımladığı Global Hidrojen Araştırması raporu, hidrojen talebinin sektör bazında gelecekteki büyüme potansiyelini ortaya koymaktadır. **Şekil 1.2**'de sunulan "Taahhüt Senaryosu", ülkelerin mevcut iklim politikaları ve uluslararası anlaşmalar kapsamında verdikleri hidrojen üretim taahhütlerine dayanan öngörülen senaryoyu temsil etmektedir. Buna karşılık, **Şekil 1.3**'te yer alan "Net Sıfır Emisyon Senaryosu" ise küresel ölçekte sera gazı emisyonlarının belirlenen hedef yıllar itibarıyla tamamen sıfıra indirilmesi halinde ortaya çıkacak hidrojen talebini göstermektedir.



Şekil 1.2: IEA tarafından açıklanan 2020–2050 dönemine ait hidrojen üretim taahhüt senaryoları [3].



Şekil 1.3: IEA tarafından açıklanan 2020–2050 hidrojen üretimine ilişkin net sıfır emisyon senaryoları [3].

Şekil 1.2 ve **Şekil 1.3**'te yer alan projeksiyonlarda, hidrojenin farklı sektörlerdeki kullanım alanları renklerle belirtilmiştir. Açık mavi renk, hidrojenin halen en yaygın kullanıldığı alanlardan biri olan rafinasyon sektörünü temsil etmektedir; burada hidrojen, özellikle petrol ürünlerinin işlenmesinde ve kükürt giderme işlemlerinde kullanılmaktadır. Koyu mavi renk ile gösterilen endüstri sektörü, gübre üretimi, kimyasal sentez ve çelik endüstrisi gibi ağır sanayi alanlarında hidrojenin temel bir hammadde olarak kullanımını ifade etmektedir. Açık yeşil renk, hidrojenin taşımacılık sektöründe yakıt hücresi araçlar, trenler ve deniz taşımacılığı gibi alanlarda doğrudan yakıt olarak kullanılmasını göstermektedir. Koyu yeşil ile gösterilen güç üretimi, hidrojenin doğrudan elektrik üretiminde kullanılmasını kapsamaktadır. Mor renk, hidrojenin, amonyak bazlı yakıt olarak taşınması ve enerji taşıyıcısı olarak değerlendirilmesini ifade etmektedir. Sarı renkli alan, hidrojenden türetilen sentetik sıvı yakıtların üretimini temsil ederken, kırmızı renk ise hidrojenin binalarda, özellikle ısıtma ve sıcak su sistemlerinde doğrudan kullanımını göstermektedir. Son olarak, gri ile gösterilen alanlar, hidrojenin şebeke enjeksiyonu yoluyla doğalgaz altyapılarına karıştırılması veya doğrudan gaz şebekelerine verilmesi uygulamalarını ifade etmektedir.

Şekil 1.2 ve **Şekil 1.3** karşılaştırıldığında, hidrojenin gelecekteki sektör bazlı kullanımında senaryolara göre önemli farklar olduğu görülmektedir.

Şekil 1.2'deki taahhüt senaryosu incelendiğinde, ülkelerin mevcut politikaları ve beyanlarına dayandığından, hidrojen talebindeki artış daha sınırlı kalmakta ve kullanım büyük oranda mevcut sektörlerde yoğunlaşmaktadır. Özellikle rafinasyon ve

endüstri, 2050 yılına kadar toplam hidrojen talebinin en büyük kısmını oluşturmaya devam etmektedir. Bununla birlikte, taşımacılık ve güç üretimi gibi sektörlerde artış gözlemlense de, bu artış daha sınırlı seviyededir. NH_3 -yakıt, sentetik yakıt, bina kullanımı ve şebeke enjeksiyonu gibi yeni kullanım alanları bu senaryoda oldukça küçük paylara sahiptir.

Buna karşılık, **Şekil 1.3**'teki net sıfır emisyon senaryosunda, hidrojenin rolü çok daha belirgin ve çeşitlidir. 2050 yılı itibarıyla hidrojen talebi yaklaşık 520 milyon tonun üzerine çıkmakta ve bu talep sadece geleneksel sektörlerle sınırlı kalmamaktadır. Taşımacılık, bu senaryoda en hızlı büyüyen sektörlerden biri olarak öne çıkmakta ve hidrojenin mobilite çözümlerinde kritik rol oynayacağı öngörülmektedir. Ayrıca, güç üretimi, NH_3 -yakıt üretimi, sentetik yakıt kullanımı ve şebeke enjeksiyonu gibi alternatif alanlar hidrojenin yaygınlaştığı yeni uygulama alanları olarak dikkat çekmektedir. Özellikle NH_3 -yakıt ve şebeke enjeksiyonu gibi daha önce sınırlı kullanımda olan kategoriler, 2040 sonrası dönemde hızlı bir artış göstermektedir. Binalarda kullanım da net sıfır emisyon senaryosunda anlamlı bir büyüme göstermektedir.

Bu karşılaştırma, ülkelerin mevcut politikalarıyla sınırlı kalındığında hidrojenin kullanım alanlarının dar kalacağını, ancak karbon nötr hedeflerinin etkin biçimde benimsenmesi halinde hidrojenin çok daha geniş ve çeşitli sektörlerde temel bir enerji taşıyıcısı haline geleceğini açıkça ortaya koymaktadır.

Günümüzde yılda yaklaşık 75 milyon ton hidrojen üretilmektedir. Ulaşım ve enerji dönüşüm süreçlerindeki gelişmelere bağlı olarak bu miktarın 250 milyon ton hidrojen seviyelerine ulaşması beklenmektedir [3], [5], [6]. Ancak yalnızca karbon nötr hedeflerini temel alan senaryolarda, bu değer 520 milyon ton hidrojeni aşabileceği öngörülmektedir. Mevcut durumda rafinasyon ve endüstriyel üretim hidrojenin en yoğun kullanıldığı alanlar iken, gelecek yıllarda ulaşım, enerji üretimi ve bina sektörleri hidrojenin yaygınlaştığı öncü alanlar haline gelecektir.

1.3. Tarihçe, Avantajlar ve Zorluklar

Sıvı hidrojen, günümüzde özellikle uzay teknolojileri ve havacılık gibi ileri teknoloji gerektiren sektörlerde etkin bir biçimde kullanılmaktadır. Sahip olduğu avantajlar sayesinde, yakın dönemin en dikkat çekici enerji taşıyıcılarından biri olarak öne

çıkmıştır. Ancak, hidrojenin değer zincirinin her aşamasında karşılaşılan teknik, ekonomik ve altyapısal zorluklar, bu teknolojinin yaygınlaşması ve olgunlaşması açısından hâlen önemli engeller oluşturmaktadır. Bu bölümde, sıvı hidrojenin tarihsel gelişimi, teknik ve çevresel avantajları ile mevcut sınırlılıkları ele alınarak; bu enerji taşıyıcısının potansiyeli ve karşılaştığı başlıca zorluklar kapsamlı bir şekilde incelenecektir.

1.3.1. Sıvı Hidrojen Üretimi ve Tarihsel Gelişimi

Sıvı hidrojenin üretimi ve depolanması oldukça köklü bir geçmişe sahiptir. İlk olarak 1898 yılında Sir James Dewar tarafından sıvılaştırılan hidrojen, başlangıçta küçük ölçekli laboratuvar uygulamalarında kullanılmış; zamanla endüstriyel ölçekte üretim ve kullanım düzeyine ulaşmıştır [7]. 1957 yılında Amerika Birleşik Devletleri'nde ilk büyük ölçekli hidrojen sıvılaştırma tesisinin faaliyete geçirilmesi, bu alandaki teknolojik gelişimin önemli bir dönüm noktası olarak kabul edilmektedir. Özellikle uzay ve petrokimya sanayilerindeki büyüme, sıvı hidrojene olan talebi artırmış ve sıvılaştırma teknolojilerinde önemli ilerlemelere zemin hazırlamıştır.

Günümüzde sıvı hidrojenin sahip olduğu avantajlar ve sınırlılıklar çok boyutlu bir perspektifle ele alınmakta; bu doğrultuda teknolojiye yönelik yatırımlar da artış göstermektedir. Ancak bu teknolojinin daha geniş ölçekte benimsenebilmesi için, mevcut teknolojik gelişmelerin hızlandırılması kritik bir gereklilik olarak ortaya çıkmaktadır.

1.3.2. Sıvı Hidrojenin Avantajları ve Dezavantajları

Sıvı hidrojen, sahip olduğu çok sayıda avantaj nedeniyle dikkat çeken bir enerji taşıyıcısıdır. Bu bölümde, en belirgin üç temel avantaj aşağıda açıklanmıştır:

- **Yakıt Hücrelerinde Kullanım:** Sıvı hidrojenin yüksek saflık düzeyi ve gaz fazına kolay geçiş imkânı, onu Proton Değişim Membranlı (PEM) yakıt hücrelerinde yaygın olarak kullanılabilir hâle getirmektedir. PEM yakıt hücreleri, içten yanmalı motorlara kıyasla daha yüksek enerji verimliliği sunmaktadır [5], [8].
- **Hacimsel Yoğunluk:** Daha önce **Tablo 1.2'**de gösterildiği üzere, sıvı hidrojenin hacimsel (volümetrik) enerji yoğunluğu, 70 MPa basınçta sıkıştırılmış gaz

hâlindeki hidrojenle karşılaştırıldığında yaklaşık 1,8 kat; 35 MPa basınçtaki versiyonla karşılaştırıldığında ise yaklaşık 3,05 kat daha yüksektir [5], [8]. Bu özellik, sıvı hidrojenin taşınabilirlik ve depolama açısından üstün bir seçenek olduğunu ortaya koymaktadır.

- Çevresel Avantajlar: Hidrojenin yanma ürünü olarak yalnızca su buharı üretmesi ve karbon içermemesi, onu çevre dostu bir enerji taşıyıcısı konumuna getirmektedir. Tam yanma reaksiyonu sonucunda yalnızca su buharı ve enerji açığa çıkmakta; bu da sera gazı salınımını tamamen ortadan kaldırmaktadır. Hidrojenin oksijenle verdiği reaksiyon şu şekilde ifade edilmektedir:



Ayrıca, sıvı hidrojenin yüksek kendiliğinden tutuşma sıcaklığı ve hızlı alev yayılım hızı, bu yakıtın güvenli ve verimli bir biçimde kullanılmasını mümkün kılmaktadır [5], [9].

Tüm avantajlarına rağmen, sıvı hidrojen teknolojisinin aşması gereken bazı önemli zorluklar bulunmaktadır:

- Yüksek Maliyet: Sıvı hidrojen üretimi, yüksek enerji gereksinimi nedeniyle oldukça maliyetli bir süreçtir. Bu sürece ilişkin maliyet detayları **Tablo 1.1**'de sunulmaktadır. İlgili tabloya göre, sıvılaştırma maliyetleri kilogram başına yaklaşık 2,5 ila 3 USD arasında değişmektedir. Bu yüksek maliyet, fosil yakıtlarla karşılaştırıldığında sıvı hidrojenin ekonomik olarak daha az tercih edilmesine yol açmaktadır. Ancak çeşitli araştırmalar, önümüzdeki on yıl içerisinde yeşil hidrojenin üretim maliyetlerinin düşeceği ve ekonomik anlamda mavi hidrojen ile rekabet edebilir seviyeye ulaşacağını öngörmektedir [5], [9].
- Kriyojenik Kayıplar: Sıvı hidrojenin depolanması ve taşınması sırasında, düşük kaynama noktası nedeniyle buharlaşma kaynaklı kayıplar yaşanabilmektedir. Bu durum özellikle uzun mesafeli taşıma işlemleri ve yeniden dolum operasyonlarında belirginleşmektedir. Örneğin, 1977–2011 yılları arasında NASA'nın uzay mekik programında toplam 24500 ton sıvı hidrojenin yalnızca %54,6'sı etkin şekilde kullanılabilmiş, geri kalan kısım taşıma ve yeniden dolum süreçlerinde kaybedilmiştir [5].

- Üretim Kapasitesi Yetersizliği: Günümüzde, dünya genelindeki en büyük sıvı hidrojen üretim tesisi günlük 32 ton üretim kapasitesine sahiptir. Buna karşın, küresel ölçekte raporlanan günlük sıvı hidrojen talebi yaklaşık 350 ton düzeyindedir [1], [5]. Bu ciddi arz-talep dengesizliği, sıvı hidrojenin yaygın ve sürdürülebilir bir şekilde kullanımının önünde önemli bir engel teşkil etmektedir. Bu farkın giderilebilmesi için, mevcut üretim altyapısının teknik olarak geliştirilmesi ve tesis kapasitelerinin ölçek büyütme yoluyla artırılması kritik bir gereklilik olarak ortaya çıkmaktadır.

Aşağıda, sıvı hidrojenin havacılık ve enerji alanlarındaki uygulamaları ile uzun vadeli kullanım perspektifleri detaylı biçimde incelenmiştir.

Sıvı hidrojenin havacılık ve enerji sektörlerindeki konumu ile gelecekteki potansiyeli birlikte değerlendirildiğinde, bu enerji taşıyıcısının özellikle havacılık alanında temiz enerji hedefleri doğrultusunda köklü bir dönüşümün öncüsü olduğu görülmektedir. Avrupa Birliği tarafından 2021 yılında başlatılan “Clean Aviation” (Temiz Havacılık) araştırma ve inovasyon girişimi kapsamında; hidrojenle çalışan uçaklar, hibrit-elektrikli bölgesel uçaklar ve enerji verimliliği artırılmış kısa/orta menzilli uçaklar olmak üzere üç temel kategoride yenilikçi projeler desteklenmektedir [10]. Bu projeler arasında hidrojen türbin motorları, büyük ölçekli yakıt hücreleri ve sıvı hidrojen depolama tankları üzerine yapılan araştırmalar dikkat çekmektedir.

Bu bağlamda geliştirilen HEAVEN projesi, sıvı hidrojenle çalışan 2 ila 4 kişilik konsept bir uçağın tasarımını içermekte olup, 40 yolcu kapasiteli bir uçağın geliştirilmesini hedeflemektedir [7], [11]. Bu tür girişimler, hidrojenin havacılık sektörüne entegrasyonunu hızlandırmakta ve sıvı hidrojenin, sektörde kritik bir enerji taşıyıcısı olarak benimsenmesine zemin hazırlamaktadır. Bu gelişmelerle birlikte, temiz havacılık projelerinin yaygınlaşması, sıvı hidrojenin üretim ve depolama kapasitesinin artırılmasını da kaçınılmaz bir gereklilik haline getirmektedir.

Sıvı hidrojenin sunduğu avantajların geniş ölçekte uygulanabilir kılınması ve bu teknolojiye özgü teknik zorlukların aşılması, enerji dönüşüm sürecinin başarısı açısından kritik öneme sahiptir. Özellikle havacılık, uzay ve taşımacılık gibi stratejik sektörlerde hidrojen teknolojilerinin benimsenmesi, sıvı hidrojenin üretimi, taşınması ve depolanmasına yönelik altyapının güçlendirilmesini zorunlu kılmaktadır. Yüksek enerji yoğunluğu, taşınabilirliği ve çevresel üstünlükleri sayesinde, sıvı hidrojenin

geleceğin sürdürülebilir enerji sistemlerinde vazgeçilmez bir bileşen olarak konumlanacağı öngörülmektedir.

1.4. Tezin Amacı ve Katkısı

Son yirmi yıl içerisinde kurulan ve **Tablo 1.3**'te sunulan sıvı hidrojen üretim tesisleri incelendiğinde, bu tesislerin sıvılaştırma kapasitelerinin genellikle 0–10 GBT aralığında olduğu görülmektedir. Ancak, karbon nötr enerji kaynaklarının yaygınlaştırılması gereken stratejik sektörlerde, 10–30 GBT kapasiteli daha büyük ölçekli sıvılaştırma çevrimlerinin kısa vadede devreye alınması beklenmektedir [12]. Bu doğrultuda, Amerika Birleşik Devletleri'nde kurulan üç büyük sıvı hidrojen tesisinin söz konusu kapasite hedeflerini destekler nitelikte olduğu dikkat çekmektedir.

Yakın dönemde faaliyete geçen sıvılaştırma tesislerinin toplam üretim kapasitesi 27,2 GBT olarak raporlanmıştır. Bu bağlamda, sıvı hidrojen üretim çevrimlerinin ölçeklenebilir nitelikte olması, artan küresel hidrojen talebine etkin biçimde yanıt verilebilmesi açısından kritik öneme sahiptir. Dolayısıyla, daha yüksek verimlilik sunan, enerji tüketimini minimize eden ve farklı ön soğutma aşamalarını entegre eden yeni nesil sıvılaştırma çevrimlerinin tasarımı ve optimizasyonu, bu çalışmanın temel hedefini oluşturmaktadır.

Tablo 1.3: Son 20 yılda inşa edilen hidrojen sıvılaştırma tesisleri [5].

Konum	Yüklenici Firma	GBT	Kurulum Tarihi
Kimitsu, Japonya	Nippon Steel	0,2	2004
Saggonda, Hindistan	Andhra Sugars	1,2	2004
Osaka, Japonya	Iwatani	10	2006
Leuna, Almanya	Linde	5	2008
Chiba, Japonya	Iwatani	5	2009
Yamaguchi, Japonya	Iwatani- Tokuyama	5	2013
Akashi, Japonya	Kawasaki Yük. End.	5	2014
Yamaguchi, Japonya	Iwatani- Tokuyama	10	2017
Port of Hastings, Avustralya	HESC	0,25	2020
Las Vegas, ABD	Air Liquide	27,2	2020
Leuna, Almanya	Linde	10	2021
La Porte, ABD	Air Products	27,2	2021

Tablo 1. 3: Devamı.

Konum	Yüklenici Firma	GBT	Kurulum Tarihi
La Porte, ABD	Praxair	27,2	2021
California, ABD	Air Products	-	2021
Ulsan, Güney Kore	Hyosung and Linde	13	2022

Bu çalışmada, kaskad Joule-Thomson (JT) çevrimleri kullanılarak hidrojen sıvılaştırma sürecine yönelik kapsamlı termodinamik analizler gerçekleştirilmiştir. Kaskad JT çevrimleri; kriyojenik sıcaklıklarda genleşme makinesi kullanımına ihtiyaç duymamaları ve hareketli parça içermemeleri nedeniyle yüksek güvenilirlik ve ölçeklenebilirlik avantajları sunmaktadır [8], [13].

Çalışmada neon, azot, argon, oksijen, çeşitli hidrokarbonlar ve amonyak gibi tek bileşenli soğutucu akışkanlar kullanılmıştır. Her bir JT çevrimi için, basınç seviyeleri MATLAB [14] yazılım ortamında geliştirilen hesaplama kodları aracılığıyla ve REFPROP [15] veri tabanı yardımıyla optimize edilmiştir. Bu kapsamda, akışkanların gerçek termodinamik-fiziksel özellikleri doğrudan REFPROP veri tabanından alınarak analizlerde kullanılmıştır.

Elde edilen bulgular doğrultusunda, büyük kapasiteli hidrojen sıvılaştırma uygulamaları için uygun kaskad çevrim tasarımları geliştirilmiş ve bu çevrimlerin optimize edilmiş haliyle ayrıntılı teknik özellikleri sunulmuştur. Bu çalışma, hidrojen sıvılaştırma teknolojilerinin iyileştirilmesine katkı sağlamayı hedeflemekte olup, gelecekteki sürdürülebilir enerji sistemlerine yönelik önemli bir bilimsel kaynak olma potansiyeli taşımaktadır.

2. LİTERATÜR ARAŞTIRMASI

İlk olarak, literatür taraması kapsamında, hidrojen sıvılaştırma çevrimleri üzerine yapılan çalışmalar ele alınacaktır. Daha sonra, hidrojenin özellikleri ve ortohidrojen-parahidrojen (orto-para) dönüşümü gibi temel kavramlar açıklanacaktır.

Ardından, hidrojenin sıvılaştırılması için gerekli olan termodinamik iş hesaplamaları ve sıvılaştırma sürecinin en kritik aşamalarından biri olan termodinamik kısılma olayı ile ilgili kavramlar detaylandırılacaktır. Bu bağlamda, JT katsayısı, inversiyon eğrileri ve kısılma vanası ele alınacaktır.

Sıvılaştırma çevrimlerinin performansını artırmak amacıyla kullanılan çok aşamalı kompresörler ve ara soğutucular incelenecek, ardından ısı değiştiriciler ve bu bileşenlerin sıvılaştırma çevrimindeki rolü açıklanacaktır.

Çevrim verimliliğini etkileyen entropi üretimi analiz edilecek ve çevrim performansını değerlendirmek için parametreler kullanılacaktır.

Son olarak, farklı hidrojen sıvılaştırma çevrimleri ve soğutucu akışkanlar incelenerek, bu çalışmanın odaklandığı kaskad JT çevrimleri ve optimizasyon yaklaşımları sunulacaktır.

2.1. Hidrojen Sıvılaştırma Teknolojilerine Yönelik Literatür İncelemesi

Hidrojenin sıvılaştırılması, günümüzde gelişimini sürdüren ve stratejik öneme sahip bir araştırma alanıdır. Bu alanda gerçekleştirilen literatür çalışmaları; sıvılaştırma çevrimlerinin genel değerlendirmeleri, iyileştirme stratejileri ve çeşitli parametreler altında optimum çevrim tasarımı üzerine yoğunlaşmaktadır. Literatürde, bu tür çalışmaların genellikle ticari simülasyon yazılımları kullanılarak yürütüldüğü görülmektedir.

Bu tez çalışmasının ana konusu olan kaskad JT çevrimleri, özellikle yüksek kapasiteli sıvılaştırma tesislerinde yaygın olarak tercih edilmektedir. Bu nedenle, literatür incelemesi kapsamında LNG kaskad çevrimlerine yönelik çalışmalar da dikkate alınmış ve ilgili veriler değerlendirilmiştir.

Yapılan literatür taramasında, çeşitli çalışmalardan elde edilen hesaplama sonuçları ile mevcut hidrojen sıvılaştırma tesislerinin performansları karşılaştırılmış; çevrim verimliliğini artırmaya yönelik iyileştirme önerileri ve optimizasyon yöntemleri incelenmiştir. İncelenen çalışmalar, özellikle soğutucu akışkan seçimi, kriyojenik bileşenlerin performansı, termodinamik analizler ve entropi üretimi konularında yoğunlaşmaktadır.

IDEALHY projesi 50 GBT kapasiteli bir hidrojen sıvılaştırma çevrimi tasarımı üzerine odaklanmaktadır [16]. Çevrimde karışık soğutucu olarak “nelium” (yaklaşık %75 helyum ve %25 neon) kullanılmış, çift Brayton çevrimi temelli olarak yapılandırılmıştır. Hidrojen gazı, iki kademeli kompresör yardımıyla 2 MPa'dan 8 MPa'a sıkıştırılmaktadır.

Ön soğutma işlemi, azot, metan, etan, propan ve bütan içeren bir karışık soğutucu (MR) ile gerçekleştirilmiş ve sıcaklık 130 K'e düşürülmüştür. Ardından, nelium yardımıyla genleşme türbini üzerinden sıvılaştırma işlemi gerçekleştirilmiştir. Orto-para dönüşümü, 130–85 K sıcaklık aralığında, ısı değiştiricilerde yer alan katalizörler vasıtasıyla sağlanmıştır.

Bu çevrimde, ekserji verimi %32, özgül enerji tüketimi (SEC) ise 6,7 kWh/kg LH_2 olarak rapor edilmiştir.

Kuendig ve ark., LNG ve azot gazı kullanarak 50 GBT kapasiteli bir hidrojen sıvılaştırma çevrimi için kavramsal bir tasarım geliştirmiştir [17]. Bu çevrim, LNG tesisinin bulunduğu bir bölgede kurulması hedeflendiğinden, enerji verimliliği açısından iyileştirme sağlanması amaçlanmıştır.

Çevrimde, LNG, gaz ve sıvı azot kullanılarak yaklaşık 80 K'e kadar ön soğutma yapılmaktadır. Kavramsal analizlerde, çevrimin SEC'i 4 kWh/kg LH_2 olarak hesaplanmıştır. Bu iyileştirme, LNG'nin çevrimin gerçekleştirildiği sistemin bir parçası olarak doğrudan kullanılabilmesi sayesinde, ek soğutucuya ihtiyaç duyulmaksızın sağlanan enerji tasarrufundan kaynaklanmaktadır.

Chang ve Park, hidrojen sıvılaştırması için kaskad JT çevrimini kullanmıştır [12]. Bu tür çevrimler, genleşme makinesi içermemesi nedeniyle kriyojenik sıcaklıklarda hareketli parça ihtiyacını ortadan kaldırarak tesis güvenilirliğini artırmakta ve bakım gereksinimini azaltmaktadır.

Çalışmada, farklı soğutucu akışkan kombinasyonları kullanılarak ön soğutmalı JT çevrimleri modellenmiş ve çevrim performansı optimize edilmeye çalışılmıştır. Performans göstergesi olarak fayda değeri (FOM) kullanılmıştır. Simülasyonlar Aspen HYSYS ile yapılmış, termodinamik özellikler REFPROP veri tabanından alınmıştır.

Analizlerde, %25 para-hidrojen ve %75 orto-hidrojen içeren sabit bir hidrojen bileşimi esas alınmış olup, orto-para dönüşümüne bağlı termal etkiler hesaplamalara dahil edilmemiştir. Sonuçlara göre, atmosfer basıncında çalışan, çift kompresörlü etilen-azot-hidrojen çevrimi en yüksek FOM değeri, %20'nin üzerinde olacak şekilde sağlamıştır.

Aynı araştırma grubunun başka bir çalışmasında, yaklaşık 100 L/saat kapasiteli küçük ölçekli hidrojen sıvılaştırma çevrimleri için helyum veya neon temelli sekiz farklı Brayton soğutucu çevrimi önerilmiştir [18]. Bu çevrimlerde gaz fazındaki helyum veya neon, ısı değiştiriciler ve turbo-genişleticiler yardımıyla soğutulmuştur. Düşük basınç seviyelerinin tercih edilmesi, tesis güvenliğini artırmış ve tasarımı sadeleştirmiştir.

FOM kriteri kullanılarak yapılan değerlendirmelere göre, önerilen çevrimlerden en verimli olanı sıvı azot ön soğutmalı, iki genleşme seviyeli He Brayton soğutuculu hidrojen sıvılaştırma çevrimi %24,2 FOM değerine ulaşmış, ancak Claude çevriminin %27,2'lik FOM seviyesini aşamamıştır.

Bu sonuçlar, Helyum Brayton çevriminin küçük ölçekli sıvılaştırma uygulamaları için uygun bir seçenek olduğunu göstermektedir.

Staats, yüksek lisans tezinde Collins helyum soğutma çevrimli bir süperkritik basınçlı hidrojen sıvılaştırma çevrimi önererek, farklı kapasite düzeylerindeki çevrimlerin verimliliklerini karşılaştırmıştır [8]. Büyük ölçekli (50 GBT) çevrimde ikinci yasa verimliliği %39,1, küçük ölçekli çevrimde ise %18,4 olarak hesaplanmıştır.

Çalışmada çevrim modeli MATLAB ile kodlanmış, akışkan verileri REFPROP'tan alınmıştır. Ayrıca, katalizör yatakları, tek fazlı ıslak genleştirici verimliliği, ısı değiştirici boyutları gibi çevrim bileşenlerinin tasarımı detaylı şekilde ele alınmıştır.

Bu çalışma, helyum soğutmalı hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinin farklı ölçeklerdeki performansını analiz ederek, bileşen tasarımlarında iyileştirme fırsatlarını ortaya koymaktadır.

Fosstveit, yüksek lisans tezinde 100 GBT kapasiteli MR ön soğutmalı bir hidrojen sıvılaştırma Claude çevrimi tasarlamış ve 80–120 K sıcaklık aralığında ekserji analizleri yaparak optimum ön soğutma sıcaklığını 90K olarak belirlemiştir [19]. Modelleme ve doğrulama işlemleri Aspen HYSYS ile gerçekleştirilmiştir.

Hidrojenin ön soğutulması SMR Klemenko çevrimiyle sağlanmış, en uygun ön soğutma sıcaklığı 90 K olarak tespit edilmiştir. Daha sonra, hidrojen Claude çevrimiyle kriyojenik sıcaklıklara soğutularak sıvılaştırılmıştır. Optimum konfigürasyon ve ön soğutma sıcaklığında hidrojen sıvılaştırma sisteminin toplam SEC değeri 6,52 kWh/kg_{LH₂}, ekserji verimi ise %37,01 olarak rapor edilmiştir. Ekserji kayıplarının büyük oranda (%82,3) Claude çevriminden kaynaklandığı belirlenmiştir.

Eiksund ve ark., doğalgaz sıvılaştırma süreçlerinde saf bileşenli kaskad çevrimleri incelemiştir [20]. Bu çevrimlerde propan, etilen ve metan soğutucu akışkanları kullanılmış ve 11 adımlı işlemle maksimum verimliliğe ulaşılmıştır.

Çalışmada, MR çevrimlere kıyasla saf bileşenli çevrimlerin maliyet odaklı optimizasyon avantajı sunduğu ve verimlilik artırımı potansiyeline sahip olduğu gösterilmiştir.

Bu çalışma, doğalgaz sıvılaştırma çevrimlerinin tasarımında saf bileşenli kaskad çevrimlerin uygulanabilirliğini ve maliyet-etkin çözümlerle verimlilik artırımı potansiyelini ortaya koymaktadır.

Kochenburger ve ark., MR çevrimlerinin 55–70 K sıcaklık aralığında yeterli performans sergilemediğini ve JT vanalarında önemli enerji kayıplarının meydana geldiğini tespit etmiştir [21]. %82 neon, %12 oksijen ve %6 azot içeren bir karışım kullanarak JT vanası çıkışında sıcaklığı 52,8 K'ye kadar düşürebildikleri gösterilmiştir.

Aspen Plus yazılımıyla modellenen çevrim, deneysel düzeyde test edilerek doğrulanmış ve iki aşamalı MR çevrimiyle sıcaklığın 60 K altına indirilebildiği gösterilmiştir.

Bu sonuç, MR soğutucularının hidrojen sıvılaştırma süreçlerinde düşük sıcaklıklara ulaşmak için etkili bir çözüm sunduğunu ortaya koymaktadır.

Yılmaz ve Kaşka, hidrojen sıvılaştırma sürecinde jeotermal su kaynaklarını ön soğutma amacıyla kullanmışlardır [22]. Modelledikleri çevrimde, 243,15 K'e kadar ön soğutma sağlanarak elektrik tüketiminde azalma ve enerji maliyetlerinde %11,04 oranında iyileşme elde edilmiştir.

Çalışma, jeotermal kaynakların entegrasyonu ile sıvılaştırma süreçlerinde enerji verimliliği ve ekonomik kazanımlar sağlanabileceğini ortaya koymuştur.

Yüksel ve ark., çoklu jenerasyon kapsamında yeşil hidrojen üretimi ve sıvılaştırmasına yönelik bir enerji zinciri modeli sunmuşlardır [23]. Güneş güç kulesi, iki türbinli buhar Rankin çevrimi, yüksek sıcaklıklı katı oksit buhar elektrolizörü, hidrojen üretim ve Helyum soğutmalı sıvılaştırma çevrimi, dört etkili absorpsiyonla soğutma çevrimi, kurutucu, membranlı tuzlu su damıtma ünitesi ve sıcak su tankı içeren çoklu üretim sisteminin enerji ve ekserji verimleri sırasıyla %65,17 ve %62,35 olarak hesaplanmıştır. Güneş ışınımı yoğunluğunun hidrojen üretim hızına etkisi de çalışmada vurgulanmıştır.

Bu çalışma, yenilenebilir enerji kaynaklarının kullanımıyla hidrojen üretim ve sıvılaştırma süreçlerinin entegre edilerek verimliliğin artırılabilirliğini göstermektedir.

2.2. Kriyojenik Bilimi ve Teknoloji

Düşük sıcaklıkların elde edilmesi, kontrol altına alınması ve çeşitli alanlarda etkin bir şekilde kullanılması, "kriyojenik" olarak adlandırılan fizik dalının çalışma alanına girmektedir. Fransızca kökenli olan bu terim, günümüzde dünya genelinde düşük sıcaklık uygulamalarına ilişkin bilimsel ve mühendislik temelli çalışmaları ifade etmek amacıyla yaygın biçimde kullanılmaktadır.

Kriyojenik sıcaklıklar, genel kabul gören tanıma göre, 123,15 K (-150°C) ve altındaki sıcaklık değerlerini kapsamaktadır. Bu alt sınır, National Bureau of Standards araştırmacıları tarafından belirlenmiştir [24], [25]. Bu sıcaklık aralığı, özellikle birçok gazın kaynama noktalarının çok düşük olması nedeniyle kriyojenik tanımlaması için uygun bir eşik oluşturmaktadır.

Kriyojenik sıcaklıklar yalnızca bilimsel araştırmalarla sınırlı kalmayıp; tıp, uzay teknolojileri, biyolojik örneklerin korunması, endüstriyel süreçler, enerji depolama

sistemleri ve süperiletkenlik gibi çok çeşitli alanlarda kritik öneme sahiptir. Bu bağlamda, kriyojenik mühendisliği; çok düşük sıcaklıklara ulaşmak amacıyla kullanılan yöntemleri, prosesleri ve bu süreçlerde görev alan ekipmanları kapsayan disiplinler arası bir alandır. Temel hedefi ise düşük sıcaklıklarda malzeme davranışını kontrol altına almak ve bu koşullarda işlevsel sistemler geliştirmektir.

Kriyojenik mühendisliği kapsamında yaygın biçimde kullanılan araçlar arasında sıvı azot, sıvı helyum, kriyojenik soğutucular, pompalar ve özel olarak tasarlanmış kriyojenik tank sistemleri bulunmaktadır. Bu teknolojiler, modern endüstriyel uygulamalarda geniş bir kullanım alanı bulmaktadır. Örneğin, çelik üretim süreçlerinde kriyojenik soğutma uygulamaları, malzeme aşınma direncini artırmakta ve ürün ömrünü uzatmaktadır [26]. Benzer şekilde, yarı iletken ve elektronik bileşen üretiminde de kriyojenik teknolojiler vazgeçilmez bir role sahiptir.

Sonuç olarak, kriyojenik sıcaklık rejimi ve ilgili teknolojiler, günümüzün birçok ileri teknoloji gerektiren sektöründe yaygın olarak kullanılmaktadır. Bu alanda sürdürülen araştırma ve geliştirme faaliyetleri, daha düşük sıcaklıklara ulaşmayı mümkün kılarak yeni teknolojilerin geliştirilmesine ve yenilikçi uygulamaların ortaya çıkmasına zemin hazırlamaktadır.

Bu doğrultuda, çalışmanın ilerleyişi açısından kritik bir konumda bulunan hidrojen atomunun fiziksel ve kimyasal özellikleri, sıvılaştırma çevrimlerinin optimizasyonu ile enerji verimliliğinin artırılması açısından temel bir öneme sahiptir. Özellikle hidrojenin kriyojenik sıcaklıklar altındaki termodinamik ve faz davranışlarının ayrıntılı biçimde anlaşılması, daha etkili ve enerji açısından daha yüksek verimliliğe sahip sıvılaştırma teknolojilerinin geliştirilmesine olanak sağlamaktadır.

2.3. Hidrojen

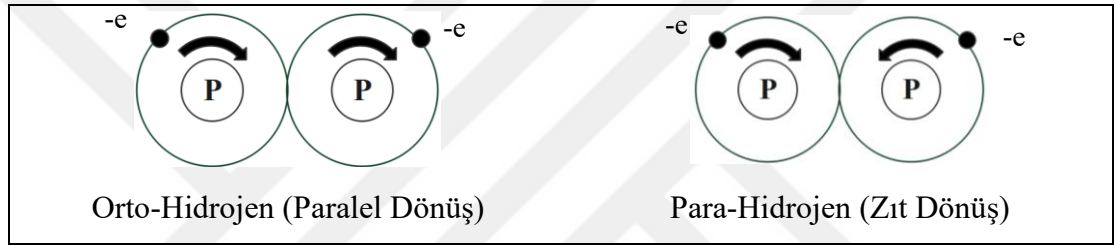
Bu bölümde, hidrojen molekülünün iki temel spin izomeri olan ortohidrojen ve parahidrojen arasındaki yapısal ve termodinamik farklılıklar ayrıntılı biçimde ele alınacaktır. Söz konusu izomerler arasındaki dönüşüm süreçleri, hidrojenin sıvılaştırılması esnasında meydana gelen enerji kayıplarının azaltılmasında kritik bir rol oynamaktadır.

Ayrıca, ortohidrojenin parahidrojene dönüşümünü kolaylaştırmak amacıyla kullanılan katalizörler ile bu dönüşümün etkinliğini artırmaya yönelik katalitik teknikler de

kapsamlı biçimde değerlendirilecektir. Dönüşüm sürecinin kontrollü biçimde yürütülmesi, hem sıvı hidrojenin termodinamik kararlılığının sağlanması hem de enerji verimliliğinin artırılması açısından önemlidir.

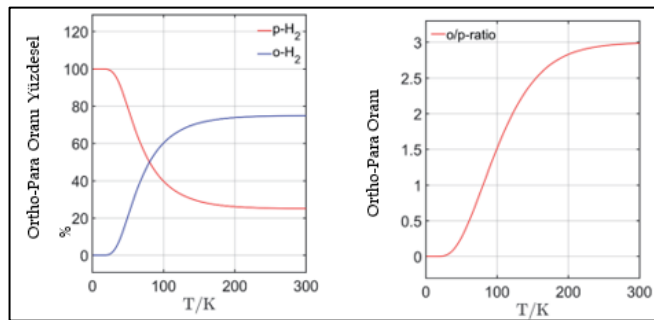
2.3.1. Ortohidrojen ve Parahidrojen

Orto-hidrojen ve para-hidrojen, moleküler hidrojenin (H_2) iki farklı nükleer spin izomeridir. Bu izomerler, hidrojen atomlarının proton nükleer spinlerinin birleşme biçimlerine göre sınıflandırılmaktadır [27]. **Şekil 2.1**'de gösterildiği gibi orto-hidrojen molekülünde proton spinleri paralel yönde (aynı yönde), para-hidrojen molekülünde ise anti paralel (zıt yönde) dizilim göstermektedir.



Şekil 2.1: Moleküler hidrojenin dönüş izomerleri: orto-hidrojen (paralel dönüş) ve para-hidrojen (zıt dönüş) yapıları.

Hidrojen gazı **Şekil 2.2**'de de yer aldığı gibi orto-hidrojen ve para-hidrojenden oluşan bir karışımdır ve bu karışımın bileşimi, sıcaklığa bağlı olarak değişiklik göstermektedir [5], [21]. Termodinamik denge koşullarında, oda sıcaklığında hidrojenin yaklaşık %75'i orto-hidrojen, %25'i ise para-hidrojenden oluşmaktadır. Ancak sıcaklık $-253\text{ }^{\circ}\text{C}$ (yaklaşık 20 K) seviyelerine düştüğünde bu oran neredeyse tamamen para-hidrojene dönüşmektedir. Bunun temel nedeni, orto-hidrojenin enerjisinin para-hidrojene kıyasla daha yüksek olmasıdır [27].



Şekil 2.2: Orto-Para hidrojen oranının sıcaklıkla değişimi [28].

Orto-para dönüşümünü hızlandırmak ve sıvılaştırma sürecinde oluşabilecek enerji kayıplarını en aza indirmek amacıyla çeşitli heterojen katalizörler kullanılmaktadır. Bu kapsamda en yaygın kullanılan katalizörler arasında demir oksit, nikel esaslı bileşikler ve nadir toprak elementleri oksitleri yer almaktadır. Bu katalizörler, dönüşüm hızını artırarak sıvılaştırma işleminin enerji verimliliğini yükseltmektedir.

Tablo 2.1: Orto-Para dönüşümünün sıvılaştırma için gerekli ideal iş üzerindeki etkisi.

	T (K)	P (MPa)	Para H_2 (%)	$\dot{W}_{ideal}$ (kJ/kg)
Başlangıç Durumu	300	0,101	0,250	-
Son Durum (Orto-Para Dönüşümlü)	20,36	0,101	0,998	14330
Son Durum (Orto-Para Dönüşümsüz)	20,26	0,101	0,250	12086

Tablo 2.1, orto-para dönüşümünün sağlandığı ve sağlanmadığı durumlar için sıvılaştırma işlemine yönelik minimum iş gereksinimlerini karşılaştırmalı olarak sunmaktadır. Görüldüğü üzere, dönüşümün gerçekleştirildiği durumda ideal iş değeri daha yüksek çıkmaktadır. Bu durum, orto-para dönüşümünün ekzotermik bir süreç olması nedeniyle beklenen bir sonuçtur; çünkü dönüşüm sırasında açığa çıkan ısı, sistemde ilave enerji yüküne neden olmaktadır.

Bu çalışmada gerçekleştirilen hesaplamalar, orto-para dönüşümünün termodinamik etkilerini kapsamamaktadır. Dönüşümden kaynaklanan ısı etkileri ihmal edilmiş olup, elde edilen sonuçlar orto-para dönüşümünü içermeyen ideal çevrim koşullarına dayanmaktadır. Bu nedenle, verilen değerler teorik düzeyde bir referans niteliği taşımaktadır.

2.4. Sıvılaştırma İçin Gerekli İdeal İş

Bu bölümde, hidrojenin sıvılaştırma süreçlerinde kullanılan performans parametreleri tanımlanacak ve çevrimin termodinamik açıdan ideal koşullardaki analizi sunulacaktır. Ayrıca, normal hidrojen kullanımı ve orto-para dönüşümünün dikkate alındığı ve alınmadığı durumda sıvılaştırma için gerekli ideal iş miktarına ilişkin hesaplanan değer verilecektir.

Bir sıvılaştırma çevriminin performansını değerlendirmede kullanılan üç temel parametre aşağıda sunulmuştur:

Sıkıştırılan birim gaz kütlesi başına düşen iş gereksinimi:

$$- \dot{W} / \dot{m} \quad (2.1)$$

Birim sıvılaştırılmış gaz kütlesi başına düşen iş gereksinimi:

$$- \dot{W} / \dot{m}_f \quad (2.2)$$

Toplam gaz akışı içerisinde sıvı faza geçen kütlenin oranı (sıvılaştırma oranı):

$$y = \dot{m}_f / \dot{m} \quad (2.3)$$

Herhangi bir sıvılaştırma çevriminde hedef, iş gereksinimlerini minimuma indirmek ve sıvılaştırma oranını maksimuma çıkarmaktır. Ancak bu performans ölçütleri, kullanılan akışkanın özelliklerine ve çevrim yapısına bağlı olarak değişkenlik gösterebilir. Bu nedenle, farklı çevrimlerin ve akışkanların karşılaştırılabilmesi için ortak bir performans göstergesine ihtiyaç duyulmaktadır.

Bu amaçla kullanılan parametre, FOM (Figure of Merit, Fayda Değeri) olarak adlandırılmakta ve aşağıdaki şekilde tanımlanmaktadır:

$$FOM = \frac{\dot{W}_{min}}{\dot{W}_{sistem}} \quad (2.4)$$

- $\dot{W}_{min}$ ideal koşullarda sıvılaştırma için gereken teorik minimum iştir.
- $\dot{W}_{sistem}$ gerçek çevrimde tüketilen toplam enerjidir.
- FOM değeri 1'e yaklaştıkça çevrimin enerji verimliliği artmaktadır.

Sıvılaştırma çevrimlerinin performansının değerlendirilmesinde FOM önemli bir kriterdir. FOM, teorik olarak gerekli minimum işin, entropi üretimi nedeniyle ortaya çıkan ek iş ile toplamına oranı olarak tanımlanır. Bu bağlamda çevrimdeki entropi üretimi kritik bir rol oynamaktadır. FOM şu şekilde ifade edilir:

$$FOM = \frac{\dot{W}_{min}}{\dot{W}_{min} + T_0 \dot{S}_{gen}} \quad (2.5)$$

Burada:

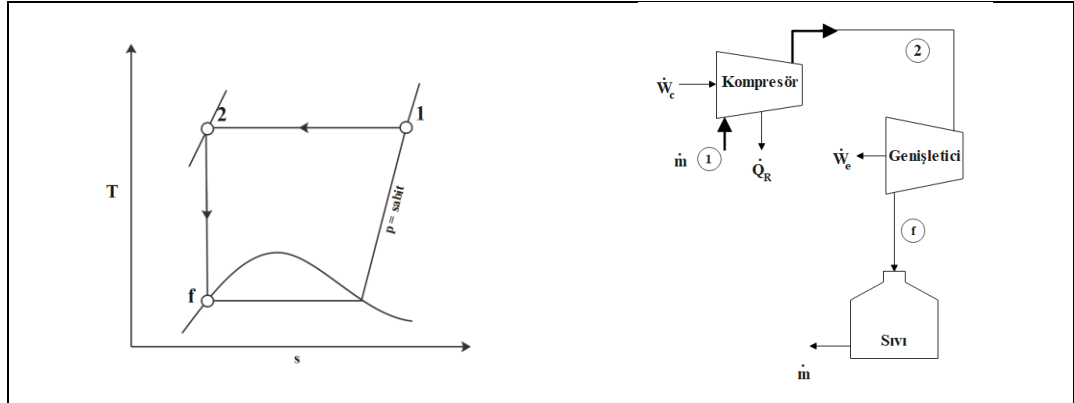
- T_0 : Ortam sıcaklığı (K)
- $\dot{S}_{gen}$: Entropi üretim hızı (kW/K)

Farklı sıvılaştırma çevrimlerinin karşılaştırılabilmesi için, öncelikle termodinamik olarak ideal sıvılaştırma çevrimi incelenmelidir. Bu bağlamda, termodinamikte ideal çevrim olarak kabul edilen Carnot çevrimi, sıvılaştırma süreçlerinin temelini oluşturmaktadır.

Sıvılaştırma işlemleri doğası gereği açık çevrim karakteri gösterdiğinden, ideal bir sıvılaştırma çevrimi için Carnot çevrimindeki iki işlem esas alınmaktadır:

- Geri dönüşümlü izotermal sıkıştırma
- Geri dönüşümlü izentropik genleşme

Bu çevrime ait sıcaklık-entropi (T-s) diyagramı ve şematik gösterimi **Şekil 2.3**'te sunulmuştur.



Şekil 2.3: İdeal bir termodinamik çevrimin sıcaklık-entropi diyagramı ve şeması.

İdeal sıvılaştırma çevrimindeki işlem adımları şu şekildedir:

- İzotermal Sıkıştırma (1 → 2): Ortam koşullarında bulunan gaz (1. nokta), yüksek bir basınca (2. nokta) geri dönüşümlü ve sabit sıcaklıkta sıkıştırılır. Bu işlem sırasında gazdan sürekli olarak ısı çekilir, böylece sıcaklık sabit kalır.

- İzentropik Genleşme (2 → f): Yüksek basınca sahip gaz, bir türbin veya genleşme vanası aracılığıyla izentropik olarak genişletilir. Bu süreç sonucunda gaz doymuş sıvı hâline gelir (f noktası).

Bir sıvılaştırma çevriminin analizinde, sürekli akışlı bir açık sistem için termodinamiğin birinci yasası şu şekilde ifade edilir:

$$\dot{Q}_{net} - \dot{W}_{net} = \sum_{\text{çıkış}} \dot{m} \left(h + \frac{V^2}{2} + g_0 z \right) - \sum_{\text{giriş}} \dot{m} \left(h + \frac{V^2}{2} + g_0 z \right) \quad (2.6)$$

Burada:

- $\dot{Q}_{net}$: Birim zamanda açık sisteme verilen net ısı (pozitif) (kJ/s)
- $\dot{W}_{net}$: Birim zamanda açık sistem tarafından yapılan net iş (pozitif) (kJ/s)
- $\dot{m}$: Kütle debisi (kg/s)
- h : Özgül entalpi (kJ/kg)
- V : Akış hızı (m/s)
- g_0 : Yerçekimi ivmesi (m/s²)
- z : Yükseklik (m)

Kinetik ve potansiyel enerji değişimleri ihmal edilirse, denklem sadeleşerek şu hâli alır:

$$\dot{Q}_{net} - \dot{W}_{net} = \sum_{\text{çıkış}} \dot{m} h - \sum_{\text{giriş}} \dot{m} h \quad (2.7)$$

Bu denklem, Şekil 2.3'te sunulan ideal çevrime uygulandığında:

$$\dot{Q}_R - \dot{W}_i = \dot{m}(h_f - h_1) \quad (2.8)$$

İzotermal ve tersinir bir ısı transferi kabulü altında, termodinamiğin ikinci yasasına göre:

$$\dot{Q}_R = \dot{m} T_1 (s_2 - s_1) \quad (2.9)$$

İzentropik genleşme nedeniyle 2 ve f noktaları arasında entropi değişimi olmadığı kabul edilirse $s_2 = s_f$ olur ve denklem şu şekilde yazılır:

$$-\frac{\dot{W}_i}{\dot{m}} = T_1(s_1 - s_f) - (h_1 - h_f) \quad (2.10)$$

Bu ifade, bir gazın sıvılaştırılması için gereken ideal minimum iş gereksinimini vermektedir. Bu değer, pratik çevrimlerde ulaşılmak istenen ideal referans noktasıdır.

İdeal çevrimde tüm gazın sıvılaştırıldığı kabulü yapılır ve bu durumda sıvılaştırma oranı $y = 1$ olarak kabul edilir. Sıvılaştırma oranı y , toplam gaz kütlesi içinde sıvı faza geçen kısmın oranıdır. Sıvılaştırma çevrimi, dışarıdan iş gerektiren bir çevrim olduğundan, net iş negatiftir. Bu nedenle $-\dot{W}_i/\dot{m}$ ifadesi pozitif bir değere karşılık gelir.

Bu çalışmada gerçekleştirilen sıvılaştırma hesaplamalarında, ortohidrojenin para-hidrojene dönüşümünün etkisi dikkate alınmamıştır. Dolayısıyla, hesaplanan iş değerleri, **Tablo 2.1**'de orto-para dönüşümünün gerçekleşmediği duruma karşılık gelmektedir. Orto-para dönüşümünün hesaba katılması durumunda, ekzotermik yapısından ötürü, teorik olarak daha yüksek bir iş gereksinimi ortaya çıkacaktır.

2.5. Termodinamik Kısılma Olayı ve İnversiyon Eğrileri

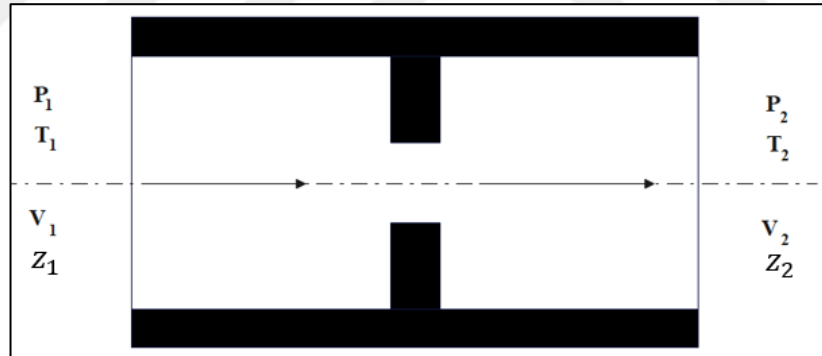
Sıvılaştırma çevrimlerinin en kritik bileşenlerinden biri, JT vanası aracılığıyla gerçekleştirilen kısılma sürecidir. Uygulamada kullanılan pek çok sıvılaştırma çevriminde, düşük sıcaklıklara ulaşabilmek amacıyla genleşme vanaları veya JT valfleri kullanılmaktadır. Sıvılaştırma işleminin doğrudan gerçekleştiği nokta bu valfler olduğundan, söz konusu sürecin ayrıntılı biçimde incelenmesi büyük önem arz etmektedir.

Kısılma süreci, bir akışkanın dar bir kesitten veya valften geçerek yüksek basınçtan daha düşük basınca genişlemesiyle meydana gelen bir termodinamik olaydır. Bu olgu, 19. yüzyılın ortalarında İngiliz fizikçi James Joule ve İskoç fizikçi William Thomson tarafından gerçekleştirilen deneylerle ortaya konmuş olup, literatürde Joule-Thomson etkisi olarak adlandırılmaktadır [29]. Kısılma vanaları, akışkanların basınç ve debi kontrolünün sağlanmasında kullanılan temel bileşenlerdir. Bu vanalar, akışkanın

geçtiği yolu daraltarak basınç düşüşüne neden olur; bu sırada akışkanın sıcaklığında da değişim meydana gelir.

Özellikle hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinde JT vanaları, basınç düşüşüne bağlı olarak sıcaklıkta ani bir düşüş sağlayarak sıvılaştırma için gerekli termodinamik koşulları oluşturur. Bu tür vanaların kullanımı, çevrimin enerji verimliliği ve sıvılaştırma kapasitesi üzerinde doğrudan etkilidir. Ayrıca, genişleme makinelerine kıyasla daha sade yapılı ve düşük maliyetli olmaları nedeniyle [30], JT vanaları kriyojenik uygulamalarda sıklıkla tercih edilmektedir. Genişletici türbinlerin aksine hareketli parçaları bulunmayan bu vanalar, bakım maliyetlerini azaltmakta ve özellikle hidrojen ile helyum gibi hassas gazların işlenmesinde güvenlik avantajı sağlamaktadır. Bununla birlikte, enerji verimliliği açısından genişletici türbinlere göre daha düşük performans sergiledikleri bilinmektedir [5].

Kısılma sürecini analiz etmek amacıyla sabit akışlı sistemler için termodinamiğin birinci yasası uygulanmaktadır. Şekil 2.4'te gösterildiği üzere, aşağıdaki kabuller geçerlidir:



Şekil 2.4: Kısılma prosesinin şematik gösterimi.

- Yükseklik farkı ihmal edilmiştir; giriş ve çıkış noktaları arasında yükseklik farkı yoktur ($z_1 = z_2$).
- Hız değişimi ihmal edilmiştir; boru giriş ve çıkışındaki akış hızları eşit kabul edilir ($V_1 = V_2$).
- Kimyasal bileşim sabittir; akışkanın kimyasal yapısında değişiklik meydana gelmez.
- Çevreyle iş alışverişi yoktur; sisteme iş girişi ya da çıkışı bulunmamaktadır.

Bu kabuller altında, enerji korunumu denklemi şu şekilde ifade edilir:

$$h_1 = h_2 \quad (2.11)$$

Burada h , özgül entalpi olarak tanımlanır. Adyabatik bir kısılma süreci, giriş ve çıkış entalpilerinin eşit kalması nedeniyle izentalpik bir süreçtir. Kısılma sırasında akışkanın sıcaklığı; akışkanın özelliklerine, giriş sıcaklığına ve basınç düşüşü oranına bağlı olarak artabilir veya azalabilir.

Bu çalışmada tasarlanan kaskad JT çevrimlerinde, düşük sıcaklıklara ulaşmak ve hidrojenin sıvılaştırılmasını sağlamak amacıyla JT vanaları kullanılmaktadır. Kısılma sırasında meydana gelen sıcaklık düşüşü, sıvılaşma mekanizmasının temelini oluşturur. Bu nedenle, çevrimin verimliliğini artırmak adına kısılma sürecinin dikkatle optimize edilmesi gereklidir.

2.5.1. Joule-Thomson Katsayısı (μ_{JT})

Joule-Thomson katsayısı (μ_{JT}), sabit entalpide bir akışkanın basıncı düştüğünde sıcaklığında meydana gelen değişimi ifade eder. Sabit entalpi koşulunda bir akışkanın basıncındaki değişimin sıcaklık üzerindeki etkisini ifade eder. Bu katsayı, kısılma sürecinde akışkanın ne derece sıcaklık değişimi göstereceğini belirlemede kullanılır.

Joule-Thomson katsayısı şu şekilde tanımlanır:

$$\mu_{JT} = \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_{h=\text{sabit}} \quad (2.12)$$

Burada:

- μ_{JT} : Joule-Thomson katsayısı (K/MPa)
- T : Sıcaklık (K)
- P : Basınç (MPa)
- h : Entalpi (kJ/kg)

Bu kısmi türev, sabit entalpi koşulunda basınçta meydana gelen bir değişikliğin, sıcaklıkta nasıl bir değişime neden olduğunu göstermektedir.

Joule-Thomson katsayısının işaretine göre üç durum tanımlanabilir:

Pozitif JT Katsayısı ($\mu_{JT} > 0$):

- Basınç azaldıkça sıcaklık düşer.
- Bu durum çoğu gaz (örneğin azot, oksijen) için geçerlidir ve sıvılaştırma çevrimlerinde tercih edilen bölgeyi temsil eder.

Negatif JT Katsayısı ($\mu_{JT} < 0$):

- Basınç azaldıkça sıcaklık artar.
- Bu davranış belirli sıcaklıklarda hidrojen ve helyum gibi gazlarda gözlenir ve sıvılaştırma açısından istenmeyen bir durumdur.

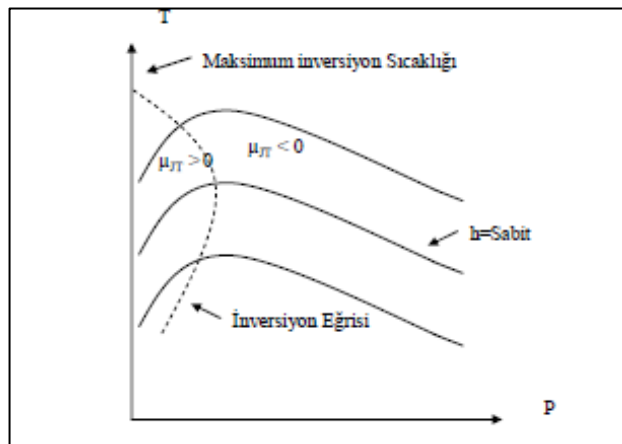
Sıfır JT Katsayısı ($\mu_{JT} = 0$):

- Basınç değişse bile sıcaklık sabit kalır.
- Bu özel durum, inversiyon noktası olarak tanımlanır ve gazın sıcaklığı ile basıncına bağlıdır.

2.5.2. İnversiyon Eğrileri

İnversiyon eğrisi, bir gazın izentalpik olarak genişlemesi sırasında sıcaklık değişiminin sıfır olduğu, yani Joule-Thomson katsayısının (μ_{JT}) sıfır olduğu noktaların oluşturduğu egridir. Bu eğri üzerinde gazın genleşmesi sonucunda sıcaklık artmaz ya da azalmaz.

İnversiyon eğrisi boyunca genişleme sırasında sıcaklık değişmez ($\mu_{JT} = 0$).



Şekil 2.5: P-T diyagramında joule-thomson inversiyon eğrisi [29].

Şekil 2.5'te gösterildiği gibi inversiyon eğrisinin ayırdığı iki bölgede akışkanın sıcaklık değişimi farklılık gösterir:

Sol Taraf (JT Katsayısı $\mu_{JT}>0$):

- Bu bölgede basınç düştükçe sıcaklık da azalır.
- Genleşme sırasında akışkan soğuduğu için sıvılaştırma çevrimlerinde bu bölge tercih edilir.

Sağ Taraf (JT Katsayısı $\mu_{JT}<0$):

- Bu bölgede basınç düştükçe gazın sıcaklığı artar.
- Sıvılaştırma uygulamaları açısından arzu edilmeyen bir durumdur.

Sıvılaştırılacak gaz olan hidrojenin inversiyon sıcaklığının belirlenmesi sıvılaştırma çevrimi tasarımı açısından önemlidir. Buna ek olarak, çevrimde kullanılmaya aday tüm soğutucu akışkanların inversiyon sıcaklıklarının da değerlendirilmesi gerekir.

Tablo 2.2, çeşitli soğutucu gazların maksimum inversiyon sıcaklıklarını göstermektedir:

Tablo 2.2: Soğutucu gazların maksimum inversiyon sıcaklıkları.

Gaz	Maksimum İversiyon Sıcaklığı (K)
Oksijen	761
Argon	723
Azot	621
Hava	603
Hidrojen	202
Helyum	40

Azot Gazı:

- Azot gazının maksimum inversiyon sıcaklığı 621 K'dir. Bu etkinin gözlemlenebilmesi için sıcaklığın 621 K'in altında ve basıncın 40 MPa'den düşük olması gerekmektedir.

Hidrojen ve Helyum:

- Hidrojenin maksimum inversiyon sıcaklığı 202 K'dir. Bu nedenle, hidrojenin sıcaklığının 202 K'in altında ve basıncının 16 MPa'dan düşük olması gerekmektedir.
- Helyum için maksimum inversiyon sıcaklığı 40 K'dir ve basıncın 4 MPa'dan düşük olması gerekmektedir.

Bu değerlendirmeler, sıvılaştırma çevrimlerinde kullanılacak soğutucu akışkanların ve çalışma koşullarının doğru seçilmesi açısından kritik öneme sahiptir.

2.5.3. JT Vanasının Klasik Kısılma Vanaları ile Karşılaştırılması

JT vanası, hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinde yüksek basınçlı gazın ani ve izentalpik bir genişlemeye uğratılarak sıcaklığının düşürülmesini ve kısmi sıvılaşmayı sağlayan temel bileşendir. Özellikle hidrojenin düşük inversiyon sıcaklığı (~200 K) nedeniyle, gaz ön soğutma aşamalarından geçirildikten sonra JT vanasında genişleyerek sıvı faza dönüşür. Böylece sıvı hidrojen elde edilirken, gaz fazında kalan kısım da soğutucu olarak çevrime geri döner [31].

Buzdolaplarında kullanılan genişleme elemanları (kılcal boru veya termostatik genişleme vanası) ile kriyojenik JT vanaları aynı temel prensip olan izentalpik genişlemeye dayanır; basınç düşüşü sonucunda akışkanın sıcaklığı azalır. Ancak kullanılan akışkanlar ve hedeflenen sıcaklıklar açısından önemli farklar vardır. Ev tipi soğutma sistemlerinde R134a veya R600a gibi soğutucu akışkanlar tercih edilir ve bu akışkanların JT katsayısı oda sıcaklığında pozitif olduğundan, herhangi bir ön soğutmaya ihtiyaç duyulmadan doğrudan kısılma yoluyla soğutma elde edilir. Buna karşılık hidrojenin inversiyon sıcaklığı yaklaşık 200 K olduğundan, oda sıcaklığındaki genişleme soğutma yerine ısınma etkisi yaratır. Bu nedenle hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinde JT vanasına girmeden önce çok kademeli ön soğutma yapılması zorunludur. Ayrıca buzdolabındaki genişleme elemanlarının amacı evaporatörde kontrollü buharlaşma sağlamak iken, JT vanalarının hedefi doğrudan gazın sıvı faza geçmesini sağlamak ve yaklaşık 20 K seviyelerine ulaşmaktır.

Tasarım açısından da dikkate değer farklılıklar vardır. Ev tipi genişleme elemanları bakır veya pirinç gibi malzemelerden imal edilmiş basit yapılarırken, JT vanaları kriyojenik sıcaklıklara dayanıklı paslanmaz çelik veya özel alaşımlar kullanılarak üretilir. Ayrıca JT vanaları, yüksek basınç düşüşleri ve iki-fazlı akış koşullarında

güvenli çalışabilmek için özel geometrilere sahiptir. Bu özellikleri sayesinde faz değişimi sırasında oluşabilecek akış düzensizlikleri veya tıkanmalar önlenir. Dolayısıyla her iki vananın çalışma prensibi benzer olsa da kullanılan akışkan, tasarım, malzeme seçimi ve hedeflenen soğutma düzeyi bakımından belirgin farklılıklar söz konusudur [31], [32].

2.6. Kompresör ve Ara Soğutucu Hesaplamaları

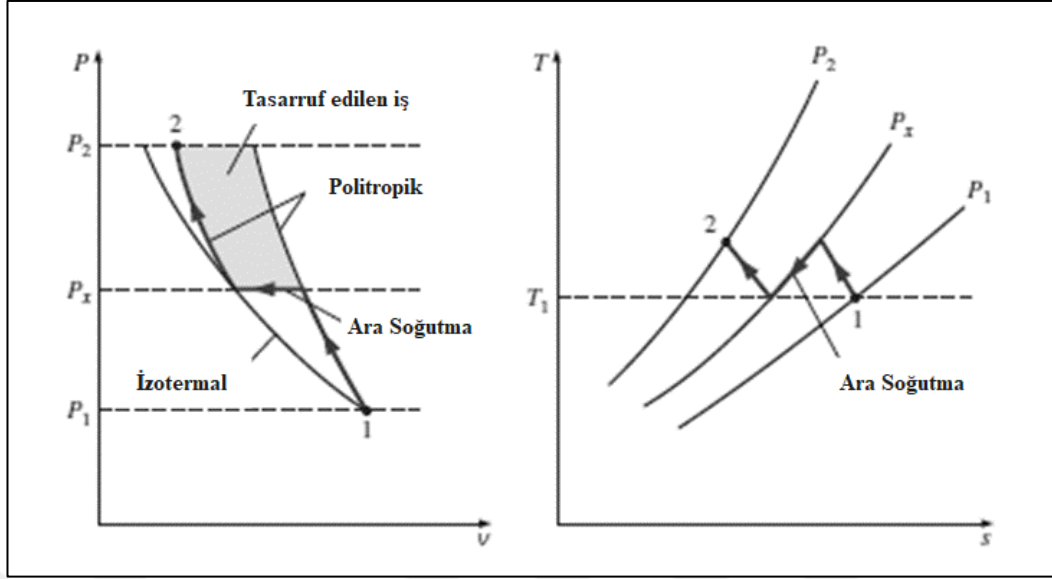
Hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinde kullanılan kompresörlerin verimliliği, çevrimin enerji tüketimini doğrudan etkilemektedir. Bu nedenle, kompresör verimliliğini artırmak amacıyla çok aşamalı kompresörler ve ara soğutucular tercih edilmektedir. Bu bölümde, kompresörlerin izentropik verimi, çok aşamalı sıkıştırma süreci ve ara soğutucuların sağladığı avantajlar ele alınacaktır.

Çevrimde kullanılacak kompresörün izentropik verimi, izentropik kompresör işinin gerçek kompresör işine oranı olarak tanımlanır. İncelenen çevrimlerde, çok aşamalı kompresörler kullanılarak her sıkıştırma aşamasının ardından ara soğutucular eklenmekte ve böylece verim artırılmaktadır.

Gaz sıkıştırma sırasında yapılan soğutma, sıkıştırma için gereken iş miktarını azaltmaktadır. Ancak, bir aşamada yeterli soğuma sağlanamayabilir. Bu sebeple, endüstride sıkıştırma işlemi birkaç aşamada gerçekleştirilmekte ve her aşama arasında bir ara soğutucu kullanılmaktadır.

Bu yöntem, gazın her aşamada sabit basınçta soğutulmasıyla sıkıştırma işlemini daha verimli hale getirmektedir. Özellikle yüksek basınç uygulamalarında, bu yöntem önemli bir iş tasarrufu sağlamaktadır. Ancak, düşük basınç uygulamalarında aynı ölçüde verim artışı sağlanmadığı gibi çevrimin ilk yatırım maliyeti de artmaktadır. Bu nedenle, ara soğutmalı kompresörlerin kullanımında uygun basınç aralığının dikkatlice seçilmesi gerekmektedir.

Şekil 2.6'da iki aşamalı ara soğutmalı kompresör kullanımının sağladığı iş kazancı gösterilmektedir. Ara soğutucunun iki aşamalı kompresör işine etkisi P-v ve T-s diyagramlarıyla incelenebilir. İlk aşamada, gaz basıncı P_1 'den P_{ara} 'ya politropik olarak yükseltilmekte ve ardından gaz sabit basınçta, başlangıç sıcaklığı olan T_1 'e kadar soğutulmaktadır. İkinci aşamada ise gaz, hedeflenen son basınç olan P_2 'ye kadar politropik olarak sıkıştırılmaktadır.



Şekil 2.6: İzotermal sıkıştırma prosesinin ve ardışık politropik sıkıştırma prosesleri arasında sabit basınçta ara soğutmalı kompresörün P-v ve T-s diyagramları [32].

Şekil 2.7’de gösterilen diyagram izentropik proses ve gerçek proses noktalarını belirtmektedir. İzentropik kompresör verimi, izentropik kompresör işinin gerçek kompresör işine oranıdır:

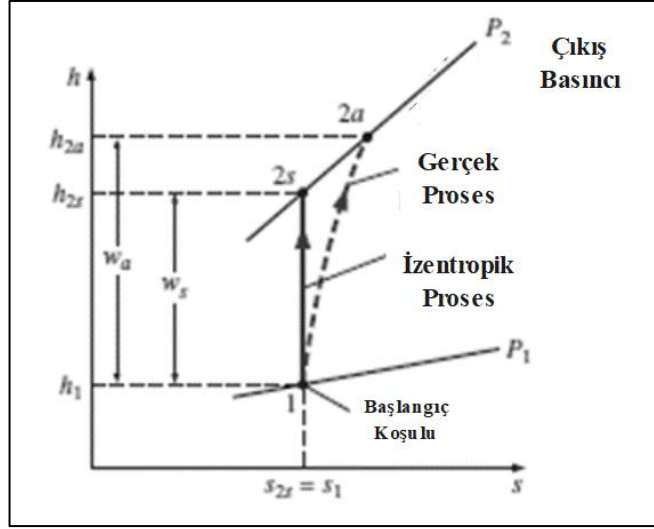
$$\eta_{komp} = \frac{\text{İzentropik kompresör işi}}{\text{Gerçek kompresör işi}} = \frac{w_s}{w_g} \quad (2.13)$$

Bu denklem, entalpi farkları cinsinden şu şekilde yazılabilir:

$$\eta_{komp} = \frac{h_{2s} - h_1}{h_{2g} - h_1} \quad (2.14)$$

Burada:

- η_{komp} : Kompresör izentropik verimi
- w_s : İdeal izentropik özgül sıkıştırma işi (kJ/kg)
- w_g : Gerçek özgül sıkıştırma işi (kJ/kg)
- h_1 : Sıkıştırma öncesi giriş özgül entalpisi (kJ/kg)
- h_{2s} : İzentropik sıkıştırma sonrası özgül entalpi (kJ/kg)
- h_{2g} : Gerçek sıkıştırma sonrası özgül entalpi (kJ/kg)



Şekil 2.7: İzentropik ve gerçek kompresör proseslerinin h-s diyagramları [33].

Ara soğutucular, gazın sıcaklığını düşürerek kompresörde sıkıştırma işlemi için gereken enerjiyi azaltır ve böylece enerji tasarrufu sağlar. Özellikle yüksek basınç uygulamalarında, çok aşamalı kompresörlerle birlikte kullanıldığında önemli bir iş kazancı sağlanmaktadır. Ara soğutucularda gazın soğutulması, kompresörün verimini artırarak aşırı ısınmayı engeller ve genel verimlilik artışına katkıda bulunur. Yüksek basınç uygulamalarında, çok aşamalı sıkıştırma ve ara soğutucu kullanımı yüksek enerji tasarrufu sağlamaktadır. Yüksek ilk yatırım maliyetlerine rağmen, uzun vadede elde edilen enerji verimliliği sayesinde avantaj elde edilmektedir. Ancak, düşük basınç uygulamalarında ara soğutucu kullanımının sağladığı iş kazancı sınırlıdır; bu nedenle, yüksek ilk yatırım maliyetleri söz konusu olduğunda ekonomik değerlendirme, geri ödeme süreleri temelinde yapılmaktadır.

Hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinde verimli bir sıkıştırma sürecinin sağlanabilmesi için, her kompresör kademesinin ardından yerleştirilen ara soğutucularla oluşturulan çok aşamalı kompresör yapıları kritik bir rol üstlenmektedir.

2.7. Isı Değiştiriciler

Isı değiştiriciler, sıvılaştırma çevrimlerinin temel bileşenlerinden biri olup, sıcak ve soğuk akışkanlar arasında ısı transferi gerçekleştirmek amacıyla kullanılmaktadır. Özellikle hidrojenin sıvılaştırılmasına yönelik çevrimlerde, ısı değiştiricilerin yüksek verimlilikle çalışması, çevrimin genel performansı açısından kritik bir öneme sahiptir.

Isı değıştircilerde gerçekleşen ısı transferi, termodinamiğın birinci yasası kapsamında değeriendirilebilir. Sürekli akış koşulları altında, kinetik ve potansiyel enerji değışimlerinin ihmal edilmesi durumunda, ısı değıştirciden geçen bir akışkanın birim zamanda gerçekleşen diferansiyel ısı değışimi aşığıdaki şekilde ifade edilmektedir:

$$\delta Q = \dot{m} dh \quad (2.15)$$

Bu denklemin integrali alındığında, bir akışkanın ısı değıştirci giriş ve çıkışı arasındaki entalpi farkına bağılı olarak birim zamanda gerçekleşen ısı transferi aşığıdaki şekilde ifade edilmektedir:

$$Q = \dot{m}(h_2 - h_1) \quad (2.16)$$

Burada:

- h_1 : Giriş özgül entalpisi (kJ/kg)
- h_2 : Çıkış özgül entalpisi (kJ/kg)

Eğer ısı değıştircinin çevresiyle herhangi bir ısı alışverişı olmadığı, yani adyabatik bir açık sistem olduğu varsayılırsa, sıcak ve soğuk akışkanlar için birim zamanda ısı transferi aşığıdaki gibi tanımlanır:

$$Q = \dot{m}_h(h_{h1} - h_{h2}) \quad (2.17)$$

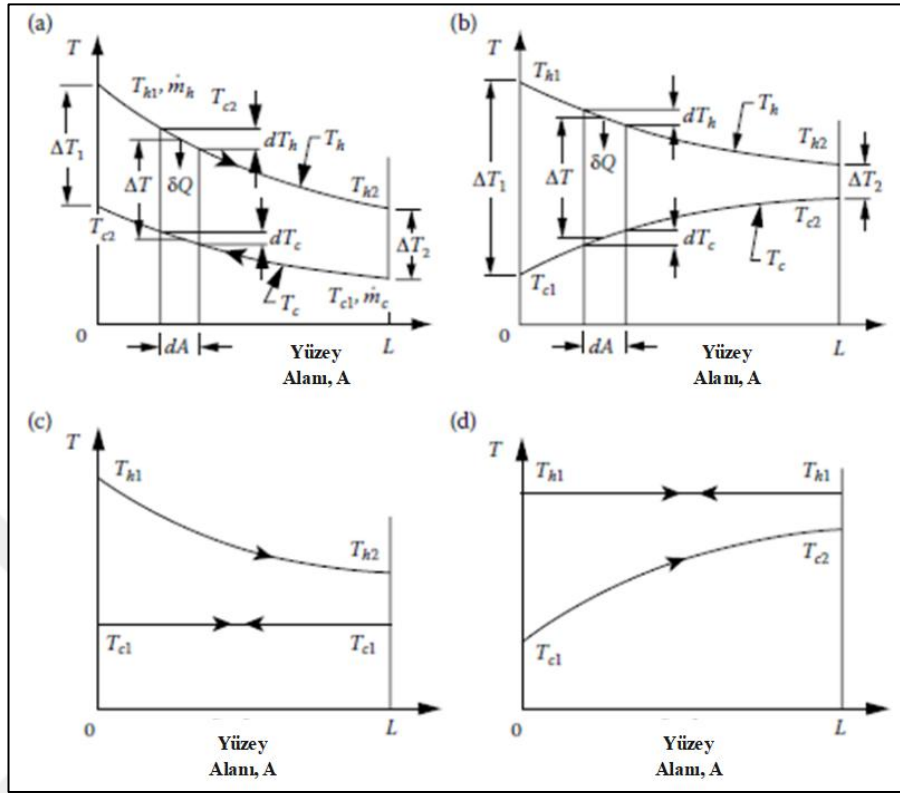
$$Q = \dot{m}_c(h_{c2} - h_{c1}) \quad (2.18)$$

Burada:

- h_h : Sıcak akışkanın özgül entalpisi,
- h_c : Soğuk akışkanın özgül entalpisidir.

Şekil 2.8'de, ısı değıştirci içerisindeki akışkanların sıcaklıklarının, akış yönüne bağılı olarak nasıl değıştiğini gösteren bir T–L (Sıcaklık–ısı değıştirci boyunca akış yönünde uzanan boy) grafiğı sunulmaktadır. Bu grafik, tek fazlı ters akış (a) ve paralel akış (b) düzenindeki ısı değıştirciler ile buharlaştırıcı (c) ve yoğuşturucu (d) işlevi gören ısı

değiştiricilerde, sıcak ve soğuk akışkanların sıcaklık değişimlerini görsel olarak ortaya koymaktadır.



Şekil 2.8: Isı değiştirici türleri: ters akışlı (a), paralel akışlı (b), buharlaştırıcı (c), yoğuşturucu (d) [34].

Eğer akışkanlar faz değişimi geçirmiyor ve özgül ısılarının sabit olduğu kabul edilirse, entalpi değişimi $dh = C_p dT$ olarak ifade edilebilir. Bu durumda, yukarıda verilen entalpi bazlı ısı transferi denklemleri aşağıdaki biçimde yazılabilir:

$$Q = (\dot{m}C_p)_h(T_{h1} - T_{h2}) \quad (2.19)$$

ve

$$Q = (\dot{m}C_p)_c(T_{c2} - T_{c1}) \quad (2.20)$$

- C_p : Sabit basınçta özgül ısı (kJ/kg·K)
- T_{h1} ve T_{h2} : Sıcak akışkanın giriş ve çıkış sıcaklıkları (K)
- T_{c1} ve T_{c2} : Soğuk akışkanın giriş ve çıkış sıcaklıkları (K)

Isı değiştiriciler, sıvılaştırma çevrimlerinde sıcak ve soğuk akışkanlar arasında ısının etkin biçimde aktarılmasını sağlamak amacıyla tasarlanmıştır. Bu bileşenlerin tasarımı ve işletim performansı, çevrimin toplam enerji verimliliği üzerinde doğrudan etkili olmaktadır. Bu bağlamda, uygun ısı değiştirici seçimi ve tasarımı, sıvılaştırma çevrimlerinin optimizasyonunda belirleyici bir rol üstlenmektedir.

2.8. Entropi ve Entropi retimi

Entropi, bir sistemin moleküler düzeydeki düzensizliğini veya rastlantısallığını nicel olarak ifade eden bir termodinamik büyüklüktür. Termodinamiğin ikinci yasasına göre, entropi yok edilemez; ancak sistem içerisinde retiler [35], [36]. Tersinir (ideal) süreçlerde entropi değişimi sıfır iken, tersinmez (gerçek) süreçlerde yalıtılmış bir sistemin entropisi daima artış gösterir.

Bir sistemin toplam entropi değişimi aşağıdaki şekilde tanımlanabilir:

$$S_{giren} - S_{ıkan} + S_{üretilen} = dS_{sistem} \quad (2.21)$$

Burada:

- S_{giren} : Sisteme giren akışkanın toplam entropisi (kJ/K)
- $S_{ıkan}$: Sistemden çıkan akışkanın toplam entropisi (kJ/K)
- $S_{retilen}$: Sistem içerisinde, akışkan tarafında gerçekleşen entropi üretimi (kJ/K)
- dS_{sistem} : Sistemdeki akışkanın toplam entropi değişimi (kJ/K)

Tersinmez süreçlerdeki entropi artışı, sistem içerisinde geri dönüşü olmayan fiziksel ve kimyasal olaylardan kaynaklanır. Bu olaylar arasında şunlar yer alabilir:

- a) Isı transferi,
- b) Viskozite kaynaklı sürtünme kayıpları,
- c) Kimyasal reaksiyonlar.

evrimde yer alan kompresör, ara soğutucu, ısı değiştirici ve JT vanası gibi bileşenlerdeki birim zamanda entropi üretimi şu denklemle ifade edilir:

$$\dot{S}_{giren} - \dot{S}_{çıkan} + \dot{S}_{üretilen} = dS_{sistem}/dt \text{ (kW/K)} \quad (2.22)$$

Entropi değişimi üç temel mekanizma ile gerçekleşebilir:

1. Isı Transferi Yoluyla Entropi Değişimi:

$$\dot{S}_{\text{ısı}} = \dot{Q}/T_0 \quad (2.23)$$

2. Ktle Akışı Yoluyla Entropi Değişimi:

$$\dot{S}_{\text{ktle}} = \dot{m}s \quad (2.24)$$

3. İşin Entropi Değişimine Katkısı:

$$\dot{S}_{\text{iş}} = 0 \quad (2.25)$$

İş, entropi ile doğrudan ilişkili değildir. Bu nedenle iş yapılan süreçlerde entropi değişimi meydana gelmez.

Bir bileşen tek girişli ve tek çıkışlı bir kontrol hacmi olarak ele alındığında, entropi dengesi şu şekilde ifade edilebilir:

$$\sum \frac{\dot{Q}}{T_0} + \sum \dot{m}_g s_g - \sum \dot{m}_ s_ + \dot{S}_{\text{üretilen}} = dS_{CV}/dt \text{ (kW/K)} \quad (2.26)$$

Eğer sistem sürekli akış koşullarında çalışıyor ve denge durumundaysa ($dS_{CV}/dt=0$), denklem sadeleşir:

$$\dot{S}_{\text{üretilen}} = - \sum \frac{\dot{Q}}{T_0} - \sum \dot{m}_g s_g + \sum \dot{m}_ s_ \quad (2.27)$$

Sistem adyabatik kabul edilirse ($\dot{Q} = 0$), denklem şu hale gelir:

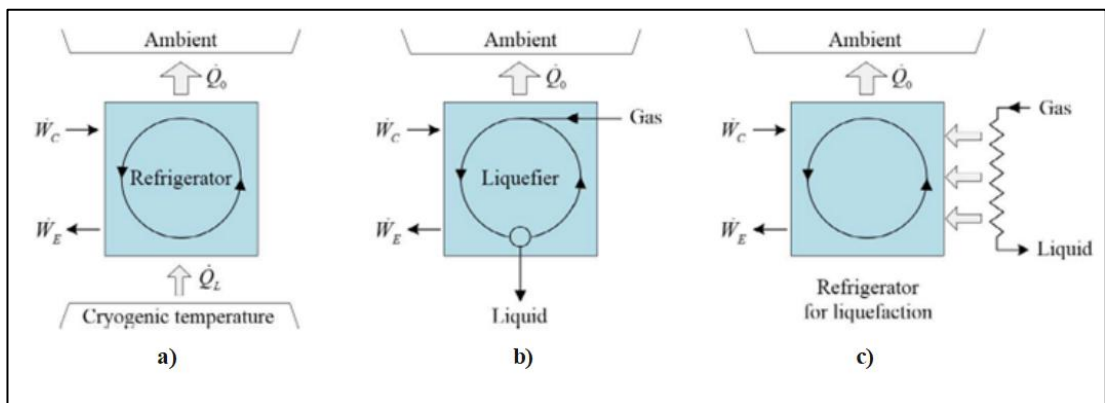
$$\dot{S}_{\text{üretilen}} = - \sum \dot{m}_g s_g + \sum \dot{m}_ s_ \quad (2.28)$$

Entropi üretimi hesaplamaları, sıvılaştırma çevrimlerinde meydana gelen verim kayıplarının analiz edilmesinde önemli bir yer tutar. Bu nedenle, çevrimi oluşturan kompresör, ara soğutucu, ısı değiştirici [37]-[39] ve JT vanası gibi bileşenlerdeki entropi üretiminin minimize edilmesi, çevrim performansının artırılması açısından kritik öneme sahiptir. Adyabatik varsayımı altında gerçekleştirilen bu analizler, mühendislerin özellikle tasarım optimizasyonu sürecinde enerji kayıplarını daha etkin şekilde değerlendirmesine olanak tanır. Bu değerlendirmeler doğrultusunda, sıvılaştırma sürecinin enerji verimliliğini artırmaya yönelik iyileştirme stratejileri geliştirilebilir.

2.9. Sıvılaştırma Çevrimleri

Bu bölümde, hidrojenin sıvılaştırılması amacıyla kullanılan temel çevrimler ile bu çevrimlerin çalışma prensipleri ele alınacaktır. Sıvılaştırma teknolojileri, gaz fazındaki bir maddenin düşük sıcaklıklara kadar soğutularak sıvı faza dönüştürülmesini sağlayan çeşitli yöntemleri içermektedir. Bu süreçte kullanılan termodinamik çevrimler hem küçük hem de büyük ölçekli uygulamalarda farklı avantajlar ve teknik zorluklar sunmaktadır.

Öne çıkan hidrojen sıvılaştırma çevrimleri arasında Linde-Hampson çevrimi, Claude çevrimi, Helyum Brayton çevrimi ve kaskad çevrimler yer almaktadır. Söz konusu çevrimlerin her biri, kullanılan soğutma teknikleri, ekipman konfigürasyonları ve karşılaşılan mühendislik problemleri açısından ayrıntılı biçimde ele alınacaktır.



Şekil 2.9: a) Soğutucu (refrigerator), b) sıvılaştırıcı (liquefier) ve c) sıvılaştırma için soğutma çevrimlerinin termodinamik yapıları [18].

Şekil 2.9'da gösterildiği üzere, sıvılaştırma çevrimleri çoğunlukla üç temel yapısal bileşenden oluşmaktadır [18]:

- Soğutucu Çevrimi: Kapalı çevrim olarak çalışır; kriyojenik sıcaklıklarda ısıyı ortamdan uzaklaştırarak çevrimin sıcaklığını istenen düzeye indirir.
- Sıvılaştırma Çevrimi: Açık çevrim olarak çalışır; gaz fazındaki akışkanın sıcaklığını düşürerek bir kısmını sıvı faza dönüştürür.
- Sıvılaştırma İçin Soğutma Çevrimi: Soğutucu ve sıvılaştırma çevrimlerinin bütünleşmiş çalışmasıyla sıvılaştırma süreci sağlar.

Hidrojenin sıvılaştırılmasına yönelik çalışmalar, uzun yıllar boyunca gerek kavramsal gerekse uygulamalı çeşitli yaklaşımlar doğrultusunda geliştirilmiştir. Farklı çevrimlerin tasarımlarında, düşük sıcaklık seviyelerine ulaşmak amacıyla kullanılan yöntemler ve ekipmanlar farklılık göstermektedir. Bu bağlamda aşağıdaki çevrim türleri sırasıyla ele alınacaktır:

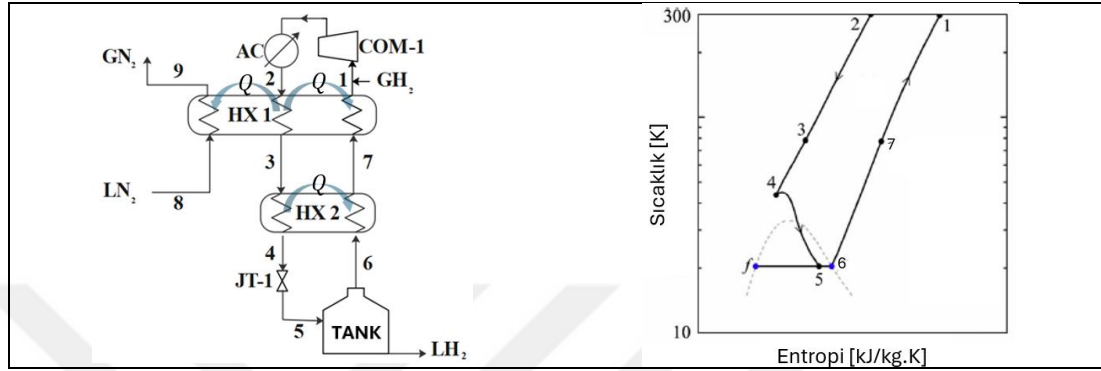
- Ön Soğutmalı Linde-Hampson Çevrimi: Küçük ölçekli sıvılaştırma tesisleri için uygun olup, hidrojenin Joule-Thomson genleşmesi yoluyla sıvılaştırılabilmesi için inversiyon sıcaklığının altına inmek üzere ek bir ön soğutma basamağı gerektirir.
- Claude Çevrimi: Genleşme makineleri kullanılarak daha düşük sıcaklıklara ulaşma olanağı sunar ve bu nedenle büyük ölçekli endüstriyel uygulamalarda tercih edilir.
- Helyum Brayton Çevrimi: Yüksek ısı verimliliği sayesinde dikkat çeker; helyum gazının düşük yoğunluklu ve kararlı özellikleri sayesinde, düşük basınçlarda çalışmaya elverişlidir.
- Kaskad Çevrim: Birden fazla soğutma çevrimini bir araya getirerek aşamalı olarak çok düşük sıcaklıklara ulaşılmasını sağlar. Özellikle LNG sıvılaştırma tesislerinde yaygın olarak kullanılmaktadır.

Bu çevrimlerin detaylı teknik açıklamaları ve karşılaştırmalı analizleri, hidrojen sıvılaştırma süreçlerinin verimliliğini artırmak ve uygulamada karşılaşılan mühendislik zorluklarını aşmak adına kapsamlı bir bilgi temeli sağlayacaktır.

2.9.1. Ön Soğutmalı Linde-Hampson Çevrimi

Linde-Hampson çevrimi, özellikle küçük ölçekli hidrojen sıvılaştırma tesislerinde yaygın olarak kullanılan bir çevrimdir. Ancak neon, hidrojen ve helyum gibi düşük

inversiyon sıcaklığına sahip gazların doğrudan sıvılaştırılması, bu sıcaklıkların ortam sıcaklığından oldukça düşük olması nedeniyle mümkün değildir. Bu nedenle, söz konusu gazların sıvılaştırılabilmesi için ek bir ön soğutma basamağı gereklidir. Ön soğutma sayesinde gazın sıcaklığı inversiyon sıcaklığının altına düşürülerek JT genleşmesiyle sıvılaştırma sağlanabilir.



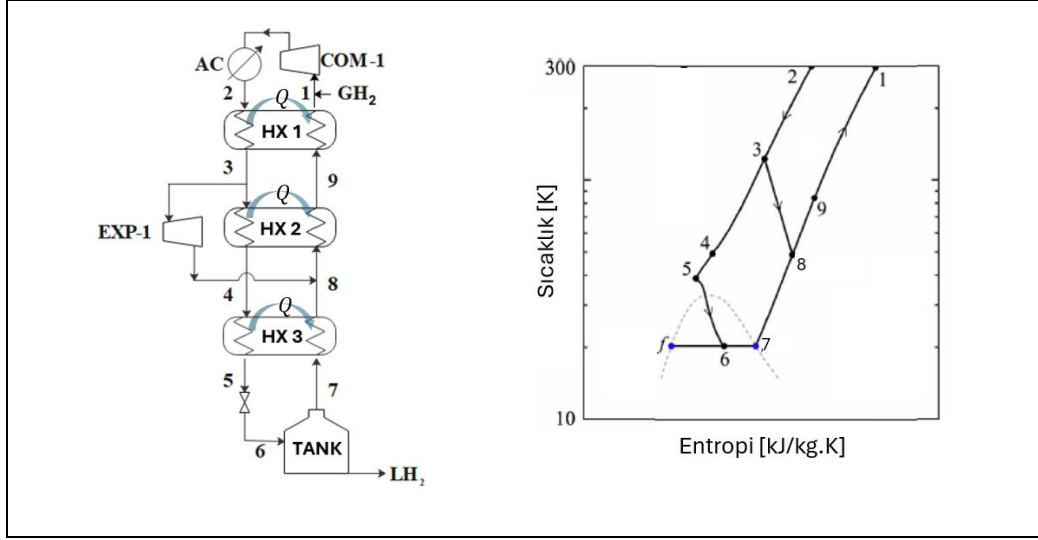
- HX1 ısı değiştiricisinde [örn. sıvı azot (LN_2)] sıkıştırılmış hidrojen gazı ön soğutularak sıcaklığı inversiyon sıcaklığının altına indirilir.
- Ön soğutulan hidrojen ikinci HX2'ye gönderilir ve burada 6 noktasındaki doymuş hidrojen gazıyla soğutulur.
- Daha sonra JT-1 vanasında ani bir basınç düşürölmesiyle soğutulmuş hidrojen gazı kısmen sıvılaştırılır.
- Elde edilen sıvı hidrojen toplama tankında biriktirilir; gaz fazında kalan hidrojen ise yeniden çevrimde soğutucu görevi görerek çevrimi tamamlatılır.

Bu çevrimin etkinliğini artırmak için uygun bir ön soğutma akışkanının seçimi kritik öneme sahiptir. Hidrojen için potansiyel ön soğutma akışkanları arasında flor, oksijen, metan, argon ve azot yer almaktadır. Ancak flor, oksijen ve metan yanıcılık özellikleri nedeniyle tercih edilmemektedir. Argon ekonomik açıdan dezavantajlıdır; bu nedenle çoğunlukla azot tercih edilmektedir.

Ön soğutmalı Linde-Hampson çevrimi hidrojenin inversiyon sıcaklığının altına indirilerek sıvılaştırılmasını mümkün kılar. Bununla birlikte, bu çevrim tek başına yüksek miktarda hidrojen sıvılaştırması için yeterli değildir; dolayısıyla ön soğutma ve akışkan seçimi, çevrimin başarısı açısından belirleyici faktörlerdir.

2.9.2. Claude Çevrimi

Claude çevrimi, yalnızca JT genleşmesine dayanmayan, aynı zamanda genişleme makinelerinden de yararlanarak daha düşük sıcaklıklara ulaşmayı mümkün kılan bir sıvılaştırma çevrimidir. Bu çevrimde, sıkıştırılmış gazın genişleme makinesinde izentropik olarak yaptığı iş sonucunda sıcaklığı düşürölür. Böylece daha verimli bir soğutma sağlanır. Claude çevrimi, yüksek verimliliği nedeniyle özellikle büyük ölçekli sıvılaştırma tesislerinde tercih edilmektedir. Ancak yüksek yatırım maliyeti ve çevrimin yapısal karmaşıklığı, küçük ölçekli uygulamalar için dezavantaj oluşturmaktadır.



Şekil 2.11: Claude çevrimi ve T-s diyagramı [18].

Şekil 2.11 hidrojen gazını sıvılaştırmak amacıyla kullanılan Claude çevrimini göstermektedir.

EXP-1 (Genişleme Makinası), yüksek basınçlı akışkanın kontrollü şekilde genişmesini sağlayarak hem sıcaklık düşüşü elde edilmesine hem de sistemin enerji geri kazanımına katkı sunan bir bileşendir. Claude çevriminin çalışma adımları şu şekilde özetlenebilir:

- Hidrojen gazı COM-1 kompresörü ile sıkıştırılarak basıncı yükseltilir.
- AC ara soğutucudan geçirilerek sıcaklığı düşürülen sıkıştırılmış gaz HX1'e yönlendirilir.
- Sıkıştırılmış hidrojen gazı, HX1 ısı değiştiricisinden geçirilerek ön soğutulur.
- Gazın bir kısmı EXP-1 genişleme makinesinde izentropik olarak genişletilerek sıcaklığı önemli ölçüde düşürülür.
- Soğuyan gazın bir bölümü, HX-2 üzerinden geçerek sıcaklığı daha da düşürülmüş olan EXP-1'den soğutucu ile soğutulur.
- Ardından hidrojen gazı, JT-1 vanasında ani basınç düşürülmesiyle sıvı faza geçer.
- Elde edilen sıvı hidrojen, uygun bir depolama ünitesinde toplanır.

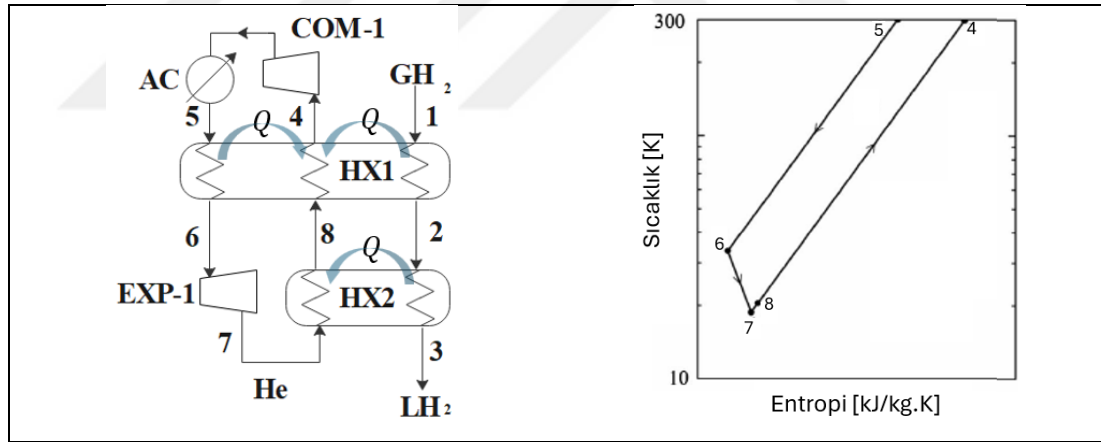
Claude çevriminin temel avantajı, gazın genişleme makinesinde izentropik olarak genişlemesi sonucu hem daha düşük sıcaklıklara ulaşılması hem de mekanik iş elde edilmesidir. Bu durum, yalnızca JT vanasında gerçekleşen izentalpik (sabit entalpi)

genişlemeye kıyasla çevrimin soğutma kapasitesini ve termodinamik verimliliğini önemli ölçüde artırır. Çünkü Claude çevriminde gaz, sadece soğutulmakla kalmaz; aynı zamanda genişleme sürecinden iş elde edilerek çevrimin toplam enerji kullanımı daha etkin hâle getirilir.

Bununla birlikte, genişleme makinelerinin düşük sıcaklıklarda güvenli ve verimli bir şekilde çalışabilmesi, yüksek hassasiyetli ve özel tasarıma sahip ekipmanlar gerektirir. Bu durum, çevrimin tasarım ve bakım süreçlerini karmaşıktırmakta ve hem başlangıç yatırım maliyetini hem de işletme giderlerini artırmaktadır.

2.9.3. Helyum Brayton Çevrimi

Helyum Brayton çevrimi, çok düşük sıcaklıklarda yoğuşabilen helyum gazı kullanılarak hidrojenin sıvılaştırılmasını sağlayan bir çevrimdir. Bu çevrim, yüksek basınç gerektirmediği için özellikle düşük kurulum maliyetine sahip çevrimler için tercih edilir. **Şekil 2.12**'te Helyum Brayton çevriminin temel şeması gösterilmektedir.



Şekil 2.12: Helyum brayton çevrimi ve T-s diyagramı [18].

Şekil 2.12, hidrojenin sıvılaştırılması için Helyum Brayton çevrimini göstermektedir.

Çevrim şu adımlarla açıklanabilir:

- Helyum gazı kompresör yardımıyla yüksek basınca sıkıştırılır.
- AC ara soğutucudan geçirilerek sıcaklığı düşürülen sıkıştırılmış gaz HX1'e yönlendirilir.
- Sıkıştırılan helyum gazı, HX1 aracılığıyla ön soğutmaya tabi tutulur.

- Helyum Brayton çevrimi helyumun düşük kaynama noktası sayesinde oldukça etkili bir soğutma sağlar. Ayrıca, düşük basınçta çalıştığı için tesisin güvenliği artar ve yapısal gereksinimler azalır. Ancak, genleşme makinesi gibi hareketli bileşenlerin düşük sıcaklıkta çalıştırılması teknik zorluklar yaratmakta ve çevrimin karmaşıklığını artırmaktadır. Bu çevrim, özellikle orta ölçekli hidrojen sıvılaştırma tesislerinde tercih edilmekte olup, JT vanasına ihtiyaç duymadan sıvılaştırma sağladığı için bazı uygulamalarda verimli bir seçenek olarak öne çıkmaktadır.

Kaskad çevrim, sıvılaştırma işleminin çok aşamalı olarak gerçekleştirildiği ve her aşamada farklı bir soğutucu akışkanın devreye alındığı bir yöntemdir. Yüksek verimli kaskad çevrimler, oldukça düşük sıcaklıklara ulaşılmasını mümkün kılmakta ve bu sebeple özellikle sıvılaştırılmış doğal gaz tesislerinde yaygın olarak kullanılmaktadır. Doğalgaz sıvılaştırmasındaki başarıları sayesinde, bu çevrimler hidrojen sıvılaştırma uygulamaları için de güçlü ve güvenilir bir referans niteliği taşımaktadır.



Şekil 2.13'te hidrojenin sıvılaştırılmasına yönelik olarak kullanılan kaskad çevrimi gösterilmektedir.

Çevrimin genel çalışma prensibi şu şekilde özetlenebilir:

- İkinci soğutucu devrede, örneğin helyum veya azot gibi bir soğutucu akışkan kullanılarak, HX3 ve HX4 ısı değiştiricileri aracılığıyla ek bir soğutma sağlanır.
- İkinci soğutucu akışkan sıcaklığı JT-2 vanasında izentalpik genişlemeyle daha da düşürülür.
- İkinci devredeki soğutucu, hidrojen gazının sıcaklığını düşürerek sıvılaştırma sürecine katkı sağlar.
- Gaz fazındaki hidrojen, kompresörler yardımıyla yüksek basınca sıkıştırılır.
- Sıkıştırılmış hidrojen gazı, HX1 aracılığıyla ön soğutmaya tabi tutulur.
- Hidrojen gazı, HX2 ile daha fazla soğutulur ve sıcaklığı düşürülür.
- Bu işlemler sonucunda sıcaklığı düşürülen hidrojen, JT-1 vanasından geçirilerek ani bir basınç düşüşüne maruz bırakılır ve bu sayede sıvı faza geçer.
- Elde edilen sıvı hidrojen, LH₂ tankında depolanır.

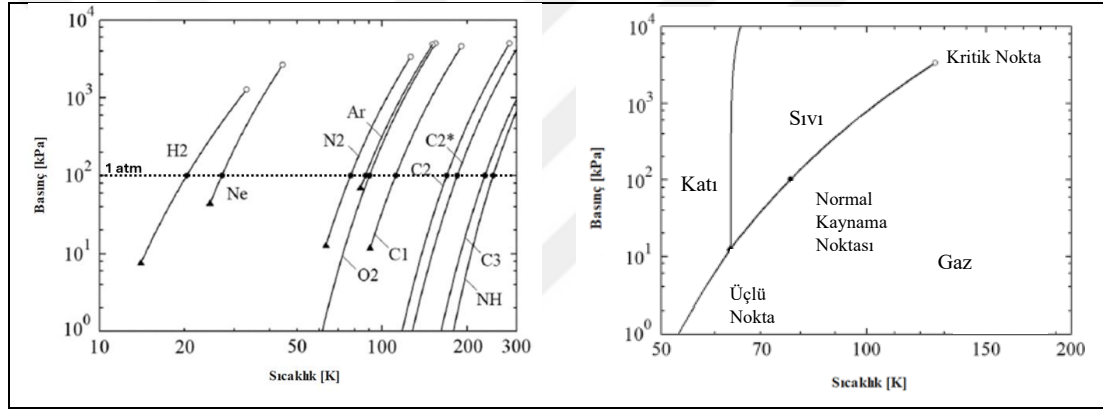
Kaskad çevrimler, hareketli parça sayısının azlığı ve çevrimin modüler yapısı sayesinde özellikle büyük ölçekli hidrojen sıvılaştırma tesislerinde tercih edilmektedir. Bu çevrimler, LNG tesislerinde uzun yıllar boyunca başarıyla uygulanmış olmaları nedeniyle, hidrojen için de kanıtlanmış bir teknoloji olarak değerlendirilmektedir.

Ancak bu avantajlarının yanında, bazı önemli sınırlılıkları da bulunmaktadır. Ekonomik verimlilik, güvenlik ve bakım gereksinimleri, kaskad çevrimlerin tasarımında dikkatle ele alınması gereken temel unsurlardır. Her bir soğutucu döngünün tam sızdırmazlık gerektirmesi, çevrim tasarımını teknik açıdan oldukça hassas hale getirmektedir. Ayrıca birden fazla soğutma evresinin bulunması, kurulum maliyetlerini önemli ölçüde artıran bir etken olarak öne çıkmaktadır.

Kimyasal güvenlik açısından da büyük ölçekli hidrojen sıvılaştırma tesislerinin dikkatli bir şekilde projelendirilmesi ve yetkin mühendislik ekipleri tarafından işletilmesi gerekmektedir. Bu tür çevrimler, endüstride LNG üretiminde elde edilen tecrübeler ile desteklenmekte olup, yüksek güvenlik ve performans gereksinimleri doğrultusunda optimize edilmektedir.

2.10. Soğutucu Akışkanlar

Hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinde kullanılan soğutucu akışkanlar, sıvılaştırma sürecinin verimliliği ve başarısı üzerinde doğrudan bir etkiye sahiptir. Bu çalışmada, potansiyel soğutucu akışkanlar olarak neon, azot, argon, oksijen, metan, etilen, etan, propan ve amonyak belirlenmiştir. Üçlü nokta, maddenin katı, sıvı ve gaz fazlarının aynı anda dengede bulunduğu sıcaklık ve basınç koşuludur. Normal kaynama noktası, maddenin deniz seviyesindeki standart atmosfer basıncında (1 atm) kaynamaya başladığı sıcaklığı ifade eder. Kritik nokta ise maddenin sıvı ve gaz fazları arasındaki ayrımın ortadan kalktığı, buharlaşmanın gerçekleşemediği en yüksek sıcaklık ve basınç değeridir.



Şekil 2.14: Çalışmada kullanılacak soğutucu akışkanların P-T grafiğinde gösterimi [12].

Şekil 2.14 bu akışkanların basınç-sıcaklık (P-T) diyagramında yer alan üçlü noktalarını (▲), normal kaynama noktalarını (●) ve kritik noktalarını (○) göstermektedir.

Termodinamik açıdan, soğutucunun kritik noktası ve kaynama noktası, kullanılabilir sıcaklık aralıklarını belirleyen temel parametrelerdir. Seçilen akışkanın, sıvılaştırma işlemi sırasında hedeflenen sıcaklık aralığında yüksek verimliliği sağlaması beklenmektedir. Normal kaynama noktası 40–60 K sıcaklık aralığında uygun tek bileşenli sıvı soğutucuların bulunmaması nedeniyle bu bölgede bir eksiklik söz konusudur. Öte yandan, 20–30 K sıcaklık aralıklarında genellikle neon ve hidrojen kullanılmakta iken; 50–100 K sıcaklık aralıklarında ise azot, argon ve oksijen tercih edilmektedir.

Ekonomik faktörler de soğutucu akışkan seçiminde önemli bir rol oynamaktadır. Örneğin, argon gibi alternatifler tercih edilebilirken, maliyet açısından azot daha avantajlı bir seçenek olarak öne çıkmaktadır. Ayrıca, geniş sıcaklık aralıklarında etkili soğutma sağlamak amacıyla kullanılan MR akışkanlarının maliyetleri artış gösterebilir. Bu bağlamda, kaskad çevrimler ve diğer kriyojenik sıvılaştırma süreçlerinde uygun soğutucu akışkan seçimi çevrimin enerji verimliliğini ve operasyonel maliyetlerini doğrudan etkileyen kritik bir faktördür. Doğru soğutucu akışkan seçimi yalnızca enerji tüketimini azaltmakla kalmaz, aynı zamanda çevrimin uzun vadeli güvenliğini ve ekonomik sürdürülebilirliğini sağlar.



3. METODOLOJİ VE DOĞRULAMA

Bu bölümde, kaskad hidrojen sıvılaştırma çevrimi için izlenen metodoloji ile yürütülen doğrulama çalışmaları sunulmaktadır. Literatürdeki çalışmalar ışığında, Chang ve Park [12] tarafından raporlanan sonuçlar MATLAB–REFPROP tabanlı model çıktılarıyla karşılaştırılmış ve ayrıca geliştirilen termodinamik modelin amaç fonksiyonu olan FOM değeri hesaplanmıştır.

3.1. Çalışma Metodolojisi

Bu çalışmada, ön soğutmalı bir hidrojen sıvılaştırma çevriminin sayısal olarak modellenmesi ve performansının değerlendirilmesi amaçlanmıştır. Çevrimi temsil eden matematiksel yapı MATLAB ortamında geliştirilmiş, akışkanların termodinamik özelliklerinin elde edilebilmesi için REFPROP kütüphanesi modele entegre edilmiştir.

Model, hidrojen ana çevrimi ile bir veya birden fazla ön soğutma çevriminden oluşmaktadır. Her bir çevrimde yer alan kompresör, ısı değiştirici, JT vanası ve ara soğutucu bileşenlerinden geçen akışkanlar ayrı ayrı ele alınmış; bu bileşenlerden geçen akışkanların basınç, sıcaklık, entalpi, entropi ve faz durumu gibi temel büyüklükleri hesaplanmıştır.

Hesaplama süreci, başlangıç koşullarının ve model kabullerinin tanımlanmasının ardından yürütülmüştür. Bilinmeyen büyüklükler—örneğin sıvılaşma oranı ve ara basınç değerleri—iteratif yöntemlerle hesaplanmış; böylece farklı işletme koşulları altında çevrimin performansı amaç fonksiyonu olan FOM ile değerlendirilmiştir. Metodoloji literatürden seçilen referans çevrimlerle yapılan doğrulama çalışmasıyla desteklenerek modelin güvenilirliği teyit edilmiştir.

3.2. Çevrim Modellemesi

Bu tez çalışmasındaki termodinamik modelde kompresör, ısı değiştirici, JT vanası ve ara soğutucu gibi bileşenler alt modüller olarak temsil edilmiş, bileşenler düğüm noktalarında bağlanmış ve akışkan termodinamik özellikleri REFPROP veri tabanından elde edilmiştir.

Modelin her noktasında akışkanın sıcaklık (T), basınç (P), özgül entalpi (h), özgül entropi (s), doymuş karışımın faz kalitesi (buhar oranı) (q) gibi termodinamik özellikleri ile kütleli debi ($\dot{m}$) çalışma parametresi hesaplanmıştır.

Kompresörlerde izentropik verim, JT vanalarında izentalpik genleşme, ısı değiştiricilerde minimum sıcaklık yaklaşımı ve ihmal edilen basınç düşümü kabulleri uygulanmıştır. Kütle ve enerji korunum denklemleri iterasyonla çözülmüş, yakınsama sağlandığında çevrim farklı çalışma koşulları ve basınç kademelendirmeleri için değerlendirilmiştir.

3.2.1. REFPROP Entegrasyonu

Termodinamik modelin kodlanmasına geçilmeden önce REFPROP termofiziksel özellikler veri tabanı MATLAB sayısal analiz yazılımına entegre edilmiştir. Bunun için NIST'in yayımladığı bağlantı kullanılmış, kurulum kodunun uzantısı Ek A3'te verilmiştir. Başarılı entegrasyonun ardından, ön soğutuculu kaskad çevrim için sayısal modelleme çalışmaları yürütülmüştür.

Termodinamik özellikler “refpropm” fonksiyonu ile elde edilmiştir. Bu fonksiyon, iki bilinen özelliği girdi alarak üçüncü bir özelliği hesaplar. Çalışmada en sık kullanılan çağrılar; $(T, P) \rightarrow h, s$, $(P, q) \rightarrow T, h, s$ ve $(P, h) \rightarrow T, q$ biçimindedir. Genel kullanım şablonu aşağıdaki gibidir:

$$\text{refpropm}('Aranan \text{Özellik}', 'Bilinen \text{Özellik 1}', \text{Değer 1}, 'Bilinen \text{Özellik 2}', \text{Değer 2}, 'Akışkan Adı') \quad (3.1)$$

Örnek olarak, nitrojenin $P = 101 \text{ kPa}$ ve doymuş buhar ($q = 1$) koşullarındaki sıcaklığı:

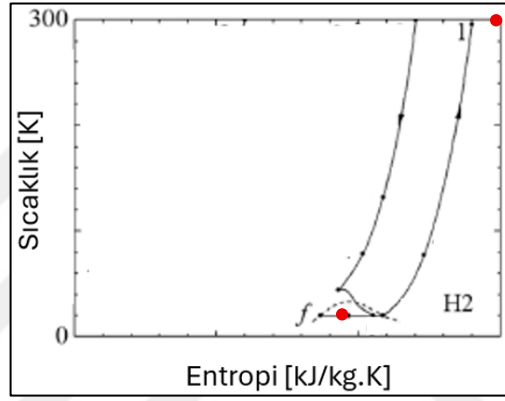
$$\text{refpropm}(T, P, 101, q, 1, 'nitrogen') \quad (3.2)$$

Not: REFPROP çıktı birimleri (örneğin h ve s için kJ/kg , $\text{kJ/kg} \cdot \text{K}$) kodda tutarlı biçimde kullanılmalıdır; q doymuş karışımın faz kalitesini ifade eder (0: doymuş sıvı, 1: doymuş buhar). Kurulum yönergeleri ve bağlantı uzantısı Ek A3'te sunulmuştur.

3.2.2. Model Kabulleri ve Girdi Parametreleri

Bu bölümde, modelin kurulumu sırasında yapılan varsayımlar ve başlangıç parametreleri özetlenmektedir. Tüm hesaplamalar, REFPROP veri tabanından alınan akışkan termodinamik özellikleri kullanılarak ve aşağıda belirtilen kısıtlar altında yürütülmüştür.

- Ortam Sıcaklığı (T_0): 300 K.
- Hidrojen Besleme Koşulları: Hidrojen, 300 K sıcaklıkta çevrime girer ve 0.101 MPa basınçta doymuş sıvı olarak çıkar.



Şekil 3.1: Kaskad çevrimi hidrojen T-s diyagramı.

- Hidrojen 1 noktasından 300K'de çevrime dahil oluyor.
- Doymuş sıvı hidrojen 0,101 MPa basınçta f noktasında çevrimden çıkıyor.
- Hidrojen Sıvılaştırma Hızı: 1 kg/s (86,4 GBT)
- Basınç Düşümü: Isı değiştiricilerde ve ara soğutucularda basınç düşümü ihmal edilmiştir.
- Minimum Basınç: Tüm çevrimler için minimum basınç değeri 0,101 MPa olup, atmosfer altı basınç koşulları yalnızca azot çevrimi için geçerli kabul edilmiştir.
- Isı Değiştirici Çıkış Koşulları: Bir ısı değiştiriciye sıvı buhar karışımı olarak giren akışkan doymuş buhar olarak çıkmaktadır.
- Kompresör Verimi: Tüm kompresörlerin izentropik verimi %80 olarak kabul edilmiştir. Ara soğutmalı çok kademeli sıkıştırma işlemi 1.6-2 arasında değişen basınç oranlarıyla gerçekleştirilmiştir.

Örneğin, $P_0 = 0,101 MPa$ başlangıcından $P_{max} = 12 MPa$ 'a, $\Pi=1,6:0,1:2,0$ oran kümesiyle kademeli sıkıştırma uygulanmıştır. Amaç, basınç oranlarının uygun sıralamasıyla P_{max} 'ı aşmadan o basınca ulaşmaktır.

- Isı Değiştiriciler: Isı değiştiricilerdeki minimum sıcaklık farkı, sıcak akışın mutlak sıcaklığının %1,5'i olarak alınmıştır. İki den fazla akış içeren ısı değiştiricilerde ise bileşik sıcaklıklar dikkate alınmıştır.

Örnek olarak, **Şekil 3.2**'te gösterilen 12–13 numaralı bölgeler azot çevrimine ait olup JT-2 vanası çıkışında bulunur; 3, 4 ve 8 numaralı bölgeler hidrojen çevriminde bulunmaktadır. Bu konfigürasyonda, ısı değiştirici çıkışlarında doymuş buhar koşulu kabul edildiğinden 13. noktada $Q=1$ ve sıcaklık 12. nokta ile aynıdır. Dolayısıyla,

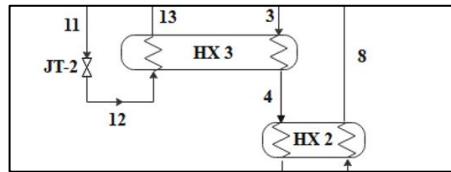
$$t_{13} = \text{refpropm}('T','P',p_{\text{atm}},'q',1,'nitrogen'); \%[K] \quad (3.3)$$

$$t_{12} = t_{13}; \quad (3.4)$$

Minimum sıcaklık yaklaşımı $hx_{min}=1,015$ kabulü altında, 4 numaralı bölgenin sıcaklığı azot tarafındaki doymuş buhar sıcaklığının 1,015 ile çarpımı olarak belirlenmiştir. Minimum sıcaklık yaklaşımı kabulü altında 4. bölgenin sıcaklığı;

$$t_4 = 1.015 * t_{13} \% \text{ Not: 4 numaralı bölge için} \quad (3.5)$$

olarak alınmıştır.

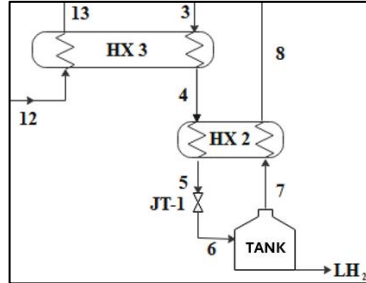


Şekil 3.2: HX3 ve HX2 etrafındaki bölgelerin numaralandırması.

3.2.3. Sıvılaştırma Oranı ve Debi Hesabı

Tanımlamaların ardından, çevrimdeki termodinamik hali bilinmeyen noktaların hesaplanmasına başlanmıştır. İlk olarak hidrojenin sıvılaştırıldığı bölüm incelenmiştir. Bu noktada elimizde birbirine bağlı iki denklem ve bilinmeyenler bulunmaktadır.

Şekil 3.3’de görülen HX 2 ısı değıştiricisinde yer alan 4, 7 ve 8 numaralı noktalardaki sıcaklık ve basınç değeri üst çevrimden ve kabullerden bilinirken, 7 ve 8 numaralarından geçen akışkanın debi oranı bilinmemektedir. Bunun nedeni, sıvılaşılan kısmın çevrimden ayrılmasıdır.



Şekil 3.3: Sıvılaştırma yüzdesinin hesaplandığı bölge.

Şekil 3.4’te şematik olarak sunulan algoritma, JT bölgesindeki 6 numaralı noktaya ait gaz oranının iteratif olarak belirlenmesi ve buna bağlı olarak sıvılaşıma miktarının hesaplanması adımlarını göstermektedir. İzlenen yöntem kısaca şöyledir:

- Başlangıç tahmini:
Algoritma JT vana çıkışı olan 6. noktada

$$q(6) = 0,01 \quad (3.6)$$

başlangıç değeri ile başlatılır.

- Enerji dengesi (HX2):
4–7–8 noktaları arasındaki ısı değıştirici dengesi kullanılarak 5 numaralı noktadaki entalpi hesaplanır:

$$h_5 = h_4 - (q(6)(h_8 - h_7)) \quad (3.7)$$

- JT izentalpik kabulü:
JT genleşmesi izentalpik kabul edildiğinden

$$h_5 = h_6 \quad (3.8)$$

alınır.

- Gaz oranının hesaplanması:

REFPROP kullanılarak atmosfer basıncında 6. noktadaki kalite değeri elde edilir:

$$Q6_1 = \text{refpropm}('q','P',p_atm,'H',h(5),'hydrogen'); \quad (3.9)$$

- Farkın hesaplanması ve yakınsama:

İki değer arasındaki fark bulunur ve yakınsama ölçütü

$$|fark| = |q6_1 - q(6)| < 1e^{-3} \quad (3.10)$$

sağlanıp sağlanmadığı kontrol edilir.

- Güncelleme (yakınsama sağlanmazsa):

Koşul sağlanmıyorsa Q(6) küçük bir adım ile güncellenir ve döngü tekrarlanır:

$$q(6) = q(6) + 1e^{-4} \quad (3.11)$$

- Sonuçların hesaplanması (yakınsama sağlanınca):

Yakınsama elde edildiğinde sıvılaşma oranı:

$$\text{Sıvılaşma Oranı} = 1 - q(6) \quad (3.12)$$

olarak belirlenir. Buna bağlı olarak, sıvılaştırma hızı 1kg/s olması için hidrojen kütleli debisi:

$$\dot{m}_{H_2} = \frac{1}{1 - q(6)} \quad (3.13)$$

bulunur.

3.2.4. Isı Değiştirici ve JT Vanası Entropi Üretimi Hesaplamaları

Isı değiştiricilerde entropi üretimi, her akım için giriş–çıkış özgül entropileri farkının kütleli debiyle çarpılarak toplanmasıyla hesaplanmıştır:

$$\dot{S}_{gen,HX} = \sum_i \dot{m}_i (s_{çıkış} - s_{giriş}) \quad (3.14)$$

Basınç düşümleri ısı değiştiricilerde ihmal edilmiş; minimum sıcaklık yaklaşımı $\Delta T_{min} = 0,015 T_{sıcak}$ olarak uygulanmıştır. Çok akışlı ısı değiştiricilerde her akım ayrı ayrı değerlendirilmiş, termodinamik özellikler REFPROP ile elde edilmiştir. Kod uygulamasında dört alt ısı değiştirici için hesaplanan değerler *hex1 – hexn* olarak kaydedilmiş, ısı değiştiricilerde toplam entropi üretimi *Sgen_HEX_total* olarak raporlanmıştır.

Akışkanın JT vanasında adyabatik genleşmesi izentalpik ($h_{çıkış} = h_{giriş}$) kabul edilmiştir. Bu durumda tersinmezlik, çıkış entropisinin giriş entropisine göre artışıyla ifade edilir ve entropi üretimi

$$\dot{S}_{gen,JT} = \sum_i \dot{m}_i (s_{çıkış} - s_{giriş}) \quad (3.15)$$

şeklinde hesaplanır. Modelde hidrojen ve soğutucu akışkanların JT vanası çıkışında termodinamik halleri REFPROP kullanılarak belirlenmiş; faz kısıtları *P, Q* veya *P, h* ikilileriyle sağlanmıştır. İlgili terimler kodda *ev1 – evn* olarak toplanmış, JT vanalarında toplam entropi üretimi *ev_top* elde edilmiştir. Isı değiştiriciler, JT vanaları, kompresörler ve ara soğutucuların katkıları toplanarak bulunan çevrimlerin toplam entropi üretimi *Sgen_JT_total* hidrojen sıvılaştırma sisteminin FOM hesabında kullanılmıştır.

3.2.5. Kompresör ve Ara Soğutucu Hesaplamaları

Kompresör ve ara soğutucu bileşenlerinde entropi üretiminin hesaplanabilmesi için her kademeye ait giriş–çıkış basınç ve sıcaklıklarının bilinmesi gereklidir. Bu çalışmada, hedef yüksek basınca ulaşmak üzere kademeli sıkıştırma oranları kullanılmış; ara basınçlar, hedefi aşmadan erişilebilecek şekilde türetilmiştir. Bu amaçla, basınç oranları vektörünü girdi alıp olası ara basınçları üreten ve sonuçları ana koda aktaran “Kompresör Kademelendirme” fonksiyonu geliştirilmiştir (bkz. Ek A2).

İzleyen alt başlıklarda, önce söz konusu fonksiyonun çalışma ilkeleri ve çıktıları özetlenmekte; ardından elde edilen ara basınçlar üzerinden kompresörlerde izentropik verim tanımıyla sıcaklıkların belirlenmesi, ara soğutucu çıkış sıcaklıklarının enerji

denge ile hesaplanması ve son olarak kompresör ile ara soğutucu kademelerinde entropi üretimi hesaplarının nasıl yapıldığı ayrıntılandırılmaktadır.

3.2.5.1. Kompresör Kademelendirmesi (Sıkıştırma Oranlarının Belirlenmesi)

Sıvılaştırma çevrimlerinde kompresör kademeleri boyunca ara basınçların uygun seçimi, ısı verim ve entropi üretimi üzerinde doğrudan etkilidir; bu etki FOM değerine yansır. Bu çalışmada geliştirilen algoritma, başlangıç basıncı P_0 ile hedef basınç P_{max} arasında, basınç oranları kümesi; $\Pi=\{1,6:0,05:2,0\}$ kullanılarak hedefi aşmadan erişilebilecek tüm olası ara basınç seviyelerini adım adım üretir. Algoritmanın şematik akışı (Şekil 3.4) ve temel adımları aşağıdadır:

- Girdilerin tanımı:
 - P_0 : Başlangıç basıncı,
 - P_{max} : Hedef basınç,
 - Π : Katsayı/basınç oranları vektörü; (örn. 1,6:0,05:2,0).
- Minimum adım sayısı:

En büyük basınç oranıyla hedefe ulaşmak için gereken adım sayısının alt sınırı

$$n_{min} = \frac{\ln (P_{max}/P_0)}{\ln(\max \pi)} \quad (3.16)$$

bağıntısı ile hesaplanır.

- Başlangıç kümesi:

Olası değerler hücresinin ilk elemanı P_0 olarak atanır:

$$olasi_deger(1) \leftarrow P_0 \quad (3.17)$$

- Adım döngüsü ($i = 2 : n_{min}+1$):

Bir önceki adımda elde edilen her basınç değeri P , tüm oranlarla çarpılarak yeni adaylar üretilir: $P_{yeni} = P \cdot \Pi$. Yalnızca $P_{yeni} \leq P_{max}$ olanlar bir sonraki kümeye eklenir. Yinelenen değerler “unique” kodu ile tekilleştirilir.

Not: $n_{min}+1$ olmasının nedeni ilk hücrede P_0 bulunmasındandır.

- Son adım kontrolü:

olasi_deger($n_{min}+1$) boş kalırsa verilen oran adımıyla P_{max} altında değer üretilmemiş demektir. Bu durumda oran aralığı sıklaştırılır veya n_{min} bir artırılarak döngü yeniden çalıştırılır.

- Erişilen en yüksek basınç:

max_deger=max(olasi_deger ($n_{min}+1$)) olarak belirlenir.

- Adım–oran eşleşmelerinin kaydı:

sonuc_matrix($i-1, j$) girişleri, i . adımdaki basınç değerlerini, j . ise hangi oranın kullanıldığını gösterir; böylece hangi basınca hangi oran dizisiyle erişildiği izlenebilir.

- Çıkışlar ve kullanım:

Algoritma, max_deger ve sonuc_matrix çıktılarıyla sonlanır. Bu çıktılar ana programda kademelendirme seçimi için kullanılır; seçilen ara basınçlar üzerinden kompresör ve ara soğutucu termodinamik hal özellikleri (T, h, s) hesaplanır ve kademesel entropi üretimi değerlendirilir.

3.2.5.2. Kompresör – Ara Soğutucu Entropi Üretimi Hesaplamaları

Bu alt bölümde, her kompresör kademesi ve onu izleyen ara soğutucu için entropi üretimi hesabının nasıl yapıldığı verilmiştir. Önce Kısım 3.2.5.1’de üretilen ara basınç dizisi kullanılarak her kademenin giriş ve çıkışında termodinamik hal belirlenir; ardından kompresör için izentropik verim, ara soğutucu için tam ara soğutma ve ihmal edilen basınç düşümü kabulleri altında akışkanın entropi üretimleri hesaplanır. Hesaplar hidrojen ve diğer alt akımlar için aynı adımlar izlenerek yürütülür.

- Giriş durumu (1):

Ara soğutucu kabulü gereği kademeye giriş sıcaklığı $T_1=T_{atm}$ alınır; giriş basıncı, bir önceki kademenin çıkış basıncıdır (P_1).

$$h_1 = h(T_1, P_1), s_1 = s(T_1, P_1), \quad (3.18)$$

hesaplanır.

- İdeal (izentropik) çıkış (2s):

Hedef kademe basıncı P_2 bilinir. İzentropik koşulla $s_{2s} = s_1$ tanımlanır ve

$$T_{2s} = T(P_2, s_1), \quad h_{2s} = h(P_2, s_1), \quad (3.19)$$

hesaplanır. Bu, kademenin kuramsal sınırır.

- Gerçek çıkış (2):

Kompresör izentropik verimi $\eta_{komp} = 0,8$ için,

$$h_2 = h_1 + \frac{h_{2s} - h_1}{\eta_{komp}}, \quad T_2 = T(P_2, h_2), \quad s_2 = s(T_2, P_2) \quad (3.20)$$

hesaplanır.

- Kompresör entropi üretimi:

Adyabatik ve kararlı akış kabulüyle, i'nci kademenin entropi üretimi

$$\dot{S}_{gen,komp,i} = \dot{m}[s_2(1, i) - s_1(1, i)] \quad (3.21)$$

- Ara soğutucu (2→3):

Basınç düşümü ihmal edilir; akışkan aynı basınçta $T_3 = T_{atm}$ seviyesine soğutulur.

$$\dot{S}_{gen,arasoğ,i} = \dot{m}[s_3(1, i) - s_2(1, i)] + \frac{\dot{Q}}{T_{atm}} \quad (3.22)$$

$$\dot{S}_{gen,arasoğ,i} = \dot{m}[s_3(1, i) - s_2(1, i)] + \dot{m} \frac{[h_2(1, i) - h_3(1, i)]}{T_{atm}} \quad (3.23)$$

Kademesel değerler toplanarak toplam kompresör ve toplam ara soğutucu entropi üretimleri elde edilir:

$$\dot{S}_{gen_COMP_total} = \sum_i \dot{S}_{gen,komp,i}, \quad \dot{S}_{gen_IC_total} = \sum_i \dot{S}_{gen,arasoğ,i} \quad (3.24)$$

Bu büyüklükler, ısı değıştirci ve JT vanası katkılarıyla birlikte $\dot{S}_{gen_total}$ içine dahil edilir ve Kısım 3.2.6.'da tanımlanan FOM hesabında kullanılır.

3.2.6. Amaç Fonksiyonu FOM Hesabı ve Optimizasyonu

Bu çalışmada çevrimin performansı FOM ile nicelendirilmektedir. FOM, hidrojenin $T_0 = 300K$ ve $P_0 = 0.101 MPa$ koşullarındaki başlangıç durumundan $T_f \cong 20.36K$ doymuş sıvı durumuna tersinir dönüşüm için gereken teorik minimum iş

$$w_{min} = (((hf - h_0)) - t_{atm} * ((sf - s_0))); \quad (3.25)$$

ile gerçek çevrim işi w_c oranı olarak tanımlanır. Buradan FOM:

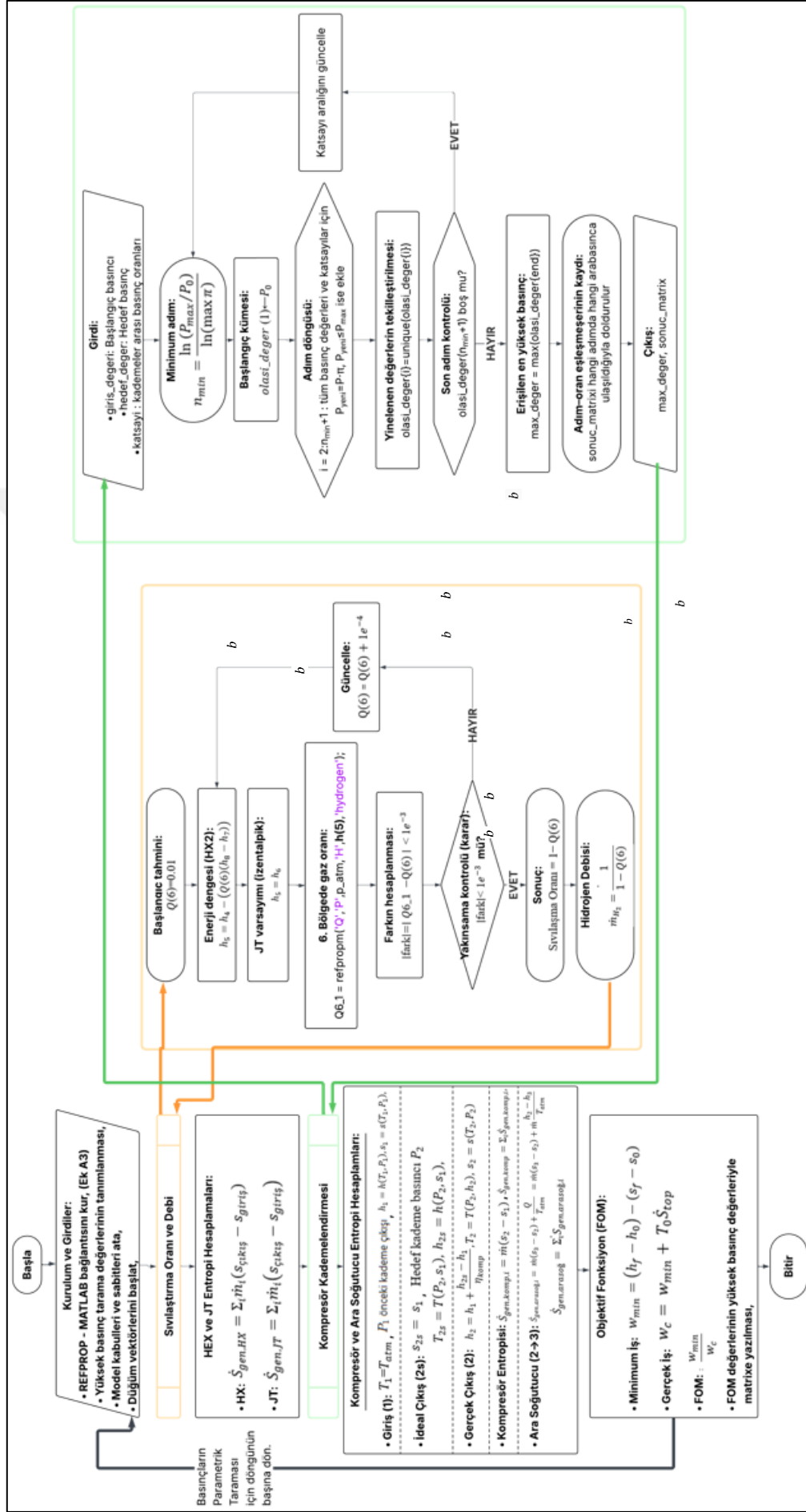
$$FOM = w_{min}/w_c \quad (3.26)$$

Termodinamik özellikler h ve s , REFPROP veri tabanından elde edilmiştir. Gerçek çevrim işi, bileşenlerdeki tersinmezlikleri içerecek biçimde,

$$w_c = (w_{min} + (t_{atm} * S_{gen_total})); \quad (3.27)$$

olarak yazılır; burada $\dot{S}_{gen_total}$, ısı değıştirciler, JT vanaları, kompresör kademeleri ve ara soğutuculardan geçen akışkanların entropi üretimi katkılarının toplamıdır.

Optimizasyon, basınç düzeyleri ve kademelendirme üzerinde parametrik tarama ile yürütülmüştür. Önce hidrojen ve ön soğutucu akımları için hedef çıkış basınçları aralıkları belirlenmiş; ardından “for” döngüsü ile tüm kombinasyondaki basınç aralıklarında FOM değerleri hesaplatılmıştır. Örneğin, bir ön soğutmalı sıvılaşırma çevriminde hidrojen çevrimi 6–18 MPa ve azot çevriminde ise 20–40 MPa aralığında tüm kombinasyonlar taranmıştır. En yüksek FOM’a sahip basınç hedefleri ve oran dizileri “en uygun” konfigürasyon olarak raporlanmış; ilgili değerler Ek A’daki *cevrim.m* ve *kompresor_kademelendirmesi.m* kodları ile yeniden üretilebilir biçimde sunulmuştur.



Şekil 3.4: Sıvılaştırma çevriminin modelleme ve optimizasyon süreci için bütünleşik algoritma akış şeması.

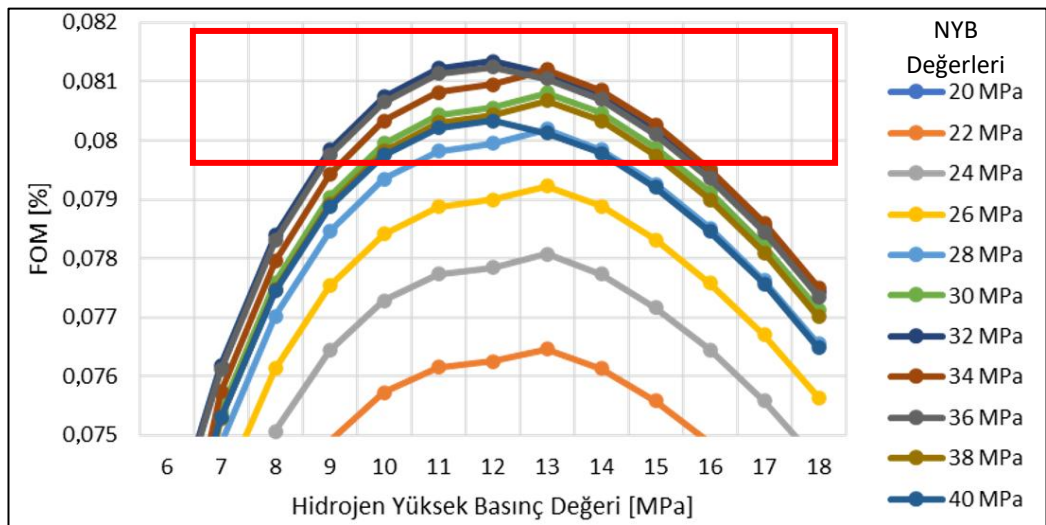
3.3. Doğrulama Çalışması Yapılan Çevrimler ve Sonuçları

Bu tez çalışmasında gerçekleştirilen doğrulama işlemleri, tek ön soğutmalı ve çift ön soğutmalı sıvılaştırma çevrimlerine odaklanmıştır. Tek ön soğutmalı çevrim için azot, çift ön soğutmalı çevrim için ise hem azot hem de etilen kullanılarak doğrulama yapılmıştır. Bu doğrulama çalışmaları, önerilen çevrimlerin performansını Chang ve Park [12] tarafından raporlanan sonuçlar ile karşılaştırıp değerlendirmek amacıyla gerçekleştirilmiştir.

Her iki çevrim için gerçekleştirilen çalışmalar modellemeyi doğrulama için bir temel oluşturmaktadır.

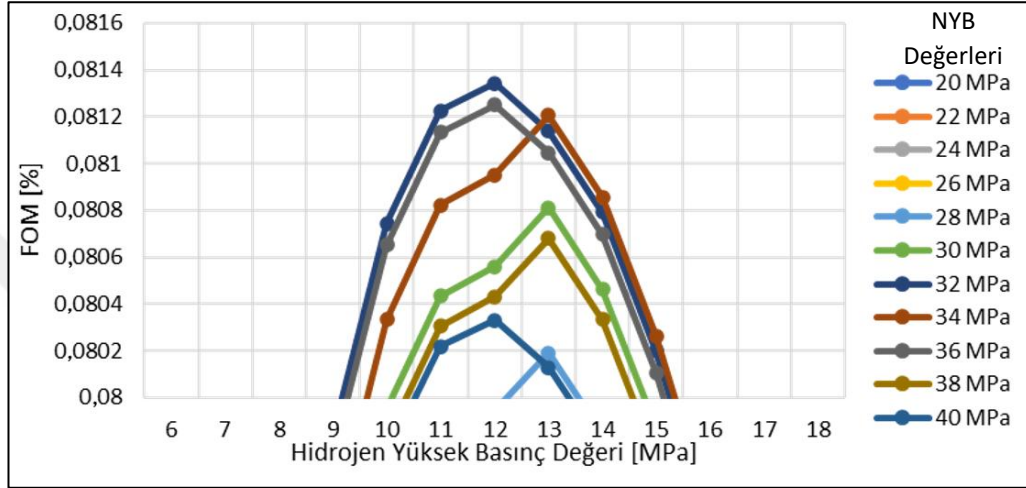
3.3.1. $N_2 - H_2$ Doğrulama Çevrim Sonuçları

Bu çalışmada, tek ön soğutmalı $N_2 - H_2$ çevriminin doğrulama çalışması gerçekleştirilmiş ve sonuçlar incelenmiştir. Çalışmanın temel amacı, hidrojen sıvılaştırma çevriminin performansını ifade eden FOM büyüklüğünü literatür çalışmasıyla doğrulamaktır. Bu doğrultuda, hidrojen yüksek basıncı (HYB) 6–18 MPa, azot yüksek basıncı (NYB) ise 20–40 MPa aralığında ele alınarak değerlendirmeler yapılmıştır. Bu bölümde ve tezin ilerleyen kısımlarında kullanılan “yüksek basınç” (YB) ifadesi, ilgili akışkanların çevrimdeki kompresörler aracılığıyla ulaştırıldığı maksimum basınç seviyelerini ifade etmektedir.

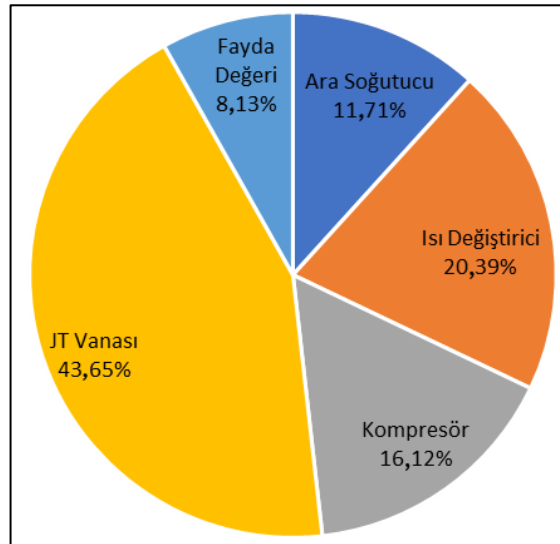


Şekil 3.5: N_2-H_2 çevrimi- genel basınç optimizasyonu.

NYB'nin 20–40 MPa aralığında değişen çeşitli değerleri için, HYB 6–18 MPa aralığında tutulduğunda hesaplanan FOM değerleri **Şekil 3.5**'te sunulmuştur. FOM değerinin maksimuma ulaştığı bölgeye ilişkin ayrıntılar ise **Şekil 3.6**'te verilmiştir. Yapılan analizler sonucunda, çevrim için optimum çalışma koşulları 12 MPa HYB ve 32 MPa NYB olarak belirlenmiştir. Bu koşullar altında çevrimin en yüksek FOM değeri %8,13 olarak hesaplanmıştır.



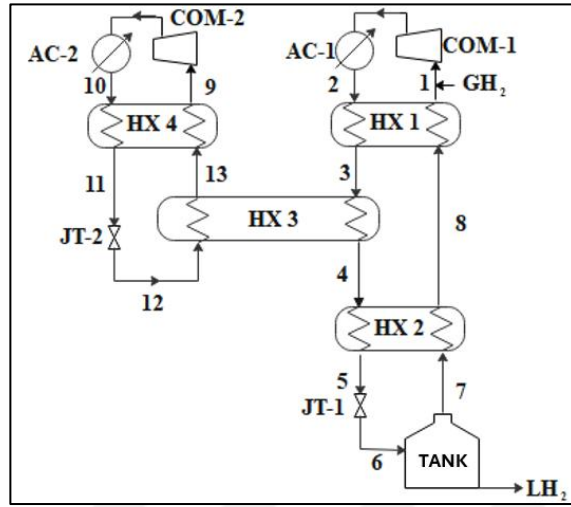
Şekil 3.6: N_2-H_2 çevrimi- detaylı basınç optimizasyonu (Şekil 3.5'teki kırmızı bölge).



Şekil 3.7: N_2-H_2 çevriminin optimum fom koşulunda komponent bazında ekserji kayıpları ve çevrimin toplam FOM'u.

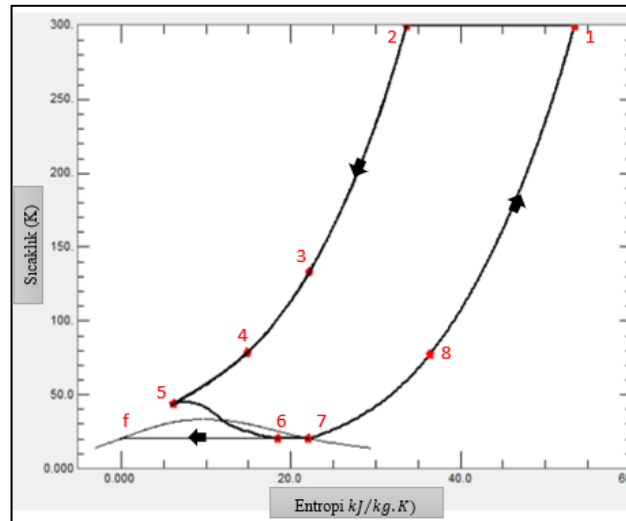
Şekil 3.7'de, çevrim bileşenleri bazında ekserji kayıpları ve FOM pasta grafik olarak sunulmuştur. Bu dağılım, çevrimdeki en yüksek ekserji kayıplarının JT vanasında

gerçekleştiğini göstermektedir. Dolayısıyla, JT vanasına giren gazın daha düşük sıcaklıklarda olması, bu kayıpların azaltılması açısından kritik öneme sahiptir.

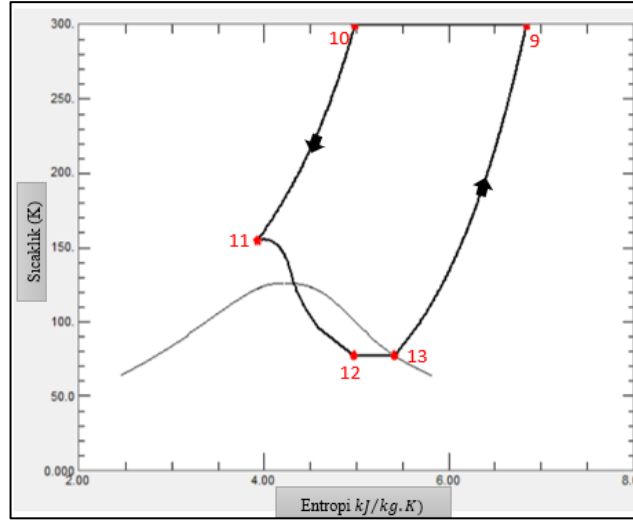


Şekil 3.8: Tek ön soğutmalı kaskad JT çevrim.

Şekil 3.8’de gösterilen kaskad çevrimin, en yüksek FOM değerinin elde edildiği yüksek basınç koşullarında $T - s$ diyagramları Şekil 3.9 ve Şekil 3.10 ile gösterilmiştir. Ayrıca akışkanın Şekil 3.8’de tanımlanan noktalarda sıcaklık, basınç, gaz yüzdesi (GY) ve kütleli debi değerleri Tablo 3.1’de sunulmuştur.



Şekil 3.9: Tek ön soğutmalı kaskad JT çevriminin $T-s$ diyagramı: hidrojen.



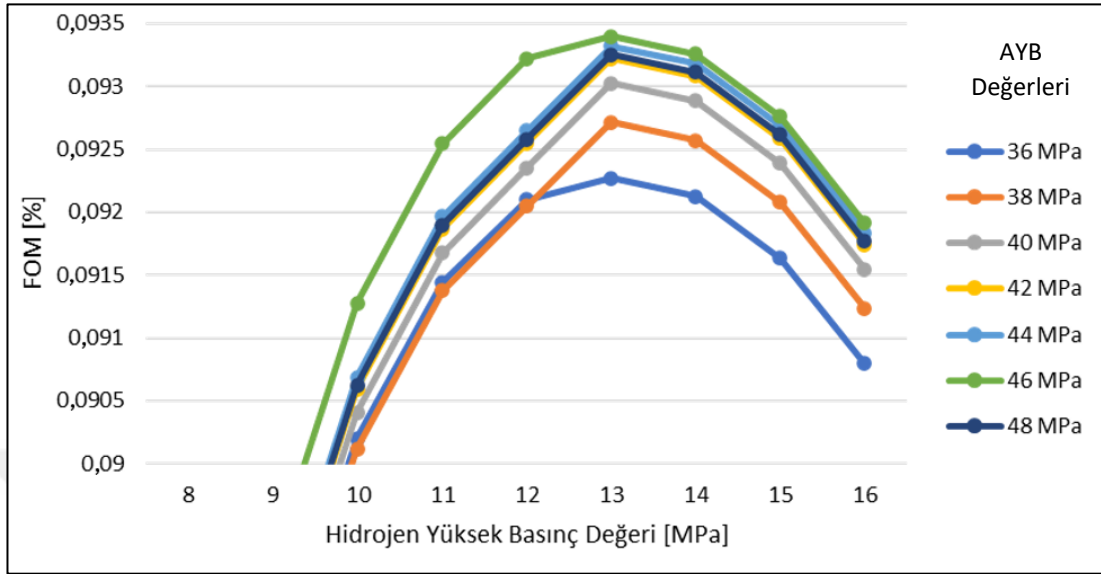
Şekil 3.10: Tek ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: azot.

Tablo 3.1: Optimum FOM değerinin elde edildiği yüksek basınç koşullarında çalışan tek ön soğutuculu N_2-H_2 çevriminde akışkanların çeşitli noktalardaki sıcaklık, basınç, gaz yüzdesi ve kütleli debi değerleri.

Çevrim	Nokta	T(K)	P(MPa)	GY (%)	Debi (kg/s)
Hidrojen	1	295,57	0,101	100%	6,17
	2	300	12	100%	
	3	133,17	12	100%	
	4	78,48	12	100%	
	5	43,85	12	100%	
	6	20,36	0,101	84%	5,17
	7	20,36	0,101	100%	
	8	77,33	0,101	100%	
	f	20,36	0,101	0%	1
Azot	9	295,57	0,101	100%	135,67
	10	300	32	100%	
	11	149,3	32	100%	
	12	77,24	0,101	83%	
	13	77,24	0,101	100%	

Aynı çevrim, bu kez soğutucu akışkan olarak azot yerine argon kullanılarak analiz edilmiştir. AYB'nin (Argon Yüksek Basıncı) 36–48 MPa aralığında değişen çeşitli değerleri için, HYB 9–16 MPa aralığında tutulduğunda hesaplanan FOM değerleri Şekil 3-11'de sunulmuştur. Bu kapsamda, çevrimin optimum çalışma koşullarında yüksek basınç parametreleri sırasıyla HYB için 13 MPa, AYB için ise 46 MPa olarak belirlenmiştir. Belirlenen bu optimum yüksek basınç değerlerinde elde edilen maksimum FOM değeri %9,34 olarak hesaplanmıştır. **Tablo 3.2'**de, soğutucu akışkan

olarak azot ve argon kullanılması durumunda elde edilen optimum çevrim parametreleri karşılaştırmalı olarak sunulmaktadır.



Şekil 3.11: Ar – H₂ çevrimi- genel basınç optimizasyonu.

Tablo 3.2: Tek ön soğutuculu çevrimde soğutucuya bağlı optimum parametreler.

Çevrimler	FOM (%)	HYB (MPa)	Soğ. YB (MPa)	H ₂ Debi (kg/s)	Soğ. Debi (kg/s)
N ₂ – H ₂	%8,13	12	32	6,17	135,67
Ar – H ₂	%9,34	13	46	8,45	106,23

Argonun atmosfer basıncındaki kaynama noktası 87,3 K, azotun ise 77,24 K'dir. Ortam sıcaklığının 300 K olarak kabul edildiği koşullarda gerçekleştirilen iki çevrimin karşılaştırmalı değerlendirmesi sonucunda, argonun kullanıldığı çevrimde daha düşük soğutucu debisiyle daha yüksek bir FOM değerine ulaşıldığı gözlemlenmiştir. Bununla birlikte, basınç değerleri açısından yapılan incelemelerde, azotun daha düşük basınç seviyelerinde optimum performans sağladığı belirlenmiştir.

3.3.2. C₂ – N₂ – H₂ Doğrulama Çevrimi Sonuçları

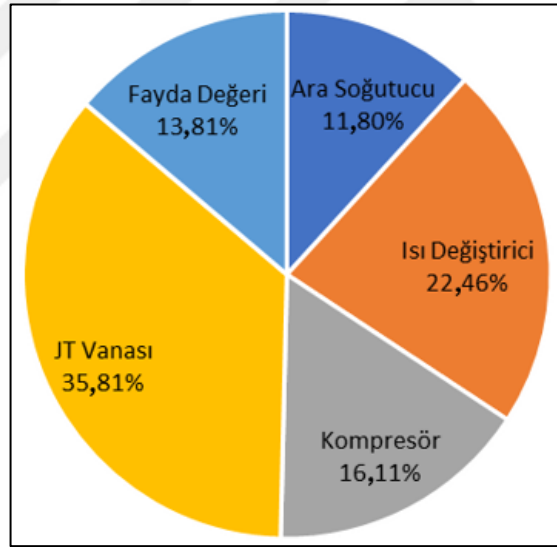
Bu çalışmada, çift ön soğutmalı C₂ – N₂ – H₂ çevriminin optimizasyonu gerçekleştirilmiştir. Optimizasyon kapsamında elde edilen sonuçlar, üç farklı basınç parametresi dikkate alınarak analiz edilmiştir: HYB, NYB ve etilen yüksek basıncı

(EYB). Çalışmanın temel amacı, hidrojen sıvılaştırma çevriminin performansını ifade eden FOM büyüklüğünü literatür çalışmasıyla doğrulamaktır.

Optimizasyon çalışması kapsamında değerlendirilen yüksek basınç aralıkları HYB: 8-14 MPa aralığında, NYB: 14-26 MPa aralığında, EYB: 12-27 MPa aralığında seçilmiştir. İlk etapta geniş basınç adımlarıyla hesaplamalar yapılmış, ardından en yüksek FOM değerlerinin elde edildiği basınç aralıklarında daha küçük adımlarla detaylı analizler gerçekleştirilmiştir.

Yapılan analizler sonucunda en yüksek FOM değerine sahip basınç kombinasyonu aşağıdaki şekilde belirlenmiştir:

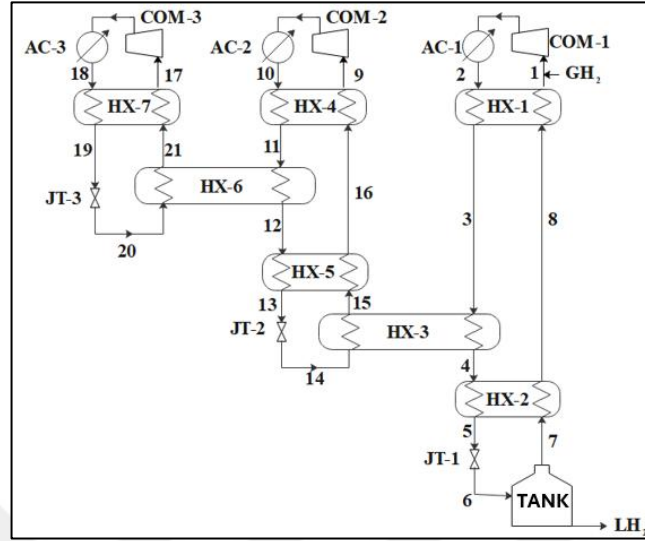
- HYB: 12 MPa
- NYB: 21 MPa
- EYB: 15 MPa



Şekil 3.12: $C_2-N_2-H_2$ çevriminde, optimum FOM koşulunda komponent bazında ekserji kayıpları ve çevrimin toplam FOM'u.

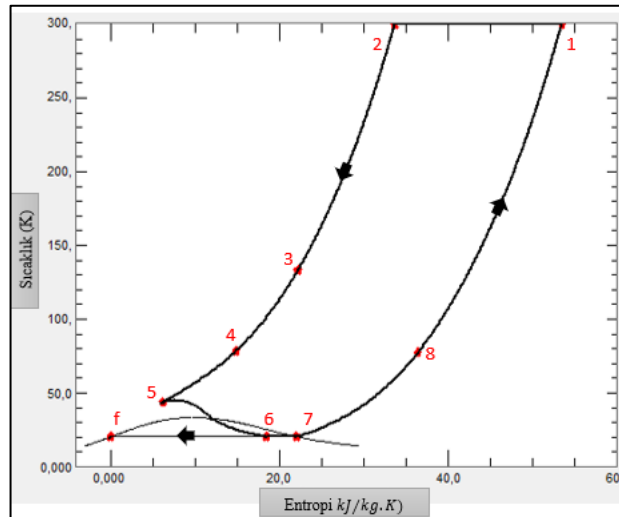
Bu çalışma kapsamında elde edilen FOM değeri, %13,81 olarak hesaplanmıştır. Çevrim bileşenlerine ilişkin ekserji kayıpları ve çevrimin toplam FOM değeri **Şekil 3.12**'de sunulmaktadır. Grafik incelendiğinde, önceki çevrime göre JT vanasında meydana gelen ekserji kayıplarının oranı azalmış (%43,65 → %35,81), böylece FOM artmıştır (%8,13 → %13,81). Bu durum, ön soğutma eklenmesinin karmaşıklığı arttırmasına karşılık kaskad çevrimin FOM değerinde iyileşme sağladığını göstermektedir. Ayrıca, ısı değiştiricilerdeki kayıplar bir miktar artmış olup, bu durum

kriyojenik bölgedeki ısı transfer yükünün artmasına bağlanabilir. Kompresör ve ara soğutucu bileşenlerindeki kayıplar ise neredeyse sabit kalmıştır.

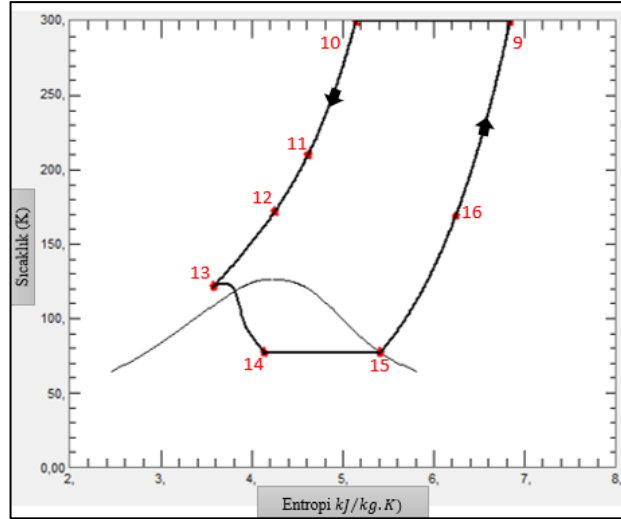


Şekil 3.13: Çift ön soğutmalı kaskad çevrim.

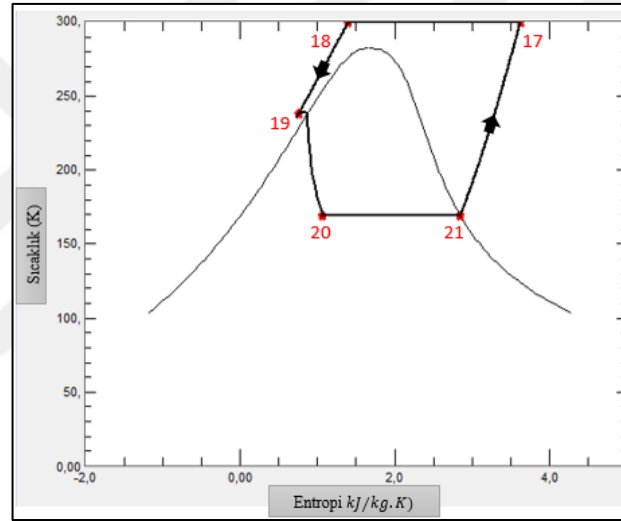
Şekil 3.13'te gösterilen kaskad çevrimin, en yüksek FOM değerinin elde edildiği yüksek basınç koşullarında $T - s$ diyagramları Şekil 3.14, Şekil 3.15 ve Şekil 3.16 ile gösterilmiştir. Ayrıca akışkanın Şekil 3.13'te tanımlanan noktalarda sıcaklık, basınç, gaz yüzdesi (GY) ve kütleli debi değerleri **Tablo 3.3**'te sunulmuştur.



Şekil 3.14: Çift ön soğutmalı kaskad JT çevriminin $T-s$ diyagramı: hidrojen.



Şekil 3.15: Çift ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: azot.



Şekil 3.16: Çift ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: etilen.

Tablo 3.3: Optimum FOM değerinin elde edildiği yüksek basınç koşullarında çalışan çift ön soğutucu $C_2-N_2-H_2$ çevriminde, akışkanların çeşitli noktalardaki sıcaklık, basınç, gaz yüzdesi ve kütleli debi değerleri.

Çevrim	Nokta	T(K)	P(MPa)	GY (%)	Debi (kg/s)
Hidrojen	1	295,57	0,101	100%	6,17
	2	300	12	100%	
	3	133,17	12	100%	
	4	78,48	12	100%	
	5	43,85	12	100%	
	6	20,36	0,101	84%	5,17
	7	20,36	0,101	100%	

Tablo 3.3: Devamı.

Hidrojen	8	77,33	0,101	100%	5,17
(Devam)	f	20,36	0,101	0%	1
Azot	9	295,57	0,101	100%	47,24
	10	300	21	100%	
	11	210,28	21	100%	
	12	171,86	21	100%	
	13	121,82	21	100%	
	14	77,32	0,101	50%	
	15	77,32	0,101	100%	
	16	169,32	0,101	100%	
	17	295,57	0,101	100%	
Etilen	18	300	15	100%	11,01
	19	237,97	15	100%	
	20	169,32	0,101	37%	
	21	169,32	0,101	100%	

3.3.3. Doğrulama Sonuçlarının Değerlendirilmesi ve Karşılaştırılması

Doğrulama çalışmalarında hesaplanan ve literatürde yer alan FOM değerleri **Tablo 3.4**'te karşılaştırılmıştır.

Tablo 3.4: Doğrulama çalışmalarında hesaplanan ve literatürde yer alan FOM değerleri ve yüzdesel farkları.

Kaskad Hidrojen Sıvılaştırma Çevrimi	Referans FOM Değeri [12]	Hesaplanan FOM Değeri	Yüzde Fark (%)
Tek Ön Soğutmalı Çevrim ($N_2 - H_2$)	%8,1	%8,13	%0,36
Çift Ön Soğutmalı Çevrim ($C_2 - N_2 - H_2$)	%13,7	%13,81	%0,79

Chang ve Park'ın [12] tek ön soğutmalı $N_2 - H_2$ çevrimi için rapor ettiği FOM değeri %8,10 olup, bu çalışmada hesaplanan değer %8,13'tür. İki sonuç arasında yalnızca %0,36'lık bir fark bulunmakta olup, bu farkın kullanılan simülasyon yazılımları ile yapılan termodinamik ve sayısal kabullerden kaynaklandığı düşünülmektedir. Bununla birlikte, sonuçların genel olarak yüksek düzeyde uyum sağladığı ve doğrulama çalışmasının başarılı bir şekilde gerçekleştirildiği görülmektedir.

Chang ve Park'ın [12] çift ön soğutmalı $N_2 - C_2 - H_2$ çevrimi için elde ettiği %13,70'lik FOM değerine karşılık, bu çalışmada hesaplanan FOM değeri %13,81'dir.

İki sonuç arasındaki %0,79'luk farkın, optimizasyon sürecinde uygulanan basınç kombinasyonları ve parametrelerin daha hassas bir şekilde belirlenmiş olmasından kaynaklandığı değerlendirilmektedir. Doğrulama sürecinde bu seviyedeki farkın kabul edilebilir sınırlar içerisinde olduğu kanaatine varılmıştır.

Gerçekleştirilen doğrulama çalışmasında %1'in altında kalan bu tür yüzdesel farklar, geliştirilen simülasyon modelinin doğruluğunu ve güvenilirliğini göstermektedir. Ortaya çıkan farklar, kullanılan MATLAB ve REFPROP yazılımlarının hesaplama hassasiyetinden ve modelleme sırasında yapılan kabullerden kaynaklanmaktadır.

Elde edilen sonuçların literatürdeki çalışmalarla uyumlu olması, hidrojen sıvılaştırma çevriminin termodinamik modellemesinin güvenilirliğini ve önerilen yöntemin doğruluğunu ortaya koymaktadır. Bu uyum, modelin farklı basınç ve sıcaklık koşullarında güvenilir çıktılar üretebildiğini ve gerçekleştirilen optimizasyon sürecinin geçerliliğini desteklemektedir.

Sonuç olarak, doğrulama çalışmaları kapsamında elde edilen bulgular, gelecekte yapılacak iyileştirme ve daha gelişmiş optimizasyon çalışmalarına sağlam bir temel oluşturmakta; aynı zamanda hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinin daha verimli hale getirilmesi ve uygulamaya yönelik tasarımların güvenilirliğinin artırılması açısından önemli bir katkı sunmaktadır.

4. ÖNERİLEN ÇEVİRİMLER

Bu bölümde, hidrojen sıvılaştırma süreçlerinin FOM'unu artırmak ve mevcut çevrim yapılarıyla ulaşılabilecek noktaları görmek amacıyla bu tez çalışmasında önerilen iki kaskad çevrime yer verilmiştir. İlk aşamada, dört ön soğutmalı bir hidrojen sıvılaştırma çevriminin tasarımı ve optimizasyonu gerçekleştirilmiş; ikinci aşamada ise iki ön soğutmalı ve çok basınç kademeli bir hidrojen sıvılaştırma çevrimi analiz edilmiştir. Her iki önerilen çevrim, doğrulama çevrimlerinden elde edilen veriler ve optimizasyon bulguları doğrultusunda yapılandırılmış olup, hidrojen sıvılaştırma süreçlerinin FOM değerinin iyileştirilmesi amaçlanmıştır.

Birinci önerilen konfigürasyonda, dört kademeli ön soğutmalı bir mimari geliştirilmiş; kademeler, kullanılan soğutucu akışkanların normal kaynama noktaları ve beklenen ısı verimlilikleri esas alınarak seçilmiştir. Tasarımın hedefi, literatürde ve endüstride yaygın örnekleri bulunan LNG sıvılaştırma çevrimlerinin ilkelerini hidrojen sıvılaştırma süreçlerine uyarlayarak kaskad yapı içinde yüksek performans elde etmektir.

İkinci önerilen çalışmada ise, atmosfer altı basınç koşullarında çalışan ve çoklu genişleme döngülerini içeren bir kaskad çevrim incelenmiştir. Bu yapı, tek soğutucu akışkan ile işletilen kaskad çevrimlerin performans sınırlarını ve uygulanabilirlik aralıklarını ortaya koymak amacıyla tasarlanmış ve analiz edilmiştir.

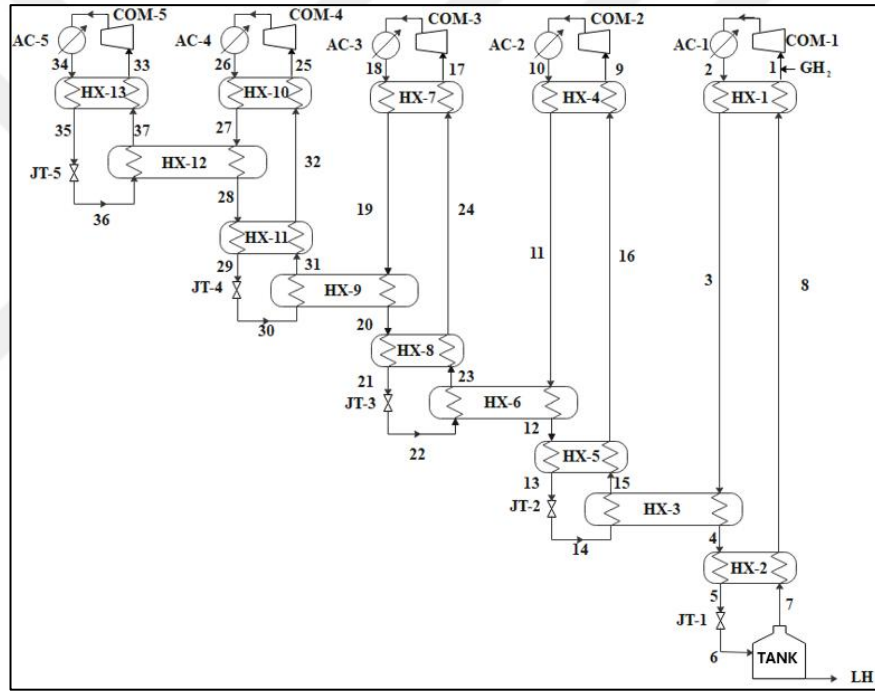
Her iki önerilen çevrim, doğrulama analizlerinden elde edilen sonuçlarla desteklenmiş olup, yapılan optimizasyon çalışmaları kapsamında performans parametreleri ayrıntılı biçimde değerlendirilmiştir. Böylece, hidrojen sıvılaştırma teknolojilerinin daha verimli, düşük maliyetli ve çevresel açıdan sürdürülebilir biçimde uygulanmasına yönelik önemli katkılar sağlanmıştır.

4.1. Dört Ön Soğutmalı Kaskad Hidrojen Sıvılaştırma Çevrimi (1. Önerilen Çevrim)

Dört ön soğutmalı sıvılaştırma çevrimi, mevcut hidrojen sıvılaştırma yöntemlerinin verimliliğini artırmak ve termodinamik performansını iyileştirmek amacıyla tasarlanmış ve optimize edilmiştir. Bu çevrim, farklı soğutucu akışkanların sıralı biçimde kullanıldığı bir kaskad yapı temelinde oluşturulmuş olup, LNG sıvılaştırma

süreçlerinde yaygın olarak tercih edilen metan, etilen ve propan gibi akışkanların, hidrojen sıvılaştırmasında da benzer faydalar sağlayabileceği varsayımına dayanmaktadır. Tasarım sürecinde, çevrim içindeki ekserji kayıplarını minimize etmeye yönelik stratejiler benimsenerek hidrojenin termodinamik davranışı optimize edilmiştir.

Çevrim, soğutucu akışkanların normal kaynama noktalarına göre sıralanarak oluşturulmuş dört kademeli bir ön soğutma döngüsünü içermektedir. Bu bağlamda; metan, etilen, propan ve azot sırasıyla kullanılmış, her bir akışkanın çevrim içerisindeki görev dağılımı ve etkileşimleri optimize edilerek toplam enerji tüketiminin azaltılması ve çevrim verimliliğinin artırılması hedeflenmiştir.

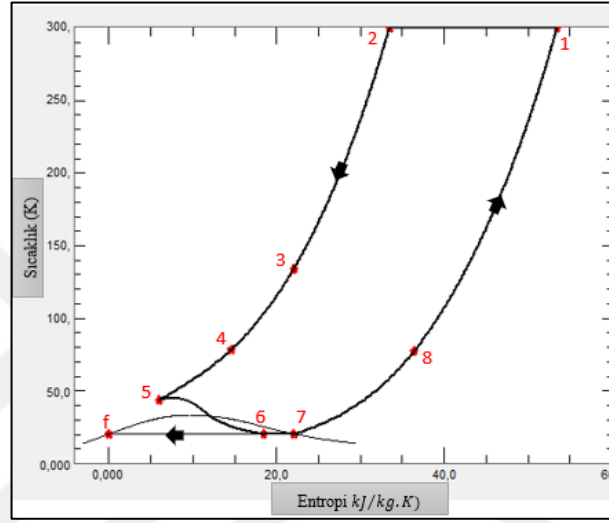


Şekil 4.1: Dört ön soğutmalı kaskad çevrim diyagramı.

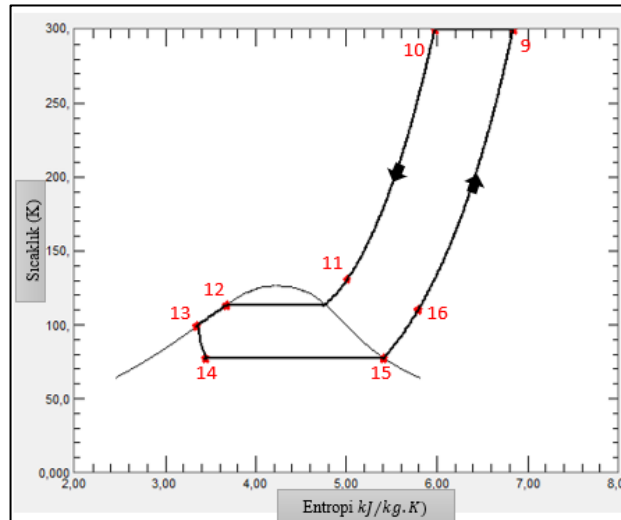
Gerçekleştirilen optimizasyon çalışmaları, düşük basınç seviyelerinde daha etkin sonuçlar elde edilmesini sağlamıştır. Özellikle JT vanaları ve ısı değiştiricilerindeki ekserji kayıplarının azaltılması, çevrimin genel performansını olumlu yönde etkilemiştir. Elde edilen bu tasarım, enerji tüketiminin azaltılmasının yanı sıra çevrimin daha kararlı bir şekilde çalışmasına da katkı sağlamıştır.

Yapılan analizler, dört ön soğutmalı çevrimin, doğrulama aşamasında incelenen çevrimlerle karşılaştırıldığında kayda değer bir performans artışı sağladığını

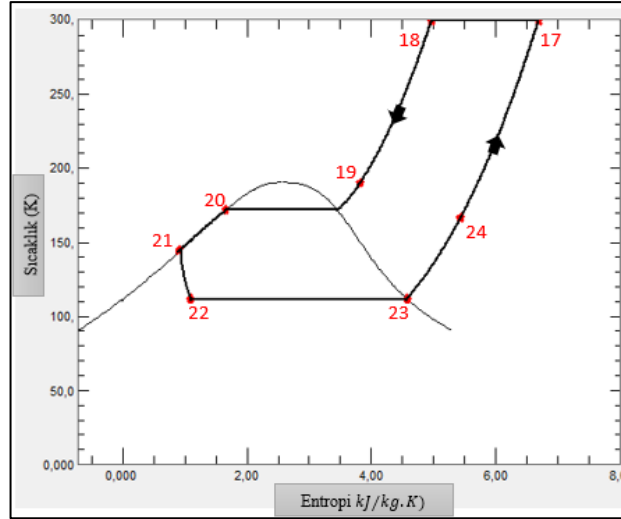
göstermektedir. Optimizasyon sonuçlarına göre, bu çevrimde elde edilen FOM değeri %16,12 olarak hesaplanmıştır. Bu değer, önceki çevrimlerle kıyaslandığında önemli bir iyileşmeye işaret etmektedir. **Şekil 4.1**'de gösterilen kaskad çevrimin, en yüksek FOM değerinin elde edildiği yüksek basınç koşullarında $T - s$ diyagramları **Şekil 4.2**, **Şekil 4.3**, **Şekil 4.4**, **Şekil 4.5** ve **Şekil 4.6** ile gösterilmiştir. Ayrıca akışkanın **Şekil 4.1**'de tanımlanan noktalarda sıcaklık, basınç, gaz yüzdesi (GY) ve kütleli debi değerleri **Tablo 4.1**'de sunulmuştur.



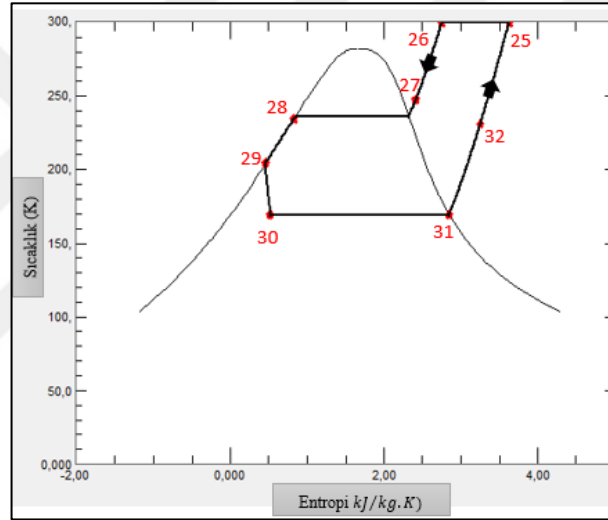
Şekil 4.2: Dört ön soğutmalı kaskad JT çevriminin $T-s$ diyagramı: hidrojen.



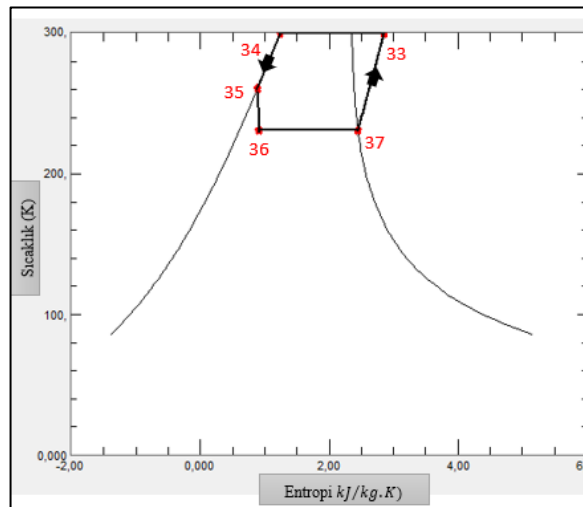
Şekil 4.3: Dört ön soğutmalı kaskad JT çevriminin $T-s$ diyagramı: azot.



Şekil 4.4: Dört ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: metan.



Şekil 4.5: Dört ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: etilen.



Şekil 4.6: Dört ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: propan.

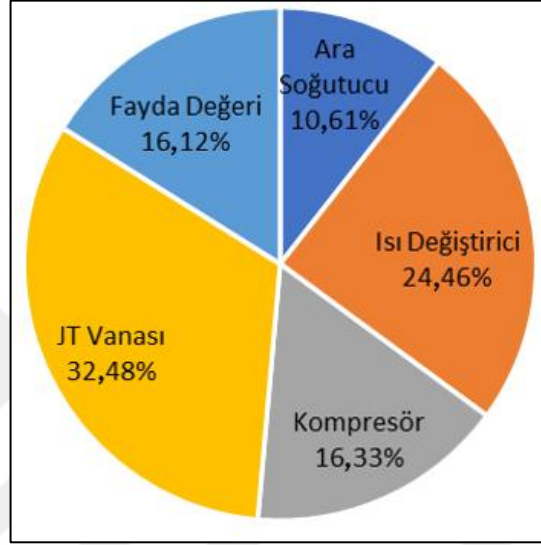
Bu çalışmada verilen T-s diyagramlarında, kompresör ve ara soğutucu bölgeleri görsel karmaşayı önlemek amacıyla basitleştirilmiş ve çoğunlukla düz çizgi olarak kabul edilmiştir. **Şekil 4.6**'da ilk bakışta kompresöre ıslak akışkan girişi varmış gibi görünse de, gerçekte akışkan ara soğutucu çıkışında bu sıcaklıklara ulaşmaktadır. Bu nedenle diyagramlar, ayrıntılı termodinamik hesapların tümünü birebir yansıtmak yerine, sürecin genel eğilimini ve akışın temel yönünü ortaya koymak amacıyla sunulmuştur.

Tablo 4.1: Optimum FOM değerinin elde edildiği yüksek basınç koşullarında çalışan dört ön soğutuculu $C_1-C_2-C_3-N_2-H_2$ çevriminde akışkanların çeşitli noktalardaki sıcaklık, basınç, gaz yüzdesi ve kütleli debi değerleri.

Çevrim	Nokta	T(K)	P(MPa)	GY (%)	Debi (kg/s)
Hidrojen	1	295,57	0,101	100%	6,09
	2	300	12,6	100%	
	3	133,88	12,6	100%	
	4	78,48	12,6	100%	
	5	43,52	12,6	100%	
	6	20,36	0,101	83,8%	
	7	20,36	0,101	100%	5,09
	8	77,33	0,101	100%	
	f	20,36	0,101	0%	1
Azot	9	295,57	0,101	100%	30,73
	10	300	1,8	100%	
	11	130,54	1,8	100%	
	12	113,3	1,8	0%	
	13	99,22	1,8	0%	
	14	77,32	0,101	23,62%	
	15	77,32	0,101	100%	
	16	109,98	0,101	100%	
Metan	17	295,57	0,101	100%	12,08
	18	300	2,5	100%	
	19	190,24	2,5	100%	
	20	171,86	2,5	0%	
	21	144,66	2,5	0%	
	22	111,62	0,101	23,89%	
	23	111,62	0,101	100%	
	24	166,82	0,101	100%	
Etilen	25	295,57	0,101	100%	11,48
	26	300	1,6	100%	
	27	247,52	1,6	100%	
	28	234,45	1,6	0%	
	29	204,5	1,6	0%	
	30	169,32	0,101	18,24%	

Tablo 4.1: Devamı.

Etilen	31	169,32	0,101	100%	11,48
	32	230,98	0,101	100%	
Propan	33	295,57	0,101	100%	12,14
	34	300	1	0%	
	35	260,8	1	0%	
	36	230,98	0,101	16,46%	
	37	230,98	0,101	100%	

**Şekil 4.7:** 1. Önerilen çevrim için optimum FOM koşulunda komponent bazında ekserji kayıpları ve çevrimin toplam FOM'u.

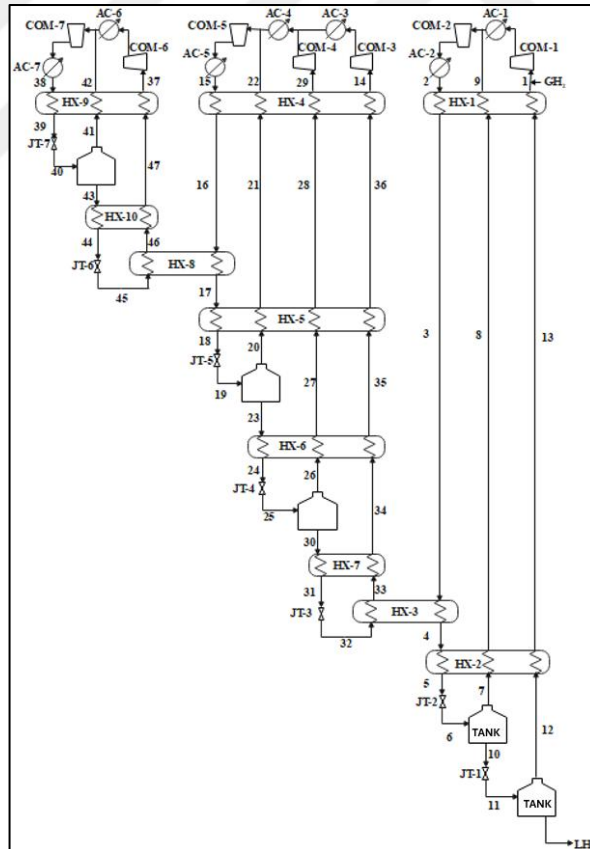
Şekil 4.7'de, 1. Önerilen Çevrim kapsamında optimum FOM koşullarında elde edilen ekserji kayıpları dağılımı sunulmuştur. Bu senaryoda, kaskad çevrimin genel verimliliğini temsil eden FOM %16,12 olarak gerçekleşmiştir. JT vanalarında %32,48 ile toplam ekserji kaybının en büyük kısmı oluşurken, ısı değiştiriciler %24,46, kompresörler ise %16,33 oranında ekserji kaybına neden olmuştur. En düşük ekserji kayıpları ise %10,61 oranıyla ara soğutucularda gözlenmiştir. Bu dağılım, JT vanası giriş sıcaklıklarının belirli ölçüde azaltılabildiğini ve böylece önceki çevrimlere kıyasla kayıpların dengelenebildiğini göstermektedir.

Sonuç olarak, bu tez çalışmasında geliştirilen dört ön soğutmalı kaskad hidrojen sıvılaştırma çevrimi, çevrim verimliliğini kayda değer ölçüde arttırarak hidrojenin daha düşük özgül enerji tüketimi ile sıvılaştırılmasına olanak tanımaktadır. Tasarımı ve optimizasyonu başarıyla gerçekleştirilen bu kaskad çevrim, ileri seviyede hidrojen sıvılaştırma teknolojilerinin geliştirilmesine yönelik önemli bir katkı sağlamakta,

sürdürülebilir büyük ölçekli hidrojen sıvılaştırma işlemi açısından hem ekonomik hem de çevresel olarak uygulanabilir bir çözüm sunmaktadır.

4.2. Çok Basınç Seviyeli İki Ön Soğutmalı Kaskad Hidrojen Sıvılaştırma Çevrimi (2. Önerilen Çevrim)

Çok basınç seviyeli iki ön soğutmalı kaskad hidrojen sıvılaştırma çevrimi, hidrojen sıvılaştırma süreçlerinde enerji verimliliğini artırmak ve ekserji kayıplarını asgari düzeye indirmek amacıyla tasarlanmış ileri düzey bir tesis mimarisi sunmaktadır. Bu çevrim, üç farklı basınç kademesinde çalışan çoklu genişletme döngülerini içermekte olup; özellikle atmosfer altı basınç seviyelerinde azot kullanımı yoluyla termodinamik performansın iyileştirilmesini hedeflemektedir. Söz konusu çevrim, önceki doğrulama çalışmaları kapsamında ele alınan çift ön soğutmalı çevrimlere kıyasla daha karmaşık bir yapı sergilemektedir.

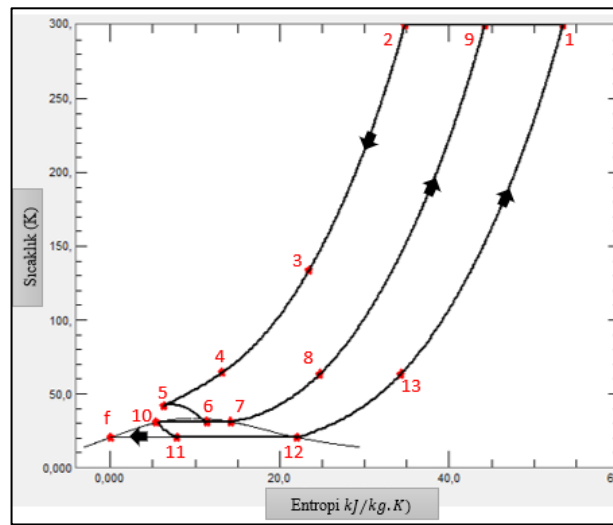


Şekil 4.8: Çok basınç seviyeli iki ön soğutmalı kaskad hidrojen sıvılaştırma çevrimi.

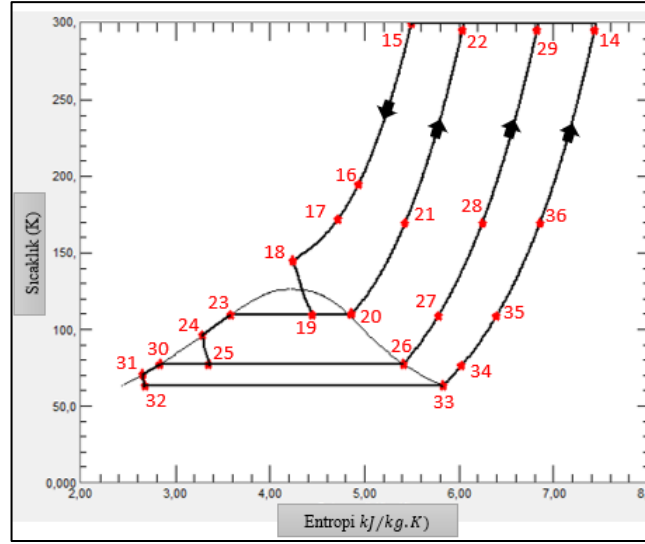
Tasarım üç ana basınç seviyesini kapsamaktadır: düşük, orta ve yüksek. İlk kademede, etilen soğutucu akışkanı çift basınç seviyeli bir yapı içerisinde kullanılmıştır. İkinci kademede ise azot, üç basınç seviyeli bir çevrimde çalıştırılmış ve son kademede atmosfer altı basınç koşullarında etkin soğutma sağlaması için özel olarak konfigüre edilmiştir. Bu yapı, özellikle normal kaynama noktası 40–60 K sıcaklık aralığında tek bileşenli soğutucu akışkan bulunmaması problemi sebebiyle geliştirilmiş ve bu sıcaklık aralığında optimum ısı verim elde edilmesi hedeflenmiştir.

İkinci kademede atmosfer altı basınç seviyelerinde azot kullanımı, yüksek verimli soğutma sağlamanın yanı sıra çevrimdeki termodinamik geçişlerin daha kararlı ve verimli gerçekleşmesine olanak tanımıştır. Bu yaklaşım, çevrimdeki toplam enerji tüketiminin azaltılması ve ısıl denge koşullarının iyileştirilmesi açısından önemli katkılar sunmuştur. Üçüncü aşamada ise hidrojen sıvılaştırma çevrimi, çift basınçlı bir yapı hâline getirilmiş ve böylece çevrimin genel performansında kayda değer bir artış sağlanmıştır.

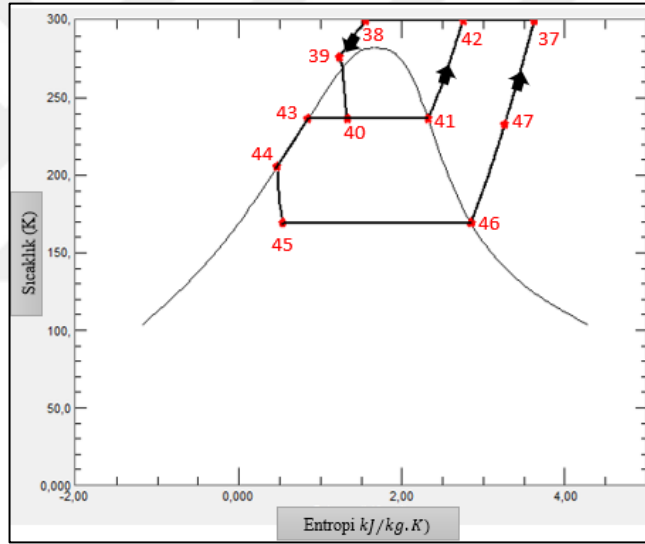
Optimizasyon çalışmaları her bir basınç seviyesi için ayrı ayrı gerçekleştirilmiş ve sistematik olarak değerlendirilmiştir. Bu çalışmalar sırasında özellikle azotun işletim basıncının 0,101 MPa altına düşürülmesi ve buna karşılık gelen ön soğutma sıcaklığının 63,151 K seviyesine yakın tutulması hedeflenmiştir. Elde edilen sonuçlar, azotun atmosfer altı soğutma kademesinde aktif olarak kullanılmasının çevrimin diğer basınç seviyelerinde de iyileştirme yapılmasına olanak tanıdığını göstermektedir.



Şekil 4.9: Çok basınç seviyeli iki ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T–s diyagramı: hidrojen.



Şekil 4.10: Çok basınç seviyeli iki ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: azot.



Şekil 4.11: Çok basınç seviyeli iki ön soğutmalı kaskad JT çevriminin T-s diyagramı: etilen.

Yapılan analiz sonuçlarına göre, bu çevrimde elde edilen FOM değeri %23,87 olarak hesaplanmıştır. **Şekil 4.8'**de gösterilen kaskad çevrimin, en yüksek FOM değerinin elde edildiği yüksek basınç koşullarında $T - s$ diyagramları **Şekil 4.9**, **Şekil 4.10** ve **Şekil 4.11** ile gösterilmiştir. Ayrıca akışkanın **Şekil 4.8'**de tanımlanan noktalarda sıcaklık, basınç, gaz yüzdesi (GY) ve kütleli debi değerleri **Tablo 4.2'**de sunulmuştur.

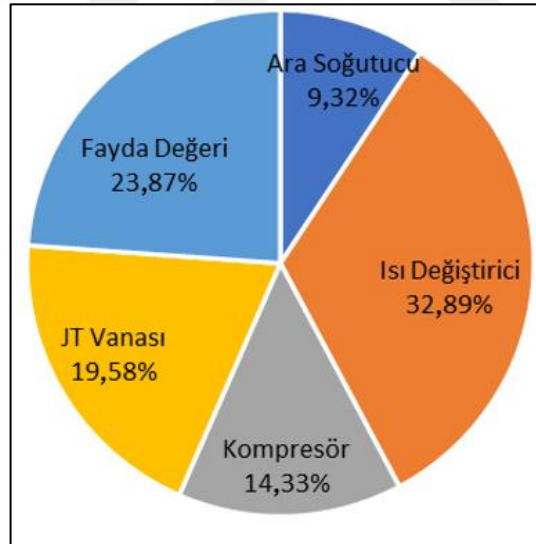
Tablo 4.2: Optimum FOM değerinde çalışan çok basınç seviyeli iki ön soğutma aşamalı $C_2 - N_2 - H_2$ çevriminde akışkanların çeşitli noktalardaki sıcaklık, basınç, gaz yüzdesi ve kütleli debi değerleri.

Çevrim	Nokta	T(K)	P(MPa)	GY (%)	Debi (kg/s)
Hidrojen	1	295,56	0,101	100%	4,588
	2	300	9,2	100%	
	3	133,42	9,2	100%	
	4	64,30	9,2	100%	13,764
	5	41,86	9,2	100%	
	6	30,93	0,95	66%	
	7	30,93	0,95	100%	
	8	63,35	0,95	100%	9,176
	9	295,57	0,95	100%	
	10	30,93	0,95	0%	4,588
	11	20,36	0,101	36%	
	12	20,36	0,101	100%	
	13	63,35	0,101	100%	3,588
	f	20,36	0,101	0%	1
Azot	14	295,56	0,013	100%	21,847
	15	300	7,9	100%	
	16	194,76	7,9	100%	
	17	171,86	7,9	100%	29,46
	18	144,96	7,9	100%	
	19	110,39	1,4	69%	
	20	110,39	1,4	100%	
	21	169,32	1,4	100%	6,007
	22	295,56	1,4	100%	
	23	110,39	1,4	0%	
	24	96,26	1,4	0%	23,453
	25	77,32	0,101	20%	
	26	77,32	0,101	100%	
	27	108,76	0,101	100%	
	28	169,32	0,101	100%	1,606
	29	295,56	0,101	100%	
	30	77,32	0,101	0%	
	31	70,66	0,101	0%	
	32	63,35	0,013	7%	
	33	63,35	0,013	100%	21,847
	34	76,18	0,013	0%	
	35	108,76	0,013	100%	
	36	169,32	0,013	100%	
Etilen	37	295,56	0,101	100%	3,038
	38	300	9	100%	
	39	276,11	9	100%	3,746
	40	236,43	1,6	33%	

Tablo 4.2: Devamı.

Çevrim	Nokta	T(K)	P(MPa)	GY (%)	Debi (kg/s)
Etilen (Devam)	41	236,43	1,6	100%	0,708
	42	295,56	1,6	100%	
	43	236,43	1,6	0%	3,038
	44	205,75	1,6	0%	
	45	169,32	0,101	19%	
	46	169,32	0,101	100%	
	47	232,93	0,101	100%	

- Önerilen Çevrim kapsamında yapılan termodinamik analizlerde, hidrojen çevriminin yüksek, ara ve düşük basınç değerleri sırasıyla 9,2 MPa, 0,95 MPa ve 0,101 MPa olarak optimize edilmiştir. Azot çevrimi için ise yüksek, ara ve düşük basınç seviyeleri sırasıyla 7,9 MPa, 1,4 MPa ve 0,013 MPa olarak belirlenmiştir. Etilen çevrimi ise 9 MPa yüksek ve 1,6 MPa düşük basınç seviyelerinde çalışacak şekilde yapılandırılmıştır. Bu parametreler altında çevrimin performans göstergesi FOM %23,87 olarak hesaplanmış ve bu değer, doğrulama çevrimlerine göre önemli bir gelişme kaydedildiğini ortaya koymuştur.



Şekil 4.12: 2. önerilen çevrim kapsamında optimum FOM koşulunda komponent bazında ekserji kayıpları ve çevrimin toplam FOM'u.

Şekil 4.12'de sunulan ekserji kayıpları dağılımı, 2. Önerilen Çevrim kapsamında elde edilen sonuçlara dayanmaktadır. Bu senaryoda FOM %23,87 ile çalışmadaki en yüksek düzeyine ulaşmıştır. Atmosfer altı basınçlı azotla soğutma çevrimi sayesinde

JT vanalarında ekserji kayıpları %19,58 seviyesine düşürülerek, tüm soğutma aşamalarının toplam ekserji kayıplarının önemli ölçüde azaltılması sayesinde kaskad hidrojen sıvılaştırma çevriminin FOM değeri önemli ölçüde arttırılmıştır. Analizler, JT vanalarında oluşan geri dönüşümsüzlüklerin azaldığını; buna karşın ısı değiştiricilerdeki ekserji kayıplarının arttığını göstermektedir. Ancak bu artış, kaskad çevrimin genel performansını olumsuz etkilememiş, aksine FOM'un artmasına katkı sağlamıştır.

Sonuç olarak, önerilen çevrim, hidrojen sıvılaştırma teknolojilerinin düşük özgül enerji tüketimi ve yüksek verimlilikle uygulanmasına yönelik önemli bir ilerleme sunmaktadır. Özellikle düşük basınç seviyelerinde gerçekleştirilen işlemler hem ekonomik hem de çevresel sürdürülebilirlik açısından kritik öneme sahiptir. Bu bağlamda, söz konusu çevrim tasarımı, ileri düzey hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinin geliştirilmesine yönelik değerli bir katkı niteliğindedir.

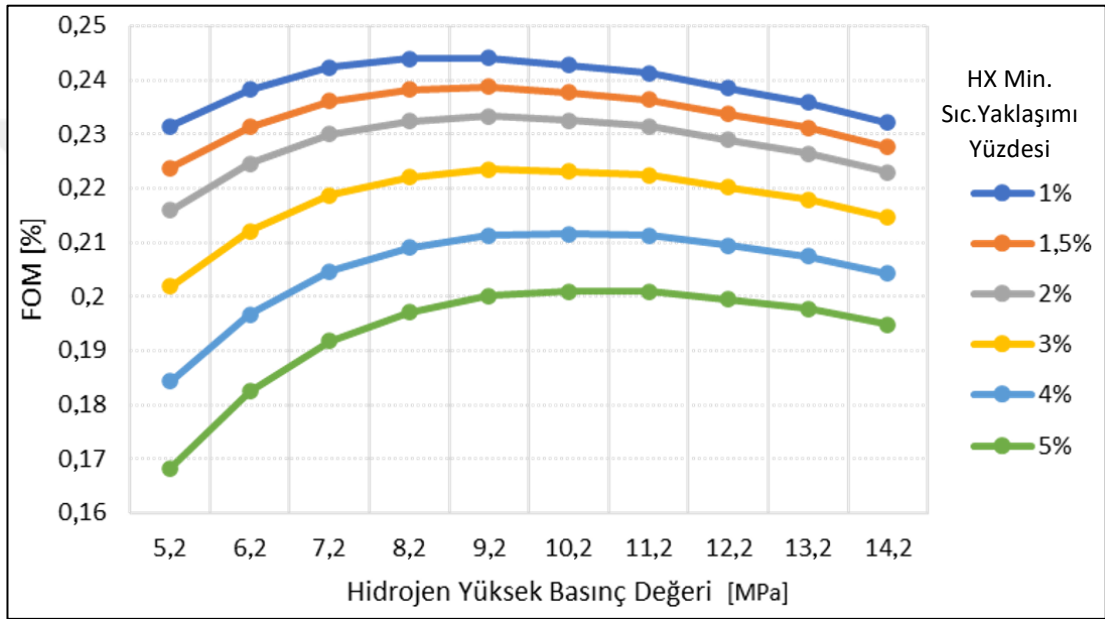
4.3. FOM'a Etki Eden Parametreler

Hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinde FOM değeri, çevrimin enerji verimliliğinin değerlendirilmesinde temel bir gösterge olarak kullanılmaktadır. Bu değer, çevrimin tasarımı ve işletilmesinde yer alan bileşenlerin ve çalışma parametrelerinin optimizasyon düzeyi ile doğrudan ilişkilidir. Bu bağlamda, söz konusu bölümde FOM değerini etkileyen üç temel çevrim parametresi detaylı olarak ele alınmıştır: ısı değiştiricilerdeki minimum sıcaklık farkı, kompresörlerin izentropik verimliliği ve kompresör basınç oranları. İlgili parametrelerdeki değişimlerin FOM üzerindeki etkilerinin analiz edilmesi, çevrimin optimum çalışma koşullarının belirlenmesi açısından önemlidir.

4.3.1. Isı Değiştiricilerin Minimum Sıcaklık Yaklaşımı

Isı değiştiricilerdeki minimum sıcaklık yaklaşımı, hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinin enerji verimliliğini ve toplam özgül enerji tüketimini doğrudan etkileyen kritik bir tasarım parametresidir. Bu sıcaklık farkının azaltılması, ısı transfer etkinliğini artırarak çevrim performansını iyileştirmekte; ancak aynı zamanda daha büyük boyutlu ve maliyeti yüksek ısı değiştiricilerin kullanımını gerektirmektedir.

Gerçekleştirilen analizlerde, **Şekil 4.13**'te gösterildiği gibi minimum sıcaklık yaklaşımının %1 ile %5 aralığında değiştirildiği çeşitli senaryolar değerlendirilmiştir. Elde edilen grafiksel veriler, sıcaklık yaklaşımının düşürülmesinin FOM değerinde belirgin bir artışa yol açtığını ortaya koymuştur. Nitekim, %1'lik bir minimum sıcaklık yaklaşımı, %5'lik değere kıyasla yaklaşık %20 oranında daha yüksek bir FOM sağlamıştır. Ancak, bu artışın getirdiği performans kazançları, tesis maliyeti ve ekipman boyutundaki artışla birlikte ele alınmalı ve teknik-ekonomik açıdan bütüncül bir değerlendirmeye tabi tutulmalıdır.



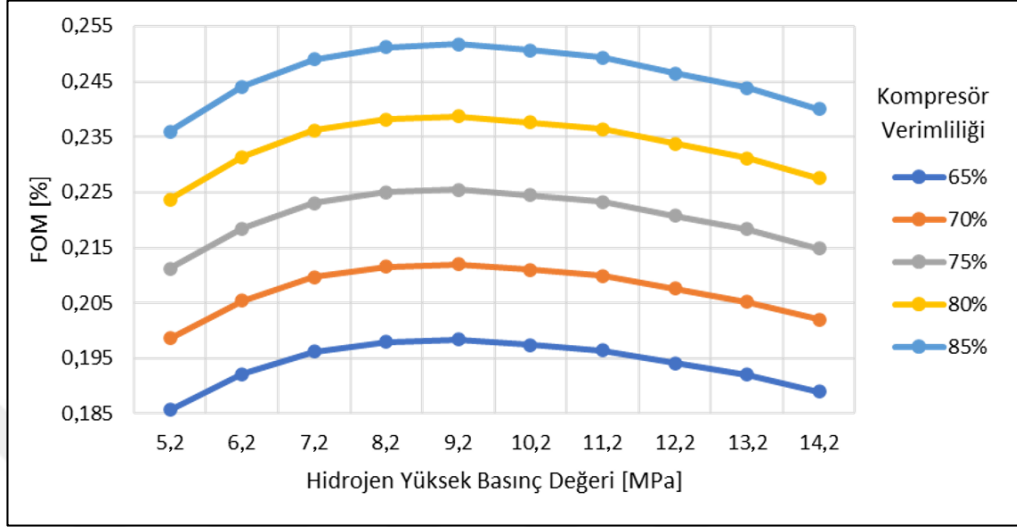
Şekil 4.13: Isı değiştiricilerdeki minimum sıcaklık yaklaşımının FOM üzerindeki etkisi.

4.3.2. Kompresör İzotropik Verimliliği

Kompresörlerin izotropik verimliliği, hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinde özgül enerji tüketimi ve genel çevrim fayda değeri üzerinde doğrudan etkili olan temel parametrelerden biridir. Bu çalışmada, izotropik verimlilik değerleri %65 ile %85 aralığında değiştirilerek çevrimin performansındaki değişimler analiz edilmiştir. Elde edilen sonuçlar, kompresör verimliliğindeki artışın FOM üzerinde doğrusal bir artışa yol açtığını göstermektedir.

Şekil 4.14'te incelendiği üzere, özellikle, %85 izotropik verimlilik düzeyinde çalışan çevrim, %65 verimlilik değerine sahip çevrime kıyasla yaklaşık %10 oranında daha

yüksek bir FOM değeri sunmuştur. Bu bulgu, çevrim verimliliğinin artırılmasında ileri kompresör teknolojilerinin ve yüksek verimlilik sağlayan çevrim tasarımlarının kritik rolünü vurgulamaktadır.

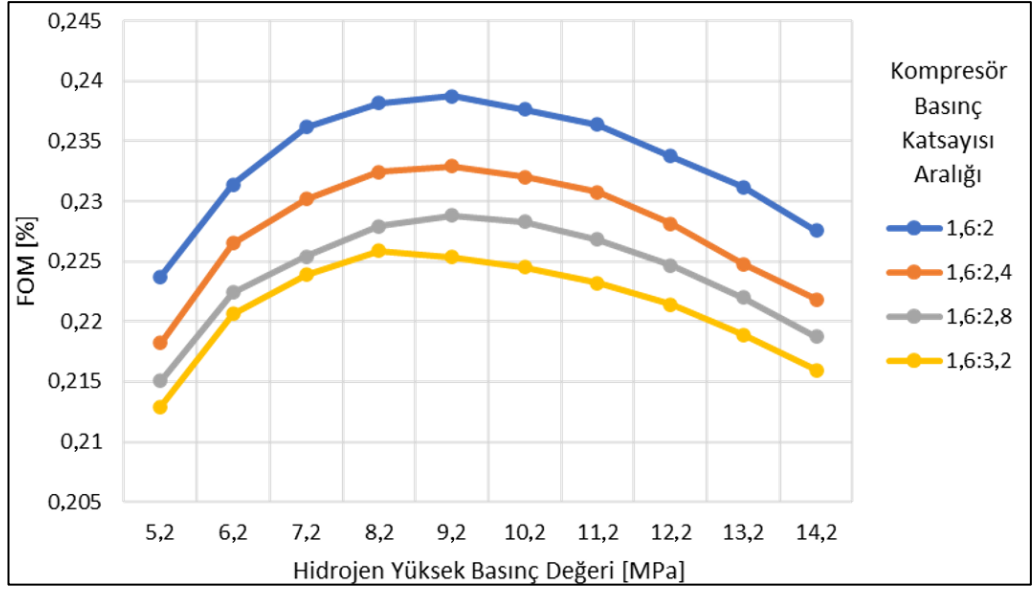


Şekil 4.14: Kompresör izentropik verimliliğinin FOM üzerindeki etkisi.

4.3.3. Kompresör Basınç Katsayısı

Kompresör basınç katsayısı, hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinde sıkıştırma işleminin enerji verimliliğini etkileyen bir diğer temel parametre olarak öne çıkmaktadır. Bu bölümde, basınç katsayısının 1,6 ile 2,0 aralığında değiştirildiği senaryolar incelenmiş ve farklı katsayıların çevrim performansı üzerindeki etkileri, FOM değeri üzerinden analiz edilmiştir.

Analiz sonuçları, **Şekil 4.15'**de belirtildiği gibi basınç katsayısının yaklaşık 1,8 olduğu durumda FOM değerinin maksimum seviyeye ulaştığını göstermektedir. Daha düşük basınç katsayıları enerji tüketimini azaltmakla birlikte yeterli sıkıştırma sağlayamamakta; buna karşılık daha yüksek katsayılar ise artan enerji ihtiyacı nedeniyle çevrim performansını olumsuz yönde etkilemektedir. Nitekim, 1,8'lik basınç katsayısında FOM %23,87 olarak hesaplanmışken, bu oran 2,0'lik katsayıda %22,94'e gerilemiştir. Bu durum, optimum basınç katsayısı seçiminin çevrimin hem enerji verimliliği hem de ekonomik açıdan sürdürülebilirliği açısından kritik bir faktör olduğunu ortaya koymaktadır.



Şekil 4.15: Kompresör basınç katsayısının FOM üzerindeki etkisi.

Bu bölümde ele alınan üç temel parametrenin—minimum sıcaklık yaklaşımı, kompresör izentropik verimliliği ve kompresör basınç katsayısı—hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinin genel verimliliği ve performansı üzerinde belirleyici etkileri olduğu ortaya konulmuştur. Özellikle, minimum sıcaklık farkının azaltılması ve kompresör verimliliğinin artırılması, FOM değerini yükseltmede önemli katkılar sağlamaktadır. Öte yandan, kompresör basınç katsayısının optimum düzeyde tutulması gerekliliği hem özgül enerji tüketiminin kontrolü hem de tesis tasarım maliyetlerinin yönetimi açısından dikkatle ele alınmalıdır.

Elde edilen bulgular, çevrim tasarımı ve optimizasyonu süreçlerinde bu parametrelerin birlikte değerlendirilmesi gerektiğini ortaya koymakta ve gelecekte yapılacak çalışmalar için yol gösterici bir temel oluşturmaktadır.

5. NETİCE VE TARTIŞMA

Bu bölümde, önerilen hidrojen sıvılaştırma çevrimleri, mevcut alternatif çevrimlerle karşılaştırmalı olarak değerlendirilmiştir. Gerçekleştirilen analizlerde FOM, optimum YB seviyeleri ve SEC gibi performans göstergeleri esas alınmıştır. Çalışmanın temel amacı, önerilen çevrimlerin mevcut teknolojilere kıyasla performanslarını nicel olarak ortaya koymak ve ileride gerçekleştirilecek iyileştirme çalışmalarına bilimsel bir temel oluşturmaktır.

İlk olarak, kaskad çevrimlerin enerji verimlilikleri karşılaştırılmış; ardından doğrulama aşamasında incelenen iki farklı çevrim ile önerilen çevrimlerin sonuçları, literatürde yer alan diğer hidrojen sıvılaştırma çevrimleriyle ayrıntılı olarak kıyaslanmıştır. Bu kapsamda, hidrojen sıvılaştırma süreçlerinde optimum verimliliğe sahip bir çevrim tasarlamak, çalışmanın nihai hedefi olarak belirlenmiştir.

Yapılan karşılaştırmalı analizler kapsamında aşağıdaki hususlar değerlendirilmiştir:

- FOM: Önerilen çevrimlerin enerji verimliliğini ölçmede temel gösterge olarak ele alınmıştır.
- YB Değerleri: Çevrimlerin fiziksel tasarımı, tesis güvenliği ve uygulama maliyetleri açısından önemli bir parametre olarak değerlendirilmiştir.
- SEC : Birim sıvılaştırılmış hidrojen kütlesi başına harcanan enerji miktarını belirlemek amacıyla analiz edilmiştir.

Yürütülen analizler sonucunda, önerilen çevrimlerin mevcut modern hidrojen sıvılaştırma teknolojileriyle rekabet edebilir nitelikte olduğu ortaya konulmuştur. Ayrıca, çevrim performansının geliştirilmesine yönelik çeşitli potansiyel iyileştirme alanları da belirlenmiştir. Özellikle, 2. Önerilen Çevrim, atmosfer altı basınç koşullarında çalışması nedeniyle uygulama açısından zorluklar içerse de yüksek enerji verimliliği ve düşük enerji tüketimi bakımından diğer çevrimlerle karşılaştırıldığında dikkat çekici bir performans sergilemiştir.

Bu bulgular, hidrojen sıvılaştırma teknolojilerinin geliştirilmesine yönelik gelecek araştırmalar için önemli bir referans niteliğindedir.

5.1. Sıvılaştırma Çevrimlerinin Karşılaştırılması

Bu bölümde, çalışmada önerilen ve literatürde yer alan çeşitli sıvılaştırma çevrimlerinin performanslarının karşılaştırılması gerçekleştirilmiştir. Analiz kapsamında temel performans göstergeleri olarak FOM, SEC ve çevrimlerde kullanılan basınç değerleri ele alınmıştır. Bu değerlendirme, hidrojen sıvılaştırma süreçlerine ilişkin literatürde yer alan çevrimlerin performanslarının analiz edilmesi yoluyla, daha verimli ve uygulanabilir bir sıvılaştırma çevrimi geliştirilmesine yönelik çalışmanın bir parçası olarak yapılmıştır.

FOM analizi, önerilen çevrimlerin enerji verimliliği açısından literatürdeki diğer çevrimlere göre nasıl bir performans sergilediğini değerlendirmeye olanak sağlamıştır. Özellikle tek ve çift ön soğutmalı çevrimlerle kıyaslandığında, dört ön soğutmalı çevrim ve çoklu genişletmeli basınç çevrimlerinin daha yüksek FOM değerlerine ulaştığı gözlemlenmiştir. Bu sonuç, daha karmaşık çevrim tasarımlarının enerji verimliliğini artırma potansiyeline sahip olduğunu ortaya koymaktadır.

SEC, sıvılaştırılmış birim hidrojen kütlesi başına harcanan enerji miktarını ifade etmekte olup, önerilen çevrimlerin SEC değerleri literatürdeki benzer çevrimlerle karşılaştırıldığında daha düşük bulunmuştur. Özellikle çift ön soğutmalı ve çok basınç seviyeli sıvılaştırma çevrimi, enerji tüketimini minimize etme açısından önemli bir potansiyel sunmaktadır. Ancak, elde edilen sonuçlar bazı çevrimlerle karşılaştırıldığında en yüksek performansı sunmasa da rekabet edebilir düzeyde bir performansa sahip olduğu belirlenmiştir.

Çevrimlerde kullanılan basınç seviyeleri, çevrimin genel performansını ve ekonomik uygulanabilirliğini doğrudan etkileyen temel parametrelerden biridir. Yapılan analizler sonucunda, önerilen çevrimlerde belirlenen optimum yüksek basınç değerlerinin, diğer çevrimlerle kıyaslandığında daha dengeli bir dağılım sergilediği görülmüştür. Bu durum, çevrim içerisindeki enerji kayıplarının azaltılmasına katkı sağlamış ve çevrim verimliliğini olumlu yönde etkilemiştir.

5.1.1. Kaskad Çevrimlerinin Karşılaştırılması

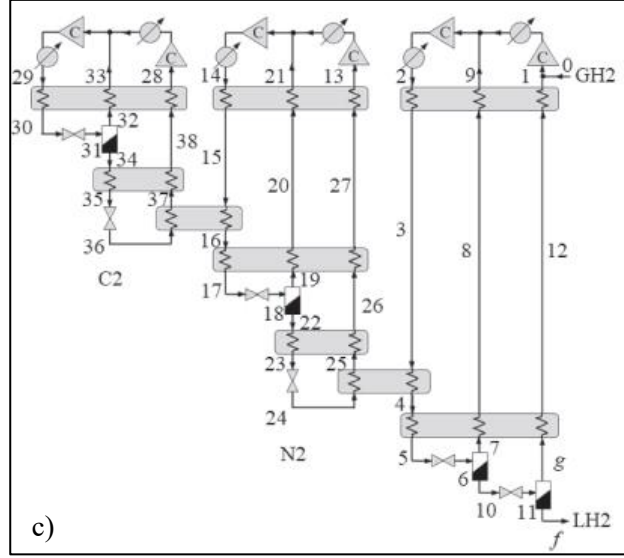
Kaskad çevrimler, kriyojenik sıvılaştırma uygulamalarında en yaygın biçimde kullanılan yöntemlerden biridir ve yüksek enerji verimliliği sağlamaları nedeniyle



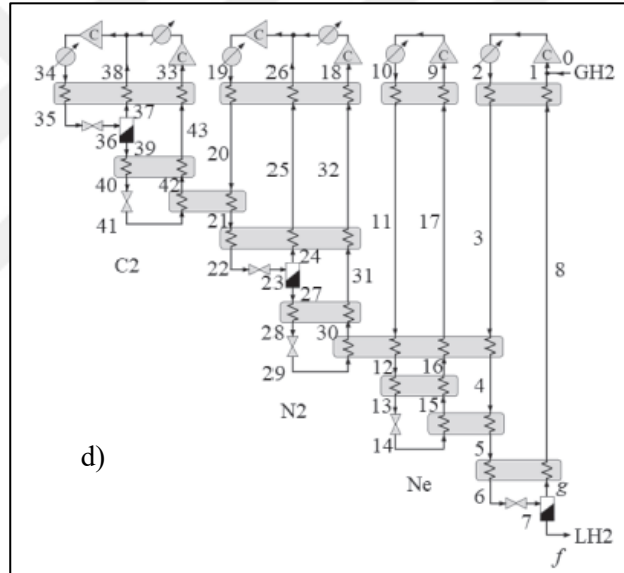
Şekil 5.1: Tek ön soğutmalı $N_2 - H_2$ çevrimi.



Şekil 5.2: Çift ön soğutmalı $C_2-N_2-H_2$ çevrimi.



Şekil 5.3: Çift genleşmeli çift basınçlı çevrim [12].



Şekil 5.4: Neon soğutuculu üç ön soğutmalı çevrim [12].

Şekil 5.1 ve Şekil 5.2’de doğrulama çalışmasında modellenen çevrimler, Şekil 5.3 ve Şekil 5.4’te ise en yüksek FOM’a sahip iki çevrim görselleştirilmiştir. Bu modeller, önerilen çevrim çalışmalarında kullanılan kabullerle uyumlu biçimde oluşturulmuştur. Benzer kabuller altında gerçekleştirilen analiz sonuçları karşılaştırılarak yorumlanmıştır. Bu analiz, literatürdeki bulgularla önerilen çevrimlerin performanslarını ilişkilendirmeyi ve çevrimlerin etkinliğini ortaya koymayı amaçlamaktadır.

Kaskad çevrimlerde tercih edilen soğutucu akışkanların türü ve sayısı, çevrimlerin genel enerji verimliliği üzerinde belirleyici bir etkiye sahiptir. Bu kapsamda, **Tablo 5.1** farklı kaskad çevrimlerin optimum basınç seviyeleri ve FOM değerlerinin karşılaştırmasını sunmaktadır.

Tablo 5.1: Farklı kaskad çevrimlerin optimum basınç ve FOM değerleri.

Çevrimler	Optimum Basınç Değerleri	FOM [%]
Tek Ön Soğutmalı Çevrim a)	Hidrojen (12 MPa, 0,101 MPa) Azot (32 MPa, 0,101 MPa)	8,13
Çift Ön Soğutmalı Çevrim b)	Hidrojen (12 MPa, 0,101 MPa) Azot (21 MPa, 0,101 MPa) Etilen (15 MPa, 0,101 MPa)	13,81
Çift Genleşmeli Çift Basıncılı Çevrim c.1) [12]	Hidrojen (11 MPa, 1,1 MPa, 0,101 MPa) Azot (15,8 MPa, 1,8 MPa, 0,101 MPa) Etilen (11 MPa, 1,1 MPa, 0,101 MPa)	18,2
Çift Genleşmeli Çift Basıncılı Çevrim (atmosfer altı Azot çevrimi) c.2) [12]	Hidrojen (8,8 MPa, 0,95 MPa, 0,101 MPa) Azot (15,8 MPa, 1,2 MPa, 0,013 MPa) Etilen (10,7 MPa, 1,65 MPa, 0,101 MPa)	20,4
Neon Soğutuculu Üç Ön Soğutmalı Çevrim d) [12]	Hidrojen (5 MPa, 1,1 MPa, 0,101 MPa) Neon (17 MPa, 1,5MPa) Azot (16 MPa, 1,2 MPa, 0,101 MPa) Etilen (8 MPa, 1,1MPa, 0,101 MPa)	19,3
Dört Ön Soğutmalı Çevrim (1. Önerilen Çevrim)	Hidrojen (12,6 MPa, 0,101 MPa) Azot (1,8 MPa, 0,101 MPa) Metan (2,5 MPa, 0,101 MPa) Etilen (1,6 MPa, 0,101 MPa) Propan (1 MPa, 0,101 MPa)	16,12
İki Ön Soğutmalı ve Çok Basınc Kademeli Çevrim (2. Önerilen Çevrim)	Hidrojen (9,2 MPa, 0,95 MPa, 0,101 MPa) Azot (7,9 MPa, 1,4 MPa, 0,101 MPa, 0,013 MPa) Etilen (9 MPa, 1,6 MPa, 0,101 MPa)	23,87

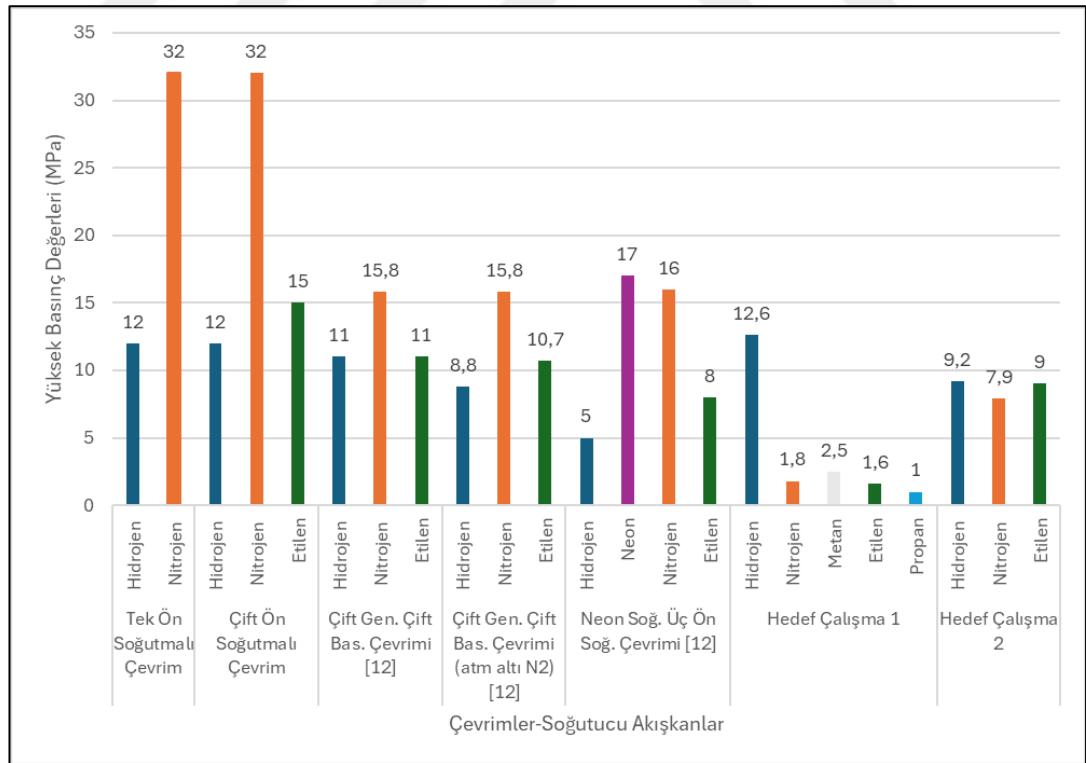
Tek ön soğutmalı N₂-H₂ çevrimi %8,13'lük FOM değeriyle temel bir yapı sunarken, çift ön soğutmalı C₂-N₂-H₂ çevrimi bu değeri %13,81'ye çıkararak kayda değer bir performans artışı sağlamaktadır. Daha karmaşık yapıdaki çift genleşmeli çift basınçlı çevrim %18,2; atmosfer altı koşullarında çalışan versiyonu ise %20,4 FOM değeri ile dikkat çekmektedir. Benzer şekilde, neon soğutuculu üç ön soğutmalı çevrim %19,3 ile oldukça yüksek verimlilik sunmaktadır.

Çift genleşmeli çift basınçlı çevrimler detaylı bir şekilde incelendiğinde, aradaki farkın atmosfer altı basınç seviyelerinde çalışan çevrimden kaynaklandığı belirlenmiştir. Atmosfer altı basınç koşullarının etkisi değerlendirildiğinde, %18,2'lik FOM değerinin %20,4'e çıktığı ve bu sayede yaklaşık %12,08 oranında bir iyileşme sağlandığı görülmektedir.

Önerilen çevrim çalışmaları kapsamında, dört ön soğutmalı çevrim %16,12 FOM değeri ile öne çıkarken, iki ön soğutmalı ve çok basınç kademeli çevrim %23,87 ile en yüksek FOM değerine ulaşmıştır.

Bu analiz, kullanılan ara soğutucu sayısı ve basınç seviyelerinin çevrim performansına etkisini açık biçimde göstermektedir. Daha karmaşık yapıların ve optimize edilmiş basınç dağılımlarının verimliliği önemli ölçüde artırdığı görülmektedir.

Aşağıda, farklı çevrimlerde kullanılan soğutucu akışkanların en yüksek basınç değerleri incelenmiştir. **Tablo 5.1**, bu değerlerin karşılaştırılmasını detaylı bir şekilde sunmaktadır. Tablodaki yüksek basınç değerleri, **Şekil 5.5**'te görselleştirilerek daha iyi anlaşılması sağlanmıştır.



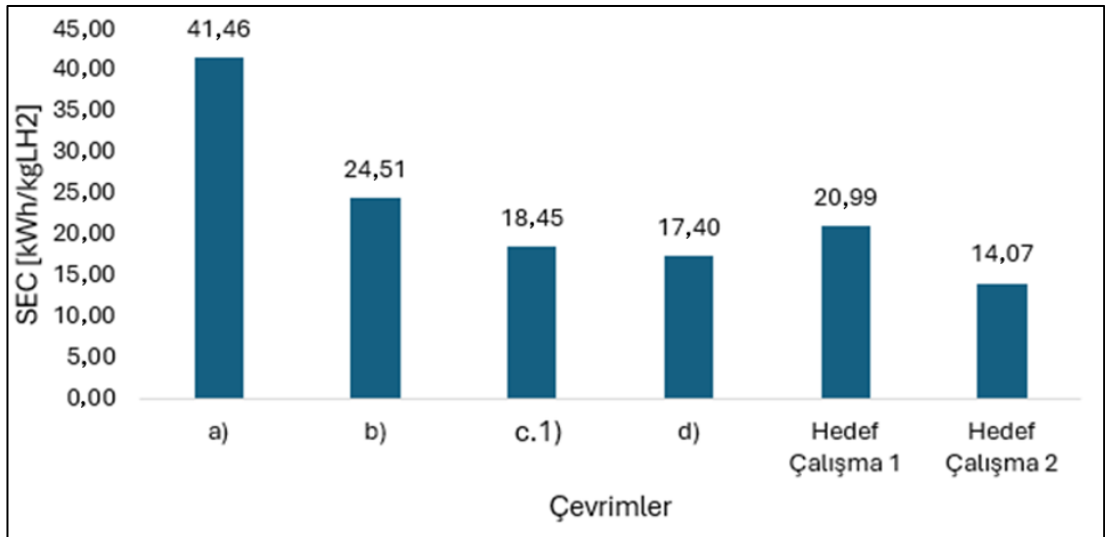
Şekil 5.5: Kaskad çevrimlerde kullanılan soğutucu akışkanların yüksek basınç değerleri.

Şekil 5.5 incelendiğinde, doğrulama çevrimlerinde kullanılan azotun oldukça yüksek basınç seviyelerinde çalıştığı görülmektedir. Ancak, alt soğutma kademeleri içeren daha karmaşık kaskad çevrimlerde bu basınç değerlerinin önemli ölçüde düşürülebildiği gözlemlenmiştir. Bu durum, çevrimlerin hem yatırım maliyetlerini azaltmakta hem de işletme açısından daha elverişli hâle gelmesini sağlamaktadır.

1. Önerilen Çevrim kapsamında değerlendirilen dört ön soğutmalı çevrim, diğer çevrimlerle karşılaştırıldığında oldukça düşük maksimum basınçlarla çalışmakta olup, bu yönüyle yatırım maliyetlerini düşürmeyi hedefleyen tesisler için avantaj sunmaktadır.

Öte yandan, 2. Önerilen Çevrim'in basınç değerleri, Chang ve Park [12] çalışmasında incelenen yüksek basınçlı çevrimlere oldukça benzerlik göstermektedir. Ancak, bu çevrim daha yüksek FOM değeri ile enerji verimliliği açısından daha üstün performans sergilemiştir. Bu durum, yüksek verim gereksinimlerinin söz konusu olduğu uygulamalarda 2. Önerilen Çevrim'in uygun bir tercih olduğunu göstermektedir.

SEC, 1 kilogram sıvılaştırılmış hidrojen üretimi için harcanması gereken enerji miktarını ifade etmektedir. **Şekil 5.6**, çevrimlerin SEC değerlerini KWh/kgLH₂ biriminde sunmakta ve enerji verimliliği açısından karşılaştırmalı bir değerlendirme imkânı sağlamaktadır.



Şekil 5.6: Kaskad çevrimlerin SEC değerleri.

Yapılan analizler neticesinde, 1. Önerilen Çevrim'in, Chang ve Park'ın [12] ele aldığı (c.1) ve (d) çevrimlerine kıyasla daha yüksek bir SEC değerine sahip olduğu

gözlemlenmiştir. Ancak, bu çevrimlerin daha karmaşık tasarımlara sahip olduğu göz önüne alındığında, 1. Önerilen Çevrim'in daha basit bir yapıyla benzer enerji performansı sergilemesi önemli bir avantajdır. Bu durum, tasarım sadeliği ile enerji verimliliği arasında başarılı bir denge kurulduğunu göstermektedir.

2. Önerilen Çevrim'in, tüm çevrimler içerisinde en düşük SEC değerine ulaşmıştır. Bu çevrim, birim sıvılaştırılmış hidrojen kütlesi başına en az enerji tüketen yapı olarak öne çıkmaktadır. Her ne kadar kaskad çevrimde yer alan azotla soğutma döngüsünün atmosfer altı basınçlarla çalışması yatırım maliyetlerini artırsa da bu durum yüksek verimlilik beklentilerini karşılamada önemli bir kazanım sağlamaktadır.

5.1.2. Diğer Çevrimlerle Karşılaştırma

Sıvılaştırma çevrimlerinde farklı tasarım yaklaşımları, enerji verimliliğini artırmak ve maliyetleri düşürmek amacıyla geliştirilmiştir. Kaskad çevrimlerin yanı sıra, Brayton, Claude ve Rankine benzeri çevrimler de belirli avantajlar sunmaktadır.

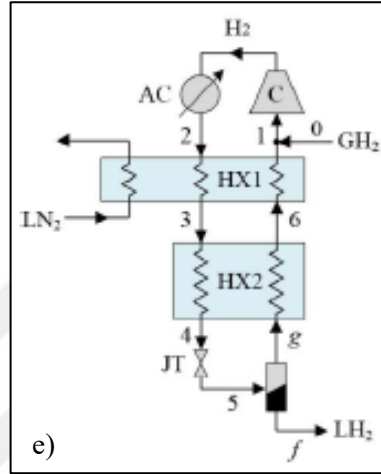
Kaskad çevrimlerin basit ve ölçeklenebilir yapısı, LNG sıvılaştırma ve hidrojen depolama gibi endüstriyel uygulamalarda geniş bir kullanım alanı sunmaktadır. Brayton çevrimleri, özellikle uzay araçları ve yüksek basınçlı soğutma çevrimlerinde tercih edilirken, Claude çevrimleri kriyojenik uygulamalarda ön plandadır. Rankine çevrimleri ise enerji santrallerinde düşük maliyet avantajıyla yaygın olarak kullanılmaktadır.

Bu bölümde, geliştirilen 2. Önerilen Çevrim'in farklı çevrimlerle FOM, optimum basınç değerleri ve SEC açısından karşılaştırılması ele alınmaktadır. Karşılaştırma yapılacak çevrimler için kullanılan kabullerin, önerilen çevrim çalışmalardaki kabullerle farklılık gösterdiği durumlar açıkça belirtilmiş ve bu doğrultuda önerilen çevrim çalışmalarının yeniden simülasyonları gerçekleştirilmiştir. Bu yaklaşım, karşılaştırmanın daha objektif ve sağlıklı bir şekilde yorumlanmasını sağlamaktadır.

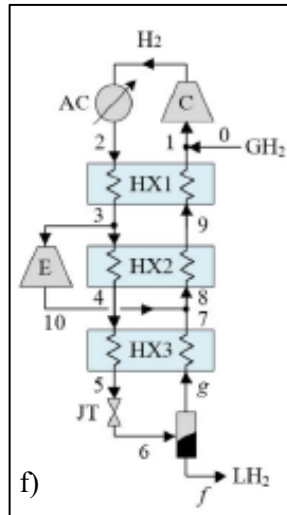
Çevrimlerin hesaplamaları sırasında, kompresör işlemlerinde her aşamada 2 ile 3 arasında değişen basınç oranları ve ara soğutucular dikkate alınmıştır. Ayrıca, kaskad çevrimlerinde yer almayan turbo genişletici için verimlilik %75 olarak kabul edilmiştir. Isı değiştiricilerdeki (HX) minimum sıcaklık yaklaşımı ise sıcak akışın mutlak sıcaklığının %1'i olarak tanımlanmıştır. Bu kabuller, çevrim performanslarının

değerlendirilmesinde kullanılan temel parametreleri oluşturmakta ve karşılaştırmanın tutarlılığını sağlamaktadır.

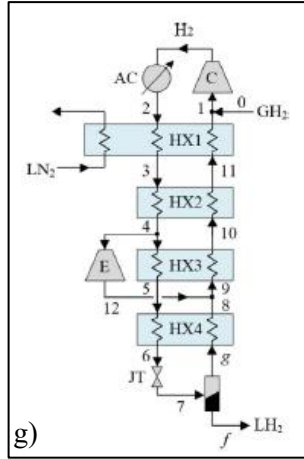
Şekil 5.7'den Şekil 5.11'e kadar olan görseller, sırasıyla Sıvı Azot Ön Soğutmalı Linde-Hampson Çevrimi, Claude Çevrimi, Sıvı Azot Ön Soğutmalı Claude Çevrimi, He Brayton Çevrimi ve Sıvı Azot Ön Soğutmalı Çift Türbinli He Brayton Çevrimini detaylı bir şekilde göstermektedir.



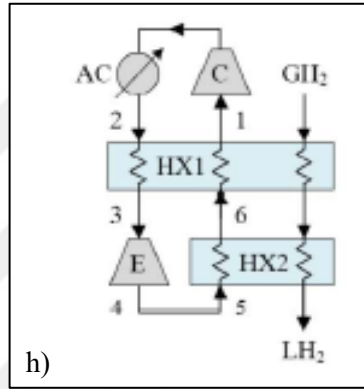
Şekil 5.7: Sıvı azot ön soğutmalı linde-hampson çevrimi [18].



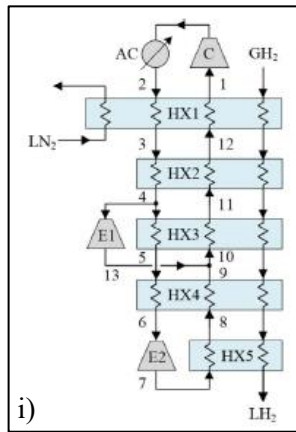
Şekil 5.8: Claude çevrimi [18].



Şekil 5.9: Sıvı azot ön soğutmalı claudé çevrimi [18].



Şekil 5.10: He brayton çevrimi [18].



Şekil 5.11: Sıvı azot ön soğutmalı çift türbinli he brayton çevrimi [18].

Diğer çevrimlerde kullanılan soğutucuların seçimi ve sayısı çevrimlerin verimliliğini artırmada kritik bir öneme sahiptir. **Tablo 5.2**, farklı çevrimlerin optimum basınç değerleri ve FOM açısından karşılaştırmasını sunmaktadır:

Tablo 5.2: Farklı çevrimlerin optimum basınç ve FOM değerleri.

Çevrimler	Optimum Basınç Değerleri	FOM [%]
Sıvı Azot Ön Soğutmalı Linde-Hampson Çevrimi e) [18]	Hidrojen (13 MPa, 0,101 MPa) Sıvı Azot (0,101 MPa)	14,5
Claude Çevrimi f)	Hidrojen (6 MPa, 0,101 MPa)	20,8
Sıvı Azot Ön Soğutmalı Claude Çevrimi g) [18]	Hidrojen (2,5 MPa, 0,101 MPa) Sıvı Azot (0,101 MPa)	27,2
He Brayton Çevrimi h) [18]	Hidrojen (0,101 MPa) Helyum (0,91 MPa, 0,101MPa)	8,7
Sıvı Azot Ön Soğutmalı Çift Türbinli He Brayton Çevrimi i) [18]	Hidrojen (0,101 MPa) Helyum (0,37 MPa, 0,101MPa) Sıvı Azot (0,101 MPa)	24,2
İki Ön Soğutmalı ve Çok Basınç Kademeli Kaskad Çevrim (2. Önerilen Çevrim)	Hidrojen (9 MPa, 0,9 MPa, 0,101 MPa) Azot (8 MPa, 1,5 MPa, 0,101 MPa, 0,013 MPa) Etilen (9 MPa, 1,6 MPa, 0,101 MPa) (İkinci analizde kullanılan farklı varsayımlar nedeniyle yüksek basınç ve FOM değerlerinde sınırlı farklılıklar gözlenmesi olağandır.)	22,62

Sıvı Azot Ön Soğutmalı Linde-Hampson Çevrimi, %14,5 FOM ile temel bir çevrim olarak öne çıkmaktadır. Claude Çevrimi, %20,8 FOM ile daha yüksek bir fayda sunarken, Sıvı Azot Ön Soğutmalı Claude Çevrimi bu değeri %27,2'ye yükselterek performans açısından kayda değer bir gelişme sağlamıştır. Bu sonuçlar, sıvı azotun ön soğutucu olarak kullanıldığında Claude çevriminin etkinliğini artırdığını açıkça göstermektedir.

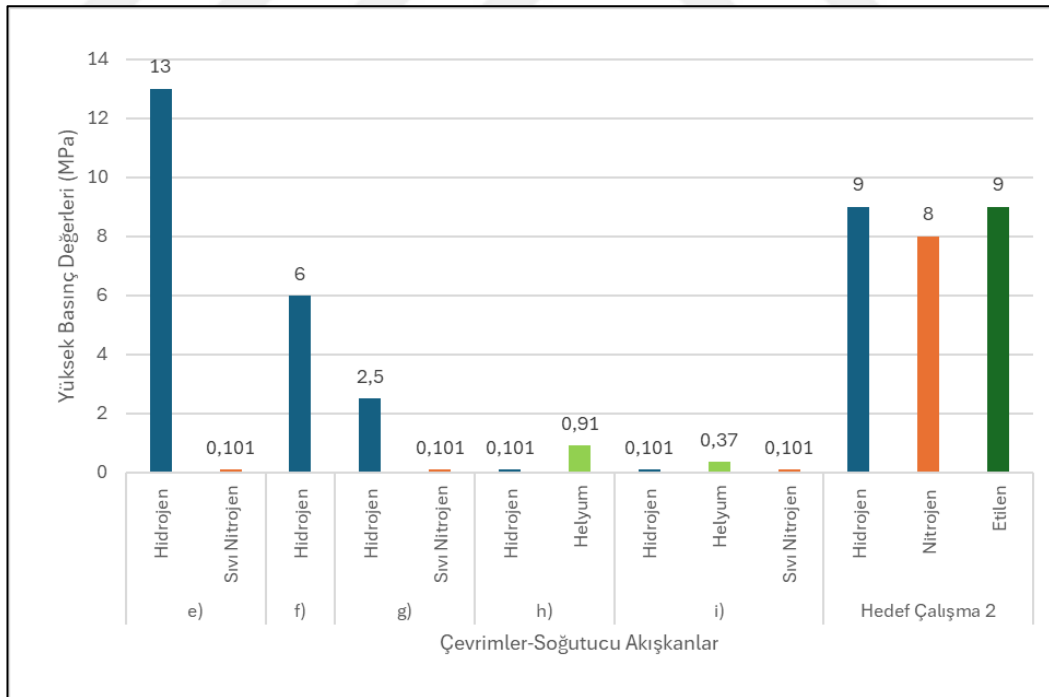
He Brayton Çevrimi, %8,7 FOM ile diğer çevrimlere kıyasla daha düşük bir FOM sunmasına rağmen, düşük basınç aralıklarında çalışabilmesi ve soğutucu olarak helyum kullanmasıyla dikkate değer bir seçenektir. Sıvı Azot Ön Soğutmalı Çift

Türbinli He Brayton Çevrimi, helyum ve sıvı azot kombinasyonu ile FOM değerini %24,2'ye çıkararak bu çevrimin performansını belirgin şekilde artırmıştır.

2. Önerilen Çevrim, %22,62 FOM ile dikkat çekmektedir. Bu çevrimde, hidrojenin yanı sıra azot ve etilen gibi soğutucuların kullanımı, çevrimin verimliliğini artırmada önemli bir rol oynamıştır. 2. Önerilen Çevrim 'in, özellikle optimize edilmiş basınç seviyeleri ve genişletme süreçleri ile diğer çevrimlerle rekabet edilebilir bir verimlilik sunduğu görülmektedir.

2. Önerilen Çevrim hem karmaşıklık hem de verimlilik açısından değerlendirildiğinde, literatürdeki çevrimlerle rekabet edebilecek düzeyde bir performans göstermiştir. Bu durum, hidrojen sıvılaştırma teknolojisinin gelişimi için umut verici bir ilerleme olarak değerlendirilebilir.

Aşağıda, farklı çevrimlerde kullanılan soğutucu akışkanların en yüksek basınç değerleri incelenmiştir. **Tablo 5.2**, bu değerlerin karşılaştırılmasını detaylı bir şekilde sunmaktadır. Tablodaki yüksek basınç değerleri, **Şekil 5.12**'de görselleştirilerek daha iyi anlaşılması sağlanmıştır.



Şekil 5.12: Çevrimlerde kullanılan soğutucu akışkanların yüksek basınç değerleri.

Şekil 5.12'ye bakıldığında, sıvı azot ön soğutmalı çevrimlerin basit yapılarında, hidrojen yüksek basınç değerlerini korurken, sıvı azotun ortam basıncı seviyelerinde

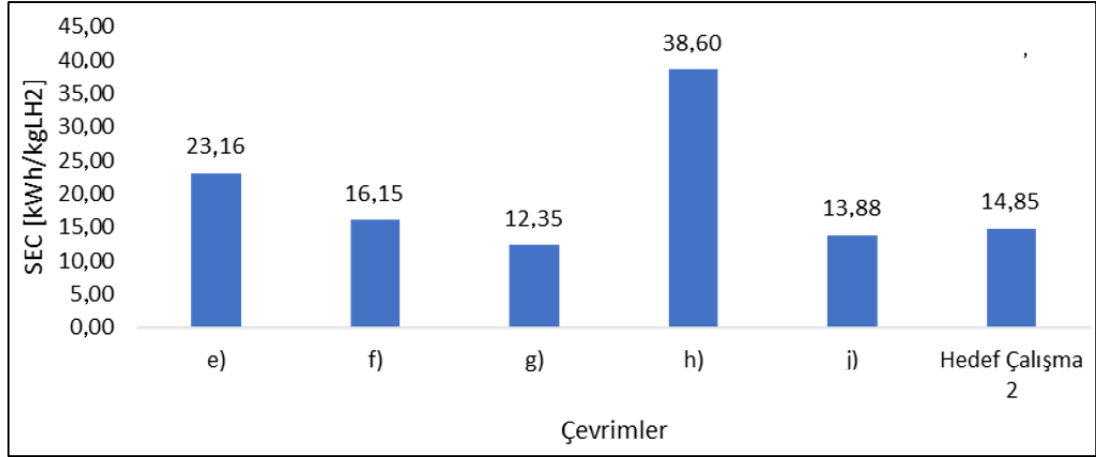
çalıştığı görülmektedir. Claude çevrimi ve sıvı azot ön soğutmalı Claude çevrimi gibi yapılar, kaskad çevrimlere nazaran düşük basınç seviyelerinde çalışırken yüksek FOM sunabilmektedir. Ancak, bu çevrimlerin basit yapılarının, genişleme makinelerinin sınırlamaları nedeniyle günlük üretim kapasitesinde kısıtlamalara yol açabileceği görülmektedir.

Sıvı azot ön soğutmalı çift türbinli He Brayton çevrimi gibi karmaşık yapılarda hem helyum hem de azotun basınç seviyelerinin optimize edilmesi, yüksek fayda değerlerine ulaşılmasını sağlamıştır. Bu durum, özellikle yüksek basınçlar konusunda hassasiyeti ve verimlilik gereksinimleri olan kriyojenik uygulamalarda tercih sebebi olmaktadır.

2. Önerilen Çevrim, özellikle çok aşamalı genişletmeli yapısı ve yüksek basınç seviyelerindeki optimum çalışma yeteneğiyle dikkat çekmektedir. Basınç değerleri incelendiğinde, Chang ve Park [12] tarafından analiz edilen diğer çevrimlere göre oldukça yüksek basınç seviyelerinde çalıştığı, ancak rekabet edebilir FOM sunduğu görülmektedir. Bu durum, 2. Önerilen Çevrim'in daha karmaşık çevrimler için mantıklı bir çözüm olabileceğini göstermektedir.

Sonuç olarak, **Şekil 5.12** ve ilgili basınç değerleri incelendiğinde, çevrimlerdeki basınç optimizasyonunun FOM'u ve yatırım maliyetlerini doğrudan etkilediği açıkça görülmektedir. Özellikle çevrimlerin düşük basınç avantajı, daha ekonomik ve güvenli uygulamalar için önemli bir fırsat sunmaktadır.

Kaskad çevrimler, günlük üretim kapasitesi açısından önemli avantajlar sunan bir yöntem olarak öne çıkmaktadır. Bununla birlikte, Brayton çevrimleri, özellikle yüksek basınçlı çevrimlerle kıyaslandığında daha düşük enerji kayıpları ile çalışabilmektedir. Claude çevrimleri ise düşük sıcaklık aralıklarında sağladığı enerji tasarrufu sayesinde dikkat çekici bir alternatif olarak değerlendirilmektedir. Bu kapsamda, **Şekil 5.13** farklı çevrimlerin SEC değerlerini karşılaştırmalı olarak sunmaktadır.



Şekil 5.13: Çevrimlerin SEC değerleri.

Sıvı Azot Ön Soğutmalı Claude Çevrimi (g), Claude Çevrimi (f) ve He Brayton Çevrimi (h) değerlendirildiğinde, özellikle Sıvı Azot Ön Soğutmalı Claude Çevrimi'nin SEC açısından oldukça avantajlı bir performans sergilediği görülmektedir. Bununla birlikte, 2. Önerilen Çevrim ve Sıvı Azot Ön Soğutmalı Çift Türbinli He Brayton Çevrimi (i) dikkate alındığında, Sıvı Azot Ön Soğutmalı Claude Çevrimi'nin SEC bakımından bu çevrimler tarafından yakından takip edildiği anlaşılmaktadır. Bu durum, 2. Önerilen Çevrim'in SEC değerlerinin, diğer çevrimlerle karşılaştırıldığında son derece rekabetçi sonuçlar sunduğunu ortaya koymaktadır.

Daha önce belirtildiği üzere, genişleme makinelerinin çevrimlerde yer alması, bu çevrimlerin en önemli sınırlayıcı faktörlerinden biri olarak öne çıkmaktadır. Her ne kadar bu çevrimler verimlilik açısından üstün performans gösterse de günlük üretim kapasitesi bakımından kaskad çevrimlerine göre daha sınırlı kalabilmektedirler. Bununla birlikte, düşük basınç seviyelerinde çalışabilme yetenekleri sayesinde bu çevrimler, güvenlik ve ekonomik açıdan önemli avantajlar sağlamaktadır. Düşük basınç koşulları, sadece operasyonel güvenliği artırmakla kalmayıp, aynı zamanda ilk yatırım maliyetlerini azaltarak çevrimlerin daha geniş bir uygulama alanında tercih edilmesine olanak tanımaktadır.

6. SONUÇ VE GELECEK ÇALIŞMALARA YÖNELİK ÖNERİLER

Bu tez çalışması kapsamında yürütülen çalışmalar sonucunda, günümüzde hidrojen sıvılaştırma teknolojilerinde yaygın olarak kullanılan çevrimlerin büyük ölçüde Claude ve Helium Brayton çevrimlerinden oluştuğu tespit edilmiştir. Ancak bu çevrimlerin, yüksek miktarda üretim gereksinimlerini karşılamada yetersiz kaldığı da ortaya konmuştur. Buna karşın, kaskad JT çevrimlerinin, özellikle LNG sıvılaştırma teknolojilerinde uzun süredir başarıyla uygulanması ve yapısal basitliği sayesinde, büyük ölçekli hidrojen sıvılaştırma için gelecek vadeden bir alternatif olabileceği değerlendirilmiştir.

Kaskad çevrimlerle yapılan çalışmalarda, özellikle tek bileşenli soğutucuların kullanıldığı çevrimlerde umut verici sonuçlara ulaşılmıştır. Gerek FOM gerekse SEC değerleri açısından yapılan karşılaştırmalar, kaskad çevrimlerin büyük ölçekli hidrojen sıvılaştırma uygulamaları için uygun bir alternatif oluşturduğunu göstermektedir. Bununla birlikte, özellikle atmosfer altı basınçlarda çalışan azot altı çevriminin maliyet üzerinde artırıcı etkisi olduğu belirlenmiştir.

Önerilen çevrimlerin avantajları ve sınırlılıkları dikkate alındığında; dört ön soğutmalı kaskad çevrim, düşük basınçla çalışma ve operasyonel açıdan daha yüksek uygulanabilirlik sunmasıyla dikkat çekmektedir. Ancak bu çevrimin %16,12 FOM ve 20,99 kWh/kg_{LH₂} SEC değerleri, henüz başlangıç aşamasında geliştirilmekte olan çevrimlere dair önemli bilgiler sağladığını göstermektedir.

Öte yandan, İki Ön Soğutmalı ve Çok Basınç Seviyeli Kaskad Çevrim, %23,87 FOM ve 14,85 kWh/kg_{LH₂} SEC değerleri sunmakla birlikte atmosfer altı basınç koşullarında çalışması nedeniyle maliyet artışına yol açabilecek bir yapıya sahiptir.

Bu iki çevrimin karşılaştırılmasında, dört ön soğutmalı çevrim düşük basınç avantajı sunarken; İki Ön Soğutmalı ve Çok Basınç Seviyeli Çevrim daha yüksek FOM değeri sağlamaktadır. Özellikle İki Ön Soğutmalı ve Çok Basınç Seviyeli Kaskad çevrimde basınç seviyelerinin optimize edilmesiyle normal kaynama noktası 40–60 K sıcaklık aralığında tek bileşenli soğutucu akışkan bulunmaması sorununun asgari düzeye indirildiği gözlemlenmiştir.

Literatürde Chang ve Park [12] tarafından yürütülen çalışmalarda, Çift Genleşmeli Çift Basınç Seviyeli Azot-Etilen Ön Soğutmalı Kaskad JT Hidrojen Sıvılaştırma çevrimiyle %18,2 FOM elde edilmiştir. Bu bağlamda, önerilen ilk kaskad JT hidrojen sıvılaştırma çevrimi FOM değerinin (%16,12) söz konusu değere yaklaştığı, ikinci çevrim FOM değerinin (%23,87) ise aştığı görülmüştür. Ancak, neon ve azot gibi gazların karışımlar hâlinde kullanıldığı MR soğutucuların entegrasyonu ile daha yüksek verimlilikte kaskad JT hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinin tasarlanabileceği vurgulanmıştır. Optimum kompozisyonlarda MR teknolojisinin (SMR, DMR, TMR) [45], [46] büyük ölçekli hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinde kullanımı, önemli potansiyel taşıyan bir araştırma alanı olarak değerlendirilmektedir [40]-[44].

Geleceğe yönelik çalışmalar çerçevesinde, karışık soğutucuların termodinamik performansı artırmak üzere hidrojen sıvılaştırma çevrimlerine entegrasyonu kritik bir araştırma konusu olarak öne çıkmaktadır. Neon, azot ve benzeri gazların farklı oranlarda karıştırılmasıyla elde edilen soğutucuların performans analizi, düşük sıcaklıklarda enerji kaybını azaltarak çevrim verimliliğini artırabileceği yönünde umut vaat etmektedir. Özellikle kriyojenik sıcaklıklarda kullanılacak bu tür karışımların farklı bileşimlerde test edilmesi, yeni tasarımlar ve çevrim iyileştirmeleri için olanak sunacaktır.

Öte yandan, enerji tüketimini azaltmaya yönelik stratejiler de bu alandaki önemli araştırma başlıkları arasındadır. PEM elektrolizör ve ekserji kayıpları azaltılmış kaskad JT hidrojen sıvılaştırma çevrimi güneş, rüzgâr, biyo-kütle, jeotermal enerji gibi yenilenebilir enerji kaynaklarıyla beslenen hibrid çoklu üretim sistemlerine entegre edilerek, sistemin toplam enerji, ekserji verimliliği ve sürdürülebilirliği iyileştirilebilir.

Ayrıca, çevrimlerin geliştirilmesinde hareketli parçaların azaltılması önemli bir diğer iyileştirme alanı olarak karşımıza çıkmaktadır. Özellikle turbo-genişleticiler gibi hareketli bileşenlerin çevrim dışı bırakılması veya daha verimli hâle getirilmesi [47]-[49], yalnızca verimliliği artırmakla kalmayıp bakım maliyetlerini de düşürmekte; dolayısıyla, tesis güvenliğini ve ekonomik uygulanabilirliğini olumlu yönde etkilemektedir. Durağan bileşenlerin tercih edilmesi, uzun vadede daha güvenli ve sürdürülebilir bir sıvılaştırma çevriminin geliştirilmesini mümkün kılmaktadır.

Sonuç olarak, bu çalışmada geliştirilen ve önerilen çevrimler, hidrojen sıvılaştırma teknolojilerine yenilikçi ve uygulanabilir çözümler sunmaktadır. Özellikle Dört Ön

Soğutmalı Çevrim ile İki Ön Soğutmalı ve Çok Basınç Kademeli Çevrim üzerine gerçekleştirilen detaylı termodinamik analizler, mevcut çevrimlerin sınırlarını aşmayı amaçlayan önemli bulgular ortaya koymuştur. Literatürdeki çevrim sınırları dikkate alınarak yapılan optimizasyonlar hem FOM hem de SEC değerleri açısından yüksek performanslı çevrimlerin elde edilmesini sağlamıştır.

Önerilen kaskad JT hidrojen sıvılaştırma çevrimlerinin düşük basınçta çalışabilme, yüksek enerji verimliliği, uygun maliyet avantajlarıyla literatüre ve endüstriyel uygulamalara katkı sağlayabilecekleri değerlendirilmektedir. Gelecekte, MR teknolojisinin geliştirilmesi ve enerji tüketimini azaltmaya yönelik iyileştirmelerin bu tez çalışmasında önerilen kaskad JT hidrojen sıvılaştırma çevrimlerine entegre edilmesi, hidrojen sıvılaştırma teknolojilerinin ekonomik ve çevresel sürdürülebilirliğini artıracaktır. Bu doğrultuda, söz konusu çalışma yalnızca mevcut teknolojilere alternatif sunmakla kalmayıp, aynı zamanda gelecekteki hidrojen ekonomisinin yapı taşlarını oluşturacak sürdürülebilir çözümler geliştirilmesine de katkı sağlayacaktır.

KAYNAKLAR

- [1] Renewables 2022, Global Status Report, REN21, 2022 https://www.ren21.net/wp-content/uploads/2019/05/GSR2022_Full_Report.pdf (Erişim Tarihi: 01/09/2025).
- [2] The World Population Prospects: The 2017 Revision https://www.un.org/development/desa/pd/sites/www.un.org.development.desa.pd/files/documents/2020/Jan/un_2017_world_population_prospects-2017_revision_databooklet.pdf (Erişim Tarihi: 01/09/2025).
- [3] Global Hydrogen Review 2021 <https://www.iea.org/reports/global-hydrogen-review-2022> (Erişim Tarihi: 14/06/2023).
- [4] Renewables 2017, Global Status Report, REN21, 2017 https://www.ren21.net/wp-content/uploads/2019/05/GSR2017_Full-Report_English.pdf (Erişim Tarihi: 01/09/2025).
- [5] Al Ghafri, S. Z., Munro, S., Cardella, U., Funke, T., Notardonato, W., Trusler, J. P. M., Leachman, J., Span, R., Kamiya, S., Pearce, G., Swanger, A., Rodriguez, E. D., Bajada, P., Jiao, F., Peng, K., Siahvashi, A., Johns, M. L., May, E. F., “Hydrogen liquefaction: a review of the fundamental physics, engineering practice and future opportunities”, Energy and Environmental Science, Royal Society of Chemistry. 2022, 15, 7, 2690–2731. <https://doi.org/10.1039/d2ee00099g>
- [6] Wietschel M., Ball M., (2009), “The future of hydrogen – opportunities and challenges”. In: Ball M., Wietschel M., Editors, “*The Hydrogen Economy: Opportunities and Challenges*”, (Online ISBN: 9780511635359). Cambridge University Press. <https://doi.org/10.1017/CBO9780511635359>
- [7] H2FLY to lead HEAVEN Hydrogen Aviation Project, <https://www.electrive.com/2022/12/06/h2fly-to-lead-heaven-hydrogen-aviation-project/> (Erişim Tarihi: 17/06/2023)
- [8] Staats, W. L. B. S. (2006). Analysis of a Supercritical Hydrogen Liquefaction Cycle. https://www.researchgate.net/publication/38005387_Analysis_of_a_supercritical_hydrogen_liquefaction_cycle (Erişim Tarihi: 01/09/2025).
- [9] Krasae-in, S., Stang, J. H., Neksa, P. “Development of large-scale hydrogen liquefaction processes from 1898 to 2009”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 2010, 35, 10, 4524–4533. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2010.02.109>
- [10] Europe’s Clean Aviation Seeks To Expand Hydrogen Aircraft Research, <https://aviationweek.com/aerospace/emerging-technologies/europes-clean-aviation-seeks-expand-hydrogen-aircraft-research> , (Erişim Tarihi: 17/06/2023)
- [11] Cryogenic Hydrogen Tech Aircraft, HEAVEN <https://heaven-fch-project.eu> (Erişim Tarihi: 17/06/2023)

- [12] Chang, H. M., Park, M. G., “Cascade JT systems with single-component refrigerants for hydrogen liquefaction”, *Cryogenics*, 2022, 121, 103410, 1-11. <https://doi.org/10.1016/j.cryogenics.2021.103410>
- [13] Khan, N. B. N., (2018). “Process Efficiency Optimisation of Cascade LNG Process”, Doktora Tezi, Curtin University. <http://www.publish.csiro.au/journals/copyright>
- [14] MATLAB (R2022b), The MathWorks, Inc., 2023. <https://www.mathworks.com/products/matlab.html>
- [15] REFPROP: Reference Thermodynamic and Transport Properties.” NIST Standard Reference Database 23, Version 9.1, National Institute of Standards and Technology, Boulder, CO, 2013.
- [16] Stolzenburg K., Berstad D., Decker L., Elliott A., Haberstrohe Ch., Hattof C., Klause M., Mortimer N.D., Mubbala R., Mwabonje O., Neksa P., Quack H., Rix J.H.R., Seemann, I., Walnum, H.T., (2013), “Efficient Liquefaction of Hydrogen: Results of the IDEALHY Project”, XXth energie – symposium, Stralsund/Germany, 7 – 9 November 2013. <https://www.researchgate.net/publication/335033448>
- [17] Kuendig A., Loehlein K., Kramer G., Huijsmans J., (2006), “Large Scale Hydrogen Liquefaction In Combination With LNG Re-Gasification”, Proceedings of 16th World Hydrogen Energy Conference, Volume 1 of 4, 3326–3333, Lyon, France, 13-16 June 2006. <https://www.cder.dz/A2H2/Medias/Download/Proc%20PDF/posters/%5BGIV%5D%20Liquid%20&%20gaseous%20storage,%20delidevy,%20safety,%20RCS/713.pdf>
- [18] Chang,H.M., Ryu, K.N., Baik, J.H., “Thermodynamic design of hydrogen liquefaction systems with helium or neon Brayton refrigerator”, *Cryogenics*, 2018, 91, 68–76. <https://doi.org/10.1016/j.cryogenics.2018.02.007>
- [19] Fosstveit M., (2021), “Optimization of hydrogen liquefaction process with mixed refrigerant precooling”, Master’s thesis, Norwegian University of Science and Technology Department of Energy and Process Engineering. <https://ntnuopen.ntnu.no/ntnu-xmlui/bitstream/handle/11250/2779973/no.ntnu%3Ainspera%3A80323884%3A45408362.pdf?sequence=1>
- [20] Eiksund, O., Brodal, E., Jackson, S., “Optimization of pure-component LNG cascade processes with heat integration”, *Energies*, 2018, 11(1), 202. <https://doi.org/10.3390/en11010202>
- [21] Kochenburger, T.M., Grohmann, S., Oellrich, L.R., “Evaluation of a two-stage mixed refrigerant cascade for HTS cooling below 60 K”, *Physics Procedia*, 2015, 67, 227–232. <https://doi.org/10.1016/j.phpro.2015.06.039>
- [22] Yilmaz, C., Kaska, O., “Performance analysis and optimization of a hydrogen liquefaction system assisted by geothermal absorption precooling refrigeration cycle”,

International Journal of Hydrogen Energy, 2018, 43(44), 20203–20213.
<https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2018.08.019>

[23] Yuksel, Y. E., Ozturk, M., Dincer, I., “Energetic and exergetic assessments of a novel solar power tower based multigeneration system with hydrogen production and liquefaction”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 2019, 44(26), 13071–13084.
<https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.03.263>

[24] Barron, R.F., (1985), “Cryogenic Systems”, 2nd Edition, Oxford University Press, New York, Clarendon Press, Oxford.

[25] Weil L., (1966), “Liquid Hydrogen (Properties, Production and Applications)”, Library of Congress Card Number 66-23047. Pergamon Press.

[26] Uzun, M., (2014), “Kriyojenik işlem görmüş soğuk iş takım çeliğinin aşınma davranışının incelenmesi”, Yüksek Lisans Tezi, Afyon Kocatepe Üniversitesi Teknoloji Fakültesi.

[27] Yin, L., Ju, Y., “Review on the design and optimization of hydrogen liquefaction processes”, *Frontiers in Energy*, 2020, 14(3), 530–544.
<https://doi.org/10.1007/s11708-019-0657-4>

[28] Buntkowsky, G., Theiss, F., Lins, J., Miloslavina, Y. A., Wienands, L., Kiryutin, A., Yurkovskaya, A., “Recent advances in the application of parahydrogen in catalysis and biochemistry”, *RSC Advances, Royal Society of Chemistry*, 2022, 12(20), 12477–12506. <https://doi.org/10.1039/d2ra01346k>

[29] Kon, O., “Termodinamik kısılma olayında Joule-Thomson katsayısı ve inversiyon eğrileri”, *BAÜ FBE Dergisi*, 2009, 11, 2, 81-93.

[30] Chang, H.M., “A thermodynamic review of cryogenic refrigeration cycles for liquefaction of natural gas”, *Cryogenics*, 2015, 72, 127-147.
<https://doi.org/10.1016/j.cryogenics.2015.10.003>

[31] Aziz, M., “Liquid Hydrogen: A Review on Liquefaction, Storage, Transportation, and Safety”, *Energies*, 2021, 14(18), 5917. <https://doi.org/10.3390/en14185917>

[32] Çengel Y.A., Boles M.A., (2015), “Thermodynamics: An Engineering Approach”, 8th Edition, McGraw-Hill.

[33] Çengel Y.A., Cimbala J.M., (2015), “Akışkanlar Mekaniği Temelleri ve Uygulamaları”, Palme Yayınevi.

[34] Kakaç S., Liu H., Pramuanjaroenkij A., (2012), “Heat Exchangers Selection, Rating and Thermal Design” 3rd Edition, CRC Press.

[35] Zhang, S., Liu, G., “Design and performance analysis of a hydrogen liquefaction process”, *Clean Technologies and Environmental Policy*, 2022, 24(1), 51–65.
<https://doi.org/10.1007/s10098-021-02078-z>

- [36] Zhang, J., Xu, Q., “Cascade refrigeration system synthesis based on exergy analysis”, *Computers and Chemical Engineering*, 2011, 35(9), 1901–1914. <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2011.02.015>
- [37] Wilhelmsen, Ø., Berstad, D., Aasen, A., Neksa, P., Skaugen, G., “Reducing the exergy destruction in the cryogenic heat exchangers of hydrogen liquefaction processes”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 2018, 43(10), 5033-5047. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2018.01.094>
- [38] Skaugen, G., Berstad, D., Wilhelmsen, Ø., “Comparing exergy losses and evaluating the potential of catalyst-filled plate-fin and spiral-wound heat exchangers in a large-scale Claude hydrogen liquefaction process”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 2020, 45(11), 6663-6679. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.12.076>
- [39] Xu, P., Wen, J., Wang, S., Lei, G., Li, Y., “Study on performance comparison of different fin combinations of catalyst filled plate fin heat exchanger for hydrogen liquefaction”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 47(56), 2022, 23661-23678. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2022.05.157>
- [40] Krasae-in, S., Stang, J.H., Neksa, P., “Simulation on a proposed large-scale liquid hydrogen plant using a multi-component refrigerant refrigeration system”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 2010, 35(22), 12531-12544. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2010.08.062>
- [41] Krasae-in S., “Optimal operation of a large-scale liquid hydrogen plant utilizing mixed fluid refrigeration system”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 2014, 39(13), 7015-7029. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijhydene.2014.02.046>
- [42] Sun, H., Xu, J., Wang, C., Geng, J., Rong, G., Gao, X., “Optimization and analysis of a cascaded dual mixed refrigerant hydrogen liquefaction process considering the influence of pre-cooling stages”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 2023, 48(81), 31653-31670. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2023.04.219>
- [43] Gao Z., Gou, W., Chen, H., Li, C., Zhang, Y., “Design and performance comparison of large-scale hydrogen liquefaction processes based on mixed refrigerant cycle”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 2025, 107, 438-451. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2024.05.441>
- [44] Liu, L., Wang, W., Wang, T., Wang, T., Dong, X., Tang, J., Wang, S., “Optimization and analysis of an innovative large-scale hydrogen liquefaction process based on cascade three mixed refrigerant cycles”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 2025, 127, 213-226. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2025.04.011>
- [45] Sleiti, A.K., Al-Ammari, W.A., “Systematic thermodynamic approach for designing mixed refrigerants used in hydrogen precooling process”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 2022, 47(48), 20915-20931. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2022.04.233>
- [46] Wang Y., Zhao, Y., Sun, Y., Wang, H., Guo, H., Gong, M., “Optimization method for mixed refrigerants in Joule-Thomson refrigerators with fixed-temperature heat

loads”, *Applied Thermal Engineering*, 2023, 233, 121198.
<https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2023.121198>

[47] Zhou K., Chen, L., Li, S., Zhao, K., Zhang, Z., Chen, S., Hou, Y., “Comparative analysis of energy losses in hydrogen and helium turbo-expanders for hydrogen liquefiers”, *Applied Thermal Engineering*, 2023, 227, 120322.
<https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2023.120322>

[48] Zhou, K., Chen, L., Wang, H., Deng, K., Zhang, Z., Chen, S., Hou, Y., “Comparison of mean-line methods for hydrogen turbo-expanders in hydrogen liquefiers”, *Case Studies in Thermal Engineering*, 2024, 60, 104632.
<https://doi.org/10.1016/j.csite.2024.104632>

[49] Che X., Li, H., Zhang, Z., Chen, Y., Cai, B., Liu, K., Cai, W., “A novel optimum design method and performance analysis of cryogenic hydrogen turbo-expander for hydrogen liquefaction”, *Cryogenics*, 2025, 145, 103996.
<https://doi.org/10.1016/j.cryogenics.2024.103996>

ÖZGEÇMİŞ

Oğuz KILIÇ, 2015 yılında Kocaeli Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Makine Mühendisliği Bölümünde lisans öğrenimine başlamış ve 2020 yılında bu programdan mezun olmuştur. 2021 yılında Gebze Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Makine Mühendisliği Anabilim Dalı'nda yüksek lisans öğrenimine başlamıştır.

2020–2023 yılları arasında Savener Mühendislik firmasında CFD-Proses Mühendisi olarak görev almış, bu süreçte çeşitli savunma sanayi projelerinde aktif rol üstlenmiştir. Temmuz 2023 itibarıyla Siro Energy firmasında Thermal/CFD Ar-Ge Mühendisi olarak çalışmaya başlamış olup, halen elektrikli araç bataryaları üzerine araştırma ve geliştirme faaliyetlerine devam etmektedir.



TEZ METNİNDEN TÜRETİLEN YAYINLAR/SUNUMLAR

Kılıç O., Unverdi S., (2023), “Tek Bileşenli Soğutucu Kullanılan Kaskad Joule Thomson Çevrimi ile Hidrojen Sıvılaştırma Çevriminin Termodinamik Analizi”, Gebze Teknik Üniversitesi 7. Lisansüstü Araştırmalar Sempozyumu



EKLER

Ek A: Matlab Kodlamaları

Çevrim Kodlaması (cevrin.m)

```
%Sıvılaştırma Çevrim Kodlaması
clearvars
clc
% Bu dosya, çevrimin bilinmeyen parametrelerini hesaplar ve
% kompresor_kademelendirmesi fonksiyonu ile birlikte FOM ve kompresör
işleri üretir.

% --- Tasarım basınçları (kPa) ---

P_max_H2=12000; %[kPa]
P_max_N2 =32000; %[kPa]

% --- Çevrim kabulleri & sabitler ---

n_comp = 0.8; % İzentropik verim
katsayi_matris= 1.6:0.05:2.0; % Kademe basınç oranı
m_fluid_h2 = 1; %[kg/s] Sıvılaşması hedeflenen hidrojen miktarı
Q_vap=1; Q_liq=0; % Faz kalite sabitleri
hx_min = 1.015; % Min. sıcaklık yaklaşımı (1+1.5%)
t_atm = 300; % [K] Ortam sıcaklığı
p_atm = 101; % [kPa] Ortam basıncı

% --- Bilinen doymuş sıcaklıklar (p_atm, Q=1) ---

t13 = refpropm('T','P',p_atm,'Q',Q_vap,'nitrogen'); %[K]
t12 = t13;

t7 = refpropm('T','P',p_atm,'Q',Q_vap,'hydrogen'); %[K]
t6 = t7;

% --- Başlangıç düğüm değerleri ---

T = [t_atm/hx_min, t_atm, NaN, t13*hx_min, NaN, NaN, NaN, t13,
t_atm/hx_min, t_atm, NaN, NaN, NaN];
P = repmat(p_atm, 1,13);
P (1,2:5)= P_max_H2;
P (1,10:11)= P_max_N2;

Q = NaN( 1, 13); % Tüm değerleri NaN olan 1x13 hücre dizisi oluşturulur
indices = [7, 13]; % HX2 ve 3 numaralı ısı değiştiriciden
% çıkacak olan akışkan doymuş buhar olarak çıkacağı kabul edildiğinden
Q_vap değeri tanımlanır.

Q (indices)=Q_vap;

%Çevrim akışkanları
fluids (1,1:8) ={'hydrogen'};
fluids (1,9:13) ={'nitrogen'};

%Ardından bilinen değerler üzerinden entalpi değerleri bulunmuştur
```

```

for i=1:13
    if isnan(T(i)) && isnan(Q(i))
        h(i) = 0;
        elseif isnan(T(i)) % eğer sıcaklık değeri NaN ise, 'P' ve 'Q' kullan
            h(i) = refpropm('H','P',P(i),'Q',Q(i),fluids{i});
        else isnan(Q(i)) % eğer sıcaklık değeri NaN ise, 'P' ve 'T' kullan
            h(i) = refpropm('H','T',T(i),'P',P(i),fluids{i});
    end
end

%Entalpi değerleri bulunduğundan sonra bilinmeyen değerler için hesaplamalar
%yapılmıştır.

% --- JT bölgesi iterasyonu: Q(6) ---

Q(6) = 0.01;
for i = 1:10000 %Döngüde başlangıç değeri ile HX2'den çıkan 5 numaralı
    % noktanın entalpi değeri bulunur ardından bu entalpi değerinin tahmin
    % edilen q değeri ile aynı entalpi değerine sahip olması için fark
    % hesaplaması yaptırılır ve istenilen q değeri bulunur.

    h(5) = h(4) - (((Q(6)*(h(8)-h(7)))));
    T(5) = refpropm('T','P',P_max_H2,'h',h(5),'hydrogen');
    Q6_1 = refpropm('Q','P',p_atm,'H',h(5),'hydrogen');
    fark=Q6_1-Q(6);

    if abs(fark)<0.001
        break
    end
    Q(6) =Q(6)+0.0001; %her döngüde q değerine 0.0001 eklenir.
end

h(6) = refpropm('H','P',p_atm,'Q',Q(6),'hydrogen');

% 3 numaralı bölüm değerleri
h(3) = h(2) - (((Q(6)*(h(1)-h(8)))));
T(3) = refpropm('T','P',P(3),'h',h(3),'hydrogen');

% 11 ve 12 numaralı bölüm değerleri
h(11) = h(10) - (h(9)-h(13));
T(11) = refpropm('T','P',P(11),'H',h(11),'nitrogen');
Q(12) = refpropm('Q','P',P(12),'H',h(11),'nitrogen');
h(12) = h(11);

% --- Debiler ---

m_h2 = (1)/(1-Q(6));
m_n2 = (m_h2*(h(3)-h(4)))/(h(13)-h(12));

% --- Entropiler ---

for i=1:13
    if isnan(T(i)) % eğer sıcaklık değeri NaN ise, 'P' ve 'Q' kullan
        s(i) = refpropm('s','P',P(i),'Q',Q(i),fluids{i});
    else % eğer sıcaklık değeri NaN ise, 'P' ve 'T' kullan
        s(i) = refpropm('s','T',T(i),'P',P(i),fluids{i});
    end
end
end

```

```

% --- HEX entropi üretimleri ---

hex1=((m_h2-1)*(s(1)-s(8)))+(m_h2*(s(3)-s(2)));%[J/sK]
hex2=((m_h2-1)*(s(8)-s(7)))+(m_h2*(s(5)-s(4)));%[J/sK]
hex3=((m_h2)*(s(4)-s(3)))+(m_n2*(s(13)-s(12)));%[J/sK]
hex4=((m_n2)*(s(11)-s(10)))+(m_n2*(s(9)-s(13)));%[J/sK]

Sgen_HEX_total=hex1+hex2+hex3+hex4;

% --- JT entropi üretimleri ---

ev1=m_h2*(s(6)-s(5));%[J/sK]
ev2=m_n2*(s(12)-s(11));%[J/sK]

Sgen_JT_total=ev1+ev2;

% --- Kompresör kademelendirmesi: H2 ---

P_stages_H2(1,1)=p_atm;%[KPa]
giris_degeri = p_atm;%[KPa]
hedef_deger = P_max_H2;%[KPa]
katsayi = katsayi_matris;
[max_deger, sonuc_matrix] = kompresor_kademelendirmesi(giris_degeri,
hedef_deger, katsayi);
P_deger_H2= sonuc_matrix(:,9)';
P_stages_H2 = [p_atm, P_deger_H2];

for i = 2:numel(P_stages_H2)
T_in_H2 (1,i) = t_atm;
S_in_H2(1,i) =
refpropm('S','T',T_in_H2(1,i),'P',P_stages_H2(1,i-1),'hydrogen');%[]
H_in_H2(1,i) =
refpropm('H','T',T_in_H2(1,i),'P',P_stages_H2(1,i-1),'hydrogen');%[]
T2s_H2(1,i) =
refpropm('T','P',P_stages_H2(1,i),'S',S_in_H2(1,i),'hydrogen');%[]
H2s_H2(1,i) =
refpropm('H','P',P_stages_H2(1,i),'S',S_in_H2(1,i),'hydrogen');%[]
H2_out_H2(1,i) =
((H2s_H2(1,i)-H_in_H2(1,i))/n_comp)+H_in_H2(1,i));
T_out_H2(1,i) =
refpropm('T','P', P_stages_H2(1,i),'H', H2_out_H2 (1,i),'hydrogen');
H_out_H2(1,i) =
refpropm('H','T',T_out_H2(1,i),'P',P_stages_H2(1,i),'hydrogen');%[]
S_out_H2(1,i) =
refpropm('S','T',T_out_H2(1,i),'P',P_stages_H2(1,i),'hydrogen');%[]
end

% --- Kompresör kademelendirmesi: N2 ---

P_stages_N2(1,1)=p_atm;%[KPa]
giris_degeri = p_atm;%[KPa]
hedef_deger = P_max_N2;%[KPa]
katsayi = katsayi_matris;
[max_deger, sonuc_matrix] = kompresor_kademelendirmesi(giris_degeri,
hedef_deger, katsayi);
P_deger_N2= sonuc_matrix(:,9)';
P_stages_N2 = [p_atm, P_deger_N2];

for i = 2:numel(P_stages_N2)

```

```

T_in_N2(1,i) = t_atm;
S_in_N2(1,i)
= refpropm('S','T', T_in_N2(1,i), 'P', P_stages_N2(1,i-1), 'nitrogen');%[]
H_in_N2 (1,i)
= refpropm('H','T', T_in_N2(1,i), 'P', P_stages_N2(1,i-1), 'nitrogen');%[]
T2s_N2(1,i)
= refpropm('T','P', P_stages_N2(1,i), 'S', S_in_N2(1,i), 'nitrogen');%[]
H2s_N2(1,i)
= refpropm('H','P', P_stages_N2(1,i), 'S', S_in_N2 (1,i), 'nitrogen');%[]
H_out_N2(1,i)
= ((H2s_N2(1,i) - H_in_N2(1,i))/n_comp) + H_in_N2(1,i));
T_out_N2(1,i)
= refpropm('T','P', P_stages_N2(1,i), 'H', H_out_N2(1,i), 'nitrogen');
H_out2_N2(1,i)
= refpropm('H','T', T_out_N2 (1,i), 'P', P_stages_N2(1,i), 'nitrogen');%[]
S_out_N2(1,i)
= refpropm('S','T', T_out_N2 (1,i), 'P', P_stages_N2(1,i), 'nitrogen');%[]
end

% --- Kompresör entropi üretimleri ---

for i=2:numel(P_stages_H2)
Sgen_COMP_H2(1,i) = (m_h2)*( S_out_H2(1,i)-S_in_H2(1,i));
end
Sgen_COMP_H2_total = sum(Sgen_COMP_H2.*1);

for i=2:numel(P_stages_N2)
Sgen_COMP_N2(1,i) =m_n2* (S_out_N2(1,i)- S_in_N2(1,i));
end
Sgen_COMP_N2_total = sum(Sgen_COMP_N2.*1);

Sgen_COMP_total=Sgen_COMP_H2_total+Sgen_COMP_N2_total;

% --- Ara soğutma entropi üretimleri ---

for i=2:(numel(P_stages_H2)-1)
Sgen_IC_H2(1,i)=((((m_h2)*(S_in_H2(1,i+1)- S_out_H2(1,i))))-
(((m_h2)*(H_in_H2(1,i+1)- H_out_H2(1,i)))/t_atm));
end
i=numel(P_stages_H2);
Sgen_IC_H2(1,i)=((((m_h2)*(s(2)- S_out_H2(1,i))))-(((m_h2)*(h(2)- H_out_H2
(1,i)))/t_atm));
Sgen_IC_H2_total = sum(Sgen_IC_H2.*1);

for i=2:(numel(P_stages_N2)-1)
Sgen_IC_N2(1,i)=(((m_n2*( S_in_N2(1,i+1)- S_out_N2(1,i))))-((m_n2*(
H_in_N2(1,i+1)- H_out2_N2(1,i))/t_atm));
end
i=numel(P_stages_N2);
Sgen_IC_N2(1,i)=(((m_n2*(s(10)- S_out_N2(1,i))))-((m_n2*(h(10)-
H_out2_N2(1,i)))/t_atm));
Sgen_IC_N2_total = sum(acn.*1);

Sgen_IC_total = Sgen_IC_H2_total+ Sgen_IC_N2;

%Minimum iş miktarı hesaplanması ve FOM değeri hesaplanması
Sgen_total=Sgen_HEX_total+Sgen_JT_total+ Sgen_COMP_total + Sgen_IC_total;

%Hidrojen 300K ve 20K özelliklerinin eldesi

```

```

hf = refpropm('H','P',p_atm,'Q',0,'hydrogen');%[]
sf = refpropm('S','P',p_atm,'Q',0,'hydrogen');%[]
h0 = refpropm('H','T',t_atm,'P',p_atm,'hydrogen');%[]
s0 = refpropm('S','T',t_atm,'P',p_atm,'hydrogen');%[]

%Minimum işin hesaplanması
w_min=(((hf-h0))-t_atm*((sf-s0)));

%W_c değerinin minimum iş ve entropi üretimi ile hesaplanması
w_c=(w_min+(t_atm*Sgen_total));

%Fayda Değeri Hesaplanması
fom =w_min/w_c

```

Kompresör Sıkıştırma Değeri Bulma

```

function [max_deger, sonuc_matrix] =
kompresor_kademelendirmesi(giris_degeri, hedef_deger, katsayi)
% Verilen başlangıç değerini (giris_degeri) hedef değere (hedef_deger)
kadar 1.6,
% 1.7, 1.8, 1.9 veya 2 ile çarparak mümkün olan en yüksek değeri bulur.
% katsayi: kullanılacak katsayıların vektörü
% max_degeri: bulunan en yüksek değer
% sonuc_matrix: doğru sonuçların matrisi

% Hedef değere ulaşmak için gereken minimum adım sayısını hesaplayın
min_adim = ceil(log(hedef_deger / giris_degeri) / log(max(katsayi)));

olasi_deger = cell(1, min_adim+1);
olasi_deger{1} = giris_degeri;

for i = 2:min_adim+1
    olasi_deger{i} = [];
    for j = 1:length(olasi_deger{i-1})
        for k = 1:length(katsayi)
            yeni_deger = olasi_deger{i-1}(j) * katsayi(k);
            if yeni_deger <= hedef_deger
                olasi_deger{i}(end+1) = yeni_deger;
            end
        end
    end
    olasi_deger{i} = unique(olasi_deger{i});
end

max_deger = max(olasi_deger{end});

sonuc_matrix = zeros(min_adim, length(katsayi));
for i = 2:min_adim+1
    for j = 1:length(katsayi)
        for k = 1:length(olasi_deger{i})
            if any(olasi_deger{i-1}.*katsayi(j)==olasi_deger{i}(k))
                sonuc_matrix(i-1,j) = olasi_deger{i}(k);
            end
        end
    end
end
end
end

```

REFPROP MATLAB'a Entegrasyonu Bağlantısı

<https://trc.nist.gov/refprop/LINKING/Linking.htm>

MATLAB Uygulamaları

[refpropm.m](#) (uploaded Oct. 17, 2013)

