T.C.

GEBZE TEKNİK ÜNİVERSİTESİ

FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

HAVA AYRIŞTIRMA TESİSİNDE ENERJİ VERİMLİLİĞİ VE EKSERJİ ANALİZİ

GÖKTUĞ URAL

YÜKSEK LİSANS TEZİ

KİMYA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

GEBZE

2016

T.C.

GEBZE TEKNİK ÜNİVERSİTESİ

FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

HAVA AYRIŞTIRMA TESİSİNDE ENERJİ VERİMLİLİĞİ VE EKSERJİ ANALİZİ

GÖKTUĞ URAL

YÜKSEK LİSANS TEZİ

KİMYA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

DANIŞMANI

PROF. DR. MAHMUT BAYRAMOĞLU

GEBZE

2016

T.R.

GEBZE TECHNICAL UNIVERSITY

GRADUATE SCHOOL OF NATURAL AND APPLIED SCIENCES

ENERGY EFFICIENCY AND EXERGY ANALYSIS IN AIR SEPARATION PLANT

GÖKTUĞ URAL

A THESIS SUBMITTED FOR THE DEGREE OF

MASTER OF SCIENCE

DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING

THESIS SUPERVISOR

PROF. DR. MAHMUT BAYRAMOĞLU

GEBZE

2016

GEBZE TEKNİK ÜNİVERSİTESİ	**YÜKSEK LİSANS JÜRİ ONAY FORMU**

GTÜ Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu'nun ..25../..05../2016.. tarih ve ..2016../..34.... sayılı kararıyla oluşturulan jüri tarafından 30/05/2016 tarihinde tez savunma sınavı yapılan Göktuğ URAL'ın tez çalışması Kimya Mühendisliği Anabilim Dalında YÜKSEK LİSANS tezi olarak kabul edilmiştir.

JÜRİ

ÜYE
(TEZ DANIŞMANI) : Prof.Dr. Mahmut Bayramoğlu

ÜYE : Prof.Dr. Hasan Sadıkoğlu

ÜYE : Yrd.Doç.Dr. Ömür Aras

ONAY

Gebze Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu'nun
...../...../..... tarih ve ...../..... sayılı kararı.

İMZA/MÜHÜR

ÖZET

Teknolojinin hızla gelişmesi, endüstriyel gazlara olan ihtiyacı önemli ölçüde artırmıştır. Havada bulunan azot, oksijen ve argon değişik endüstriyel alanlarda yaygın olarak kullanılmaktadır. Bu tez çalışmasında bir proses simulatör programı kullanılarak, gaz/sıvı oksijen, azot ve argon üreten bir hava ayrıştırma tesisinin simülasyon modeli kuruldu. Bu model yardımıyla sistemin enerji verimliliği hesaplandı ve ekserji analizi yapıldı. Birim üretim başına tüketilen enerji, ürün kazanım yüzdeleri, ekipmanların ekserji kayıpları ve ekserji verimlilikleri, tüm tesisin ekserji verimliliği hesaplandı ve sonuçlar, Grassmann Diyagramıyla gösterildi. Kolonlarda % 20.3, hava kompresöründe % 13.7, ana ısı değiştiricisinde % 12.0 ve türbinde % 3.8 ekserji kaybı hesaplandı. Diğer ekipmanlar da göz önünde bulundurulduğunda tüm tesisin standart ekserji verimliliği % 27.0 olarak hesap edildi.

Tesisin ekserji verimliliğini yükseltmek amacıyla simulasyon çalışmaları yapıldı. Bu amaçla, soğutma suyu debisi yükseltildi, sıvı oksijen debisi arttırıldı, atık azot debisi düşürüldü, argon safiyeti arttırıldı ve kolonlardaki tepsi sayıları makul bir seviyeye düşürüldü. Yaz ayları düşünülüp hava sıcaklığı yükseltilerek, ekserji verimliliğinin de buna olumlu etkisi gözlendi. Ayrıca hava kompresörünün verimliliği de arttırıldı. Sonuçta, standart ekserji verimliliğinin % 31.4'e kadar yükseltilebildiği görüldü. Son olarak, kimyasal ekserjiler de hesaba katılarak ekserji verimliliği hesaplandı. İyileştirme öncesi ve sonrası standart ekserji verimliliği değerleri % 38 ve % 45.7 olarak bulundu.

Anahtar Kelimeler: Enerji, Ekserji, Hava Ayrıştırma Tesisi, İyileştirme.

SUMMARY

With the rapid development of technology, industrial gases requirement is increased considerably. Nitrogen, oxygen and argon in air, are used in many industrial areas. In this thesis, an air separation plant simulation model that can produce gas/liquid oxygen, nitrogen and argon is installed by using a process simulator program. With the help of this model, energy efficiency of the system is calculated and exergy analysis is done. Energy consumed for unit production, product recovery yields, exergy losses and exergy efficiencies of the equipments, exergy efficiency of the whole plant are calculated and the results are shown in Grassmann Diagram. Exergy losses are calculated as 20.3 % for columns; 13.7 % for air compressor; 12.0% for main heat exchanger and 3.8 % for turbine. With the consideration of another equipments, exergy efficiency of the whole plant is performed as 27.0 %.

Simulation studies are done to improve the exergy efficiency of the plant. For this purpose; cooling water flow rate is increased, liquid oxygen flow rate is increased, waste nitrogen flow rate is decreased, argon purity is increased and tray numbers of the columns are decreased to a reasonable level. When considered summer, by increasing air inlet temperature, its positive effect to exergy efficiency is watched out. Additionally, the air compressor's efficiency is increased also. As a result, it is seen that standart exergy efficiency can be increased to 31.4 %. Finally, exergy efficiency is calculated by taking into account the chemical exergies. Standart exergy efficiencies are performed as 38 % and 45.7 % before and after optimization.

Keywords: Energy, Exergy, Air Separation Plant, Optimization.

TEŞEKKÜR

Tez konusunun belirlenmesi sürecinden tezin yazımı sürecine kadar her safhada değerli görüş ve bilgileriyle tezimin bu noktaya gelmesini sağlayan, danışman hocam Prof. Dr. Mahmut Bayramoğlu'na,

Yüksek lisans eğitimime başlama ve devam etme imkanını sağlayan, yardıma ve önerisine ihtiyacım olduğu zamanlarda teknik anlamda bana gerekli desteği veren yöneticim Sn. Nazmi Derinel'e,

Hayatım boyunca bana maddi ve manevi her türlü desteği veren aileme teşekkür ederim.

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
ÖZET	v
SUMMARY	vi
TEŞEKKÜR	vii
İÇİNDEKİLER	viii
SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ	xi
ŞEKİLLER DİZİNİ	xiii
TABLOLAR DİZİNİ	xiv
1. GİRİŞ	1
2. GENEL BİLGİLER	3
2.1. Havayı Oluşturan Gazlar ve Özellikleri	3
2.2. Kriyojenik Hava Ayrıştırma Prosesi	3
2.3. Ekserji Analizi	7
2.3.1. Ekserji Yıkımı, Kayıp İş ve Entropi Üretimi	7
2.3.2. Entropi Üretiminin Hesaplanması	8
2.3.2.1. Kara Kutu Yöntemi	8
2.3.2.2. Geri Döndürülemez Termodinamik Yöntemi	8
2.3.2.3. Transfer Proseslerinin Uygun Modelleri	8
2.3.3. İkinci Kural Verimliliğinin Arttırılması	9
2.3.3.1. Ekserji Analizi Yöntemi	9
2.3.3.2. Entropi Üretiminin Minimizasyonu	9
2.3.3.3. Ekonomik Değerlendirmeler	9
3. SİMÜLASYON ÇALIŞMASI	11
3.1. Komponent Seçimi	11
3.2. Seçilen Özellik Metodu	11
3.3. Proses Simülasyon Şeması ve Açıklaması	12
3.3.1. Hava Kompresörü	12
3.3.2. Ön Soğutma Sistemi	13
3.3.3. Booster Kompresörü-Proses I	13
3.3.4. Booster Kompresörü-Proses II	13
3.3.5. Türbin/Kompresör Bölgesi-Kompresör Tarafı	14

3.3.6. Ana Isı Değiştiricisi ve Türbin 15
3.3.7. Yüksek Basınç Kolonu 16
3.3.8. Ön Soğutucu Isı Değiştiricisi ve Vanalar 17
3.3.9. Düşük Basınç Kolonu 17
3.3.10. Ham Argon Kolonu 18
3.3.11. Saf Argon Kolonu 19
4. SİMÜLASYON ÇALIŞMASI SONUÇLARI 20
4.1. Kütle ve Enerji Denkliklerinin Kurulması 20
4.2. Birim Üretim Başına Harcanan Enerji 22
4.3. Ürün Kazanım Yüzdeleri 23
4.4. Ürünlerin Debileri ve Saflığı 23
4.5. Ekipmanların Ekserji Kayıpları 24
4.6. Ekserji Denkliğinin Kurulması 26
5. PROSESİN İYİLEŞTİRİLMESİ İLE İLGİLİ ÇALIŞMALAR 28
5.1. Kolonlarla İlgili Çalışmalar 28
5.1.1. Tepsi Sayılarının Azaltılması 28
5.1.2. Atık Azotun LPC'den Çıkış Tepsisinin Değiştirilmesi 28
5.1.3. Atık Azotun LPC'den Çıkış Debisinin Değiştirilmesi 29
5.1.4. CAC Akımının Çıkış Tepsisinin Değiştirilmesi 29
5.1.5. Saf Argon Kolonuna Yapılan Besleme Tepsisinin Değiştirilmesi 30
5.1.6. Saf Argon Kolonu'nda Distilat Debisinin Azaltılması 30
5.2. Soğutma Suları İle İlgili Çalışmalar 30
5.2.1. Soğutma Sularının Debisinin İki Katına Çıkarılması 30
5.2.2. Soğutma Sularının Debisinin Yarıya Düşürülmesi 31
5.3. Hava Kompresörü İle İlgili Çalışmalar 32
5.3.1. Hava Kompresörünün Kademe Basınçlarının Arttırılması 32
5.4. Sıvı Oksijen Debisi İle İlgili Çalışmalar 32
5.4.1. Sıvı Oksijen Üretim Debisinin Azaltılması 32
5.4.2. Sıvı Oksijen Üretim Debisinin Arttırılması 33
5.5. Yararlı Değişikliklerin Prosese Uygulanması 33
6. KİMYASAL EKSERJİ HESABA KATILDIĞINDA EKSERJİ VERİMLİLİĞİ 36
7. GENEL DEĞERLENDİRME VE SONUÇLARIN YORUMLANMASI 38

KAYNAKLAR 41
ÖZGEÇMİŞ 42

SİMGELER ve KISALTMALAR DİZİNİ

Simgeler ve Kısaltmalar		**Açıklamalar**
H	:	Entalpi
S	:	Entropi
V	:	Hız
ϑ	:	Hacim
G	:	Yer Çekimi İvmesi
P	:	Basınç
R	:	Gaz Sabiti
T_o	:	Çevre Sıcaklığı (referans)
Z	:	Yükseklik
ω	:	Periferik Faktör
m_i	:	Kütlesel Akış
x_i	:	i bileşiminin mol fraksiyonu
ΔE_K	:	Kinetik Enerji Değişimi
ΔE_P	:	Potansiyel Enerji Değişimi
ΔEx	:	Ekserji Değişimi
ΔH	:	Entalpi Değişimi
Q	:	Isı Enerjisi
W	:	Yapılan İş
Ex_F	:	Fiziksel Ekserji
Ex_K	:	Kinetik Ekserji
Ex_P	:	Potansiyel Ekserji
Ex_C	:	Kimyasal Ekserji
$E_{o,i}$	:	i bileşiminin standart kimyasal ekserjisi
ASP	:	Air Separation Plant
ASU	:	Air Separation Unit
C-Ar-C	:	Ham Argon Kolonu
CWi	:	i numaralı soğutma suyu
GN-FINAL	:	Ürün olarak alınan Gaz Azot
GOX	:	Ürün olarak alınan Gaz oksijen

GWN-FINAL	:	Ürün olarak alınan Atık Gaz Azot
HPC	:	Yüksek Basınç Kolonu
HAT	:	Hava Ayrıştırma Tesisi
LAR	:	Ürün olarak alınan Sıvı Argon
LOX	:	Ürün olarak alınan Sıvı Oksijen
LPC	:	Düşük Basınç Kolonu
MHEX	:	Ana Isı Değiştiricisi
MIXER	:	Karıştırıcı Ekipman
P-Ar-C	:	Saf Argon Kolonu
PSA	:	Basınç Değişim Adsorpsiyonu
SPLIT	:	Ayırıcı Ekipman
SUBCOOLER	:	Ön-soğutucu Isı Değiştiricisi
VPSA	:	Vakum Basınç Değişim Adsorpsiyonu

ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil No :		Sayfa
2.1:	Hava Ayrıştırma Tesisi Blok Akış Diyagramı.	6
3.1:	Hava Kompresörü ve Isı Değiştiriciler Akış Şeması.	12
3.2:	Booster Kompresörü Proses I Akış Şeması.	13
3.3:	Booster Kompresörü Proses II Akış Şeması.	14
3.4:	Türbin/Kompresör Bölgesi – Kompresör Tarafı Akış Şeması.	15
3.5:	Ana Isı Değiştiricisi ve Türbin Akış Şeması.	15
3.6:	Yüksek Basınç Kolonu Akış Şeması.	16
3.7:	Ön-Soğutucu Isı Değiştiricisi ve Vanalar Akış Şeması.	17
3.8:	Düşük Basınç Kolonu Akış Şeması.	18
3.9:	Ham Argon Kolonu Akış Şeması.	19
3.10:	Saf Argon Kolonu Akış Şeması.	19
4.1:	Ekipman Ekserji Kayıpları Sıralaması.	26
4.2:	Grassmann Diyagramı.	27

TABLOLAR DİZİNİ

Tablo No:		Sayfa
2.1:	Havayı Oluşturan Gazlar ve Özellikleri.	3
3.1:	Simülasyon Programında Seçilen Özellikler.	11
3.2:	PENG-ROB İkili Parametreleri.	12
4.1:	Tüm Sistemin Kütle Denkliği Tablosu.	20
4.2:	Azot Kütle Denkliği Tablosu.	20
4.3:	Oksijen Kütle Denkliği Tablosu.	21
4.4:	Argon Kütle Denkliği Tablosu.	21
4.5:	Tüm Sistemin Enerji Denkliği Tablosu.	21
4.6:	Üretilen ve Kullanılan Enerji Değerleri.	22
4.7:	Üretim Debiler ve Birim Üretim Başına Tüketilen Elektrik.	23
4.8:	Ürün Kazanım Yüzdeleri.	23
4.9:	Ürünlerin Debisi ve Saflığı Tablosu.	23
4.10:	Ekipmanların Ekserji Kayıpları ve Ekserji Verimlilikleri.	24
4.11:	Temel Birimlerin Ekserji Kayıpları ve Verimlilikleri.	25
4.12:	Ekserji Denkliği Tablosu.	26
5.1:	Kolonlardaki Tepsi Sayılarının Değişimi.	28
5.2:	Atık Azot Debisi Düşürüldüğünde Ekserji Denkliği.	29
5.3:	P-AR-C Distilat Debisi Azaltıldığında Elde Edilen Sonuçlar.	30
5.4:	Soğutma Suları Debisi Yükseltildiğinde Ekserji Denkliği.	31
5.5:	Soğutma Suları Debisi Azaltıldığında Ekserji Denkliği.	31
5.6:	Sıvı Oksijen Debisi Azaltıldığında Ekserji Denkliği.	32
5.7:	Sıvı Oksijen Debisi Arttırıldığında Ekserji Denkliği.	33
5.8:	Yararlı Değişiklikler Uygulandığında Ekserji Denkliği.	34
5.9:	Hava Giriş Sıcaklığı Arttırıldığında Ekserji Denkliği.	34
5.10:	Simülasyona Girilen Değerler Değişince Ekserji Denkliği.	35
6.1:	Standart Kimyasal Ekserji Değerleri.	36
6.2:	Kimyasal Ekserji Hesaba Katılarak Yapılan Ekserji Denkliği.	36
6.3:	Kimyasal Ekserji İle Birlikte Yapılan İyileştirmeli Ekserji Denkliği.	37
7.1:	HAT Simülasyonu İle İlgili Yapılan Çalışmalarda Elde Edilen Sonuçlar.	40

1. GİRİŞ

Teknolojinin hızla gelişmesi, endüstriyel gazlara ve sıvılara olan ihtiyacı önemli ölçüde arttırmıştır. Bu kapsamda, havada bulunan azot, oksijen ve argon; çelik, kimya, yarıiletken, gıda, rafine ve metal endüstrileri gibi geniş bir uygulama alanında kullanılabilmektedir. Sıvı ve gaz oksijen metal üretiminde, kaynak işlemlerinde, cam, beton üretiminde, kimyasal ve petrol rafinerilerinde kullanılır. Gaz azot, soygaz olarak; çelik endüstrisinde, kimyasal ve petrol tesislerinde ve elektronik endüstrisinde kullanılır. Sıvı azot, kriyojenik plastik taşlama ve gıda koruma gibi işlemlerde kullanılır. Argon, soygaz olarak kaynakta, metal kesmede, ısıl işlemlerde ve elektronik üretim proseslerinde kullanılır.

Genel olarak, 3 çeşit hava ayrıştırma tekniği vardır: Distilasyon, adsorpsiyon ve membranla ayırma yöntemleri. Distilasyon bunların arasında en etkili ayırma yöntemidir. Bu yöntemle % 99'dan daha saf ürünler elde edilmektedir, ayrıca yüksek ölçekli üretimlerde diğer yöntemlerden daha ekonomiktir. Adsorpsiyon, % 95 saflığa kadar oksijen üretimi sağlar, fakat bu teknik için etkin bir adsorbent madde gerekmektedir. Bu maddelerin sürekli değiştirilmesi maliyet açısından bir sorundur. Diğer metotlar ise; basınç değişim adsorpsiyonu (PSA) ve vakum basınç değişim adsorpsiyonudur (VPSA). Bu yöntemlerle havadan sadece bir bileşen ayrılabilir. Diğer yandan, kriyojenik yöntemle yüksek saflıkta oksijen, azot ve argon üretilebilmektedir. Bu üretim metodunun en büyük dezavantajı ise çok fazla enerji (elektrik) tüketmesidir. Bu nedenle, bu tip proseslerin enerji verimliliğin gözlenmesi önemlidir. Proseslerin enerji/ekserji analizleri; var olan (çalışan) bir tesiste enerji/ekserji verimliliklerin yükseltilmesi, yeni bir proseste ya da tesiste, maksimum enerji verimliliğine sahip optimum tasarımın gerçekleştirilmesi, enerji kaynaklarının daha etkin kullanılmasının sağlanması ve atmosfere atılan termal enerjinin minimizasyonu konularında fikir vermektedir.

Ekserji analizi ile ilgili kapsamlı bilgi Bölüm 2.3'te verilmiştir.

Ekserji analizi, fabrikalarda üretimi ve verimliliği arttırmak için yaygın olarak yürütülen bir çalışmadır. Bu çerçevede, "İkinci Kural Termodinamiği" ile ilgili yapılan değişik yayınlarda, termoekonomiden, ekserji kaybını minimize etme çalışmalarından bahsedilmektedir. Tekin ve Bayramoğlu tarafından; şeker kamışından şeker üretiminin ekserji analizi yapılmıştır [1]. Vogler ve Weissman çalışmalarında sistem verimliliğini maksimize etme, termodinamik işe yararlılık analizi gibi konulardan bahsetmişlerdir

[2]. Munsch çalışmasında, ekserji kavramı ile ilgili bilgiler vermiş, ekserji kavramını sınıflandırmış, bir prosesin matematiksel olarak yorumlanması konuları hakkında açıklamalar yapmıştır [3].

Hava ayrıştırma prosesinde ekserji analizi önemli ve son yıllarda araştırılan bir konudur; tesisin rasyonel ve standart ekserji verimliliklerinin yükseltilmesi, termal-ekonomik iyileştirme çalışmaları, kolonlardaki ekserji kaybının azaltılmasına yönelik çalışmalar bu kapsamda sayılabilir.

Cornelissen ve Hirs çalışmalarında, 3 kolonlu, gaz ve sıvı oksijen, gaz ve sıvı azot ve sıvı argon üreten bir hava ayrıştırma prosesini simülasyon program yardımıyla incelemiştir [4]. Tesis; % 99.5 saflıkta gaz oksijen, % 99.95 saflıkta gaz azot, % 99 saflıkta sıvı argon üretilmektedir. Yapılan hesaplamalarda, 8810 kW toplam ekserji kaybı ve rasyonel ekserji verimliliği % 28 olarak bulunmuştur.

Van Der Ham ve Kjelstrup, 2 ve 3 kolonlu hava ayrıştırma proseslerini incelemiştir; incelenen tesis % 99.9 saflıkta azot ve % 95 saflıkta oksijen üretmektedir. 2 kolonlu tesiste ekserji analizi % 34.7, 3 kolonlu üretimde ise ekserji analizi %37.8 olarak bulunmuştur [5].

Hua Zhou, uygun bir simülasyon programı kullanarak, tek ve çift kolonlu sistemler deneyerek ekserji analizi yapmıştır [6]. Çift kolonlu sistemde ekserji analizi % 26.59; tek kolonlu sistemde ekserji analizi % 32.78 olarak bulunmuştur. İncelenen tesislerde argon üretilememektedir, sadece % 99 saflıkta oksijen ve azot üretilebilmektedir.

Amidpour, 2 kolonlu bir sistemin enerji verimliliği, ekserji analizi ve bunların ekonomik karşılıklarını hesaplamıştır. Her ekipman için ekserji kaybı miktarı belirlenmiştir ve ekserji analizi yaklaşık % 35 olarak bulunmuştur [7].

Bu tez çalışmasında; uygun saflıkta azot, oksijen ve argon üreten 3 kolonlu hava ayrıştırma prosesinin enerji ve ekserji analizlerinin yapılması amaçlandı. Bu çerçevede, tesisin simulasyon modeli kuruldu. Ekserji verimlilikleri her ekipman için ve tüm tesis için hesaplandı, ayrıca ekserji verimliliğini artırma çalışmaları yapıldı.

2. GENEL BİLGİLER

2.1. Havayı Oluşturan Gazlar ve Özellikleri

Havanın kuru temelde bileşimi Tablo 2.1'de gösterilmektedir. Ayrıca, şartlara bağlı olarak, ppm mertebesinde bulunabilen diğer bileşenler arasında SO_2, H_2, CH_4, O_3, NO_2 sayılabilir [8].

Tablo 2.1: Havayı Oluşturan Gazlar ve Özellikleri.

Gazlar	% Mol	Kaynama noktası
Oksijen	20.95	-182.95
Azot	78.09	-195.79
Karbondioksit	0.030	-78.5
Argon	0.933	-186
Neon	0.0018	-246
Helyum	0.0005	-269
Kripton	0.0001	-153.4
Ksenon	$9x10^{-6}$	-108.1

2.2. Kriyojenik Hava Ayrıştırma Prosesi

Kriyojenik sistem ile hava ayrıştırma tekniği Dr. Carl Von Linde tarafından geliştirilmiştir [9].

Kriyojenik yöntemle hava ayrıştırma prosesi; hava filtresi ve hava kompresörü, ön saflaştırma sistemi, booster kompresörü, türbin-kompresör, ısı değiştiricisi ve ayrışım kolonları bölümlerinden oluşmaktadır.

Hava öncelikle bir hava filtresinden geçirilerek tozlardan arındırılır. Daha sonra bir hava kompresörü ile hava basınçlandırılır. Bu kompresörler 3 ya da 4 kademede sıkıştırma yapmaktadır. Kademeler arası soğutma sistemiyle de hava hem soğutulur hem de içerisindeki nem bir ekipman yardımıyla dışarı atılır. Proseste kullanılan hava kompresörleri santrifüj tipi kompresörlerdir. Bazı proseslerde santrifüj kompresör 3 kademe olmasına rağmen, kademeler arası ısı değiştiricisi sayısı 2'dir. Bu gibi

proseslerde ısınan basınçlı havayı soğutmak için ön soğutma sistemleri mevcuttur. Ön soğutma sistemleri ile hava, su ile direkt temas ettirilerek etkili bir soğutma gerçekleştirilir.

CO_2 ve nem içeren hava, bu sistemde CO_2 ve nemden arındırılır. Bu işlem batarya adı verilen ekipmanlarda gerçekleşir. Bataryalarda bulunan ve aktif alümina adı verilen maddeler nemi, moleküler elek adı verilen maddeler ise CO_2'yi havadan arındırmamıza yardımcı olur. Aktif alümina ve moleküler elek yeterli miktarda CO_2 ve nem adsorbe ettiğinde doyuma ulaşır ve rejenere edilmesi gerekir. Rejenere edilen moleküler elek ve aktif alümina görevlerine yeniden devam edebilirler. Üretimde aksama yaşanmaması adına bir proseste 2 adet batarya bulunur. Bir batarya rejenere edilirken diğer batarya CO_2 ve nem tutmaya devam eder. Bu safhadan sonra kuru hava ile işleme devam edilir.

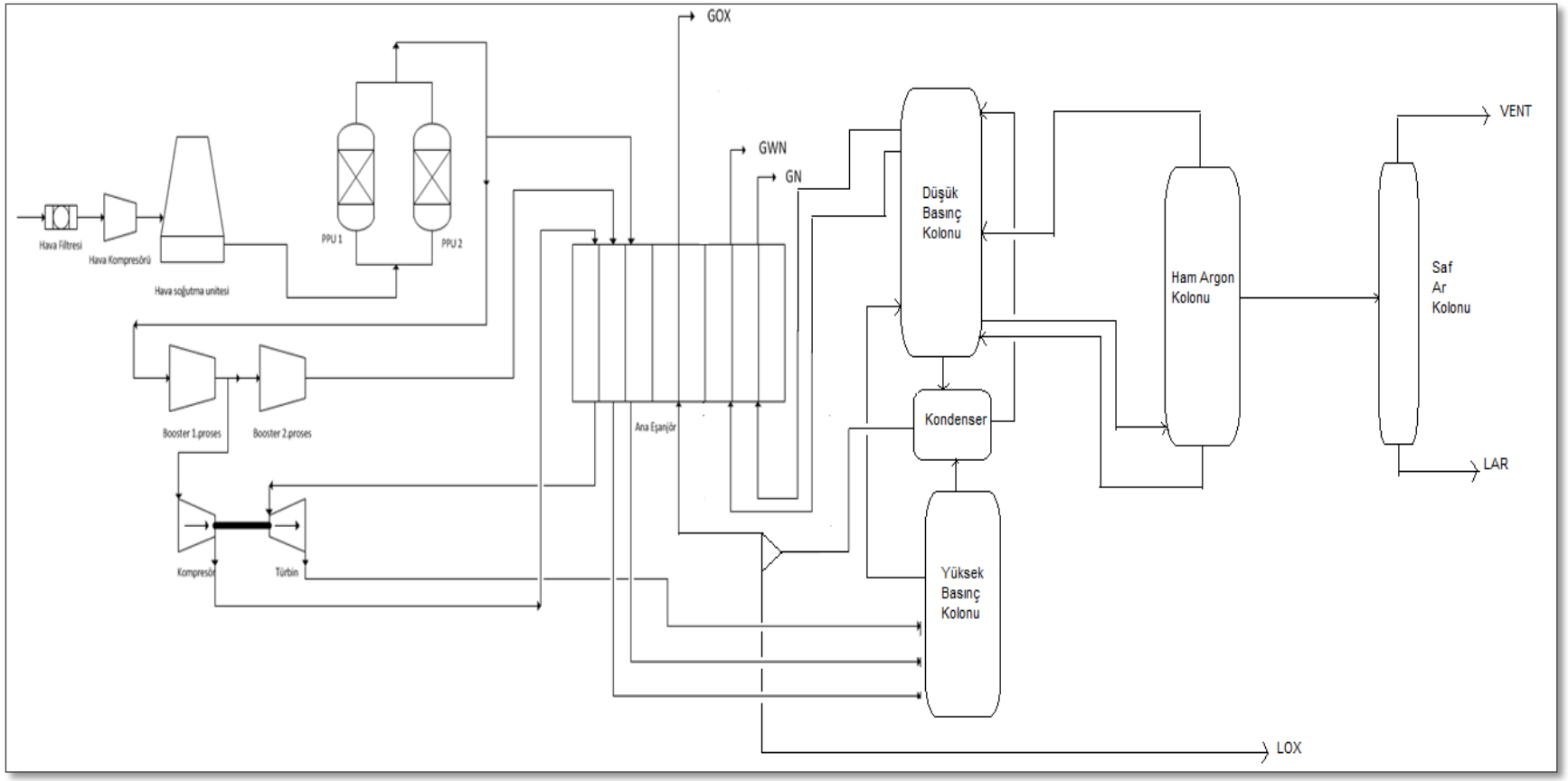
Booster kompresörleri havanın daha da basınçlandırılmasını sağlar. Hava kompresörlerine göre daha düşük enerjide çalışırlar ve havayı yüksek basınçlara sıkıştırdıklarından genellikle 6 kademeli olurlar. Her kademe arasında ısı değiştiricisi bulunur. Hava, bu bölümde nemi alındığı için, kademeler arasında nemi dışarı atan ekipmanın bulunmasına gerek yoktur. Booster kompresörleri santrifüj tipi kompresörlerdir.

Türbinde basınçlı havanın basıncı düşürülerek düşük sıcaklıklara erişim sağlanır. Bu olay termodinamikte Joule-Thompson etkisi olarak adlandırılır. Joule-Thompson etkisi ile basıncı düşen gazın potansiyel enerjisi artar, kinetik enerjisi azalır. Buna bağlı olarak da sıcaklık büyük oranda düşmeye başlar. Türbinle aynı şaft üzerinde bir kompresör bulunmaktadır. Türbinin yaptığı işi kompresör kullanır.

Isı değiştiricisinde havanın sıcaklığı ayrışmaya uygun bir sıcaklığa düşürülür. Bu ekipmanda havanın sıcaklığı azalırken, kolonlarda üretilen azot ve oksijenin sıcaklığı artar. Böylece ısıl denge sağlanmış olur. Çok akımlı, plaka türü bir ısı değiştiricisidir.

Ayrışım kolonlarında kaynama noktaları farkından faydalanılarak ayrışım yapılmaktadır. Kolon sayısına göre, azot, oksijen ve argon eldesi yüksek saflıkta ve yüksek debide yapılabilmektedir. Akımlar ilk olarak yüksek basınç kolonuna (HPC) girer, HPC'den çıkan akımlar ön soğutmaya tabi tutularak düşük basınç kolonuna (LPC) aktarılır. LPC'de azot ve oksijen üretimi gerçekleşir. Ham argon kolonunda ise argon içerisindeki oksijen alınır, saf argon kolonunda ise argon içerisindeki azot alınır ve böylece saf sıvı argon elde edilir. Son olarak, kolonlarda ayrıştırılan azotun ve oksijenin ısı değiştiricilerde sıcaklığı arttırılıp tanklarda depolanır. Türbin, ısı

değiştiriciler ve ayrışım kolonları, ‘soğuk kutu’ adı verilen bir ekipman içerisinde bulunurlar. Soğuk kutu, proses bölgesinin dışarısı ile ısı transferi yapmasını engeller, gerekli yalıtımı sağlar. Bu yalıtım, soğuk kutu içerisine perlit adı verilen maddeler doldurularak yapılmaktadır. Şekil 2.1’de hava ayrıştırma tesisi’nin blok akış diyagramı gösterilmektedir.



Şekil 2.1: Hava Ayrıştırma Tesisi Blok Akış Diyagramı.

2.3. Ekserji Analizi

Ekserji, termodinamik bir sistemin içerdiği potansiyel enerjisinin, herhangi bir referans haline göre kullanılabilirliğinin bir göstergesidir. Ekserji tersinir bir süreç sonucunda sistem çevre ile denge sağladığı takdirde, oluşan entropi sonucu kullanılamaz hale gelen enerji düşüldükten sonra, teorik olarak elde edilebilecek maksimum faydalı iş miktarı olarak da tanımlanabilir. Ekserji, entropinin tersine sürekli bir azalım eğilimindedir.

Çevresiyle denge halinde olan bir sistemin ekserjisi sıfırdır. Bu durumda iken sistem ölü haldedir. Sistemlerin toplam ekserjisi; Potansiyel, Kinetik, Fiziksel ve Kimyasal ekserjilerin toplamıdır [10]:

- Toplam Ekserji : $Ex = Ex_p + Ex_k + Ex_f + Ex_c$

Genel olarak enerji dönüşüm prosesleri enerji miktarına bağlı olarak hesaplanır. Proses performansını hesaplamanın yaygın yolu; prosesten ayrılan yararlı enerjinin, prosese giren yararlı enerjiye bölümü ile hesap edilmektedir. Elde edilen sonuç 'Enerji Verimliliği' ya da "Birinci Kural Verimliliği" olarak adlandırılır. Son günlerde, proses verimliliği hesaplamada enerjinin kalitesinin de hesaba katılması, örneğin, ekserji verimliliğinin diğer bir deyişle İkinci Kural Verimliliği'nin de hesaplara eklenmesi tartışılmaktadır. Enerji verimliliğinden farklı olarak, bu verimlilikler 0 ile 1 arasındadır. Ayrıca, bu işlem, prosesteki verimsizlikleri ve dolayısıyla prosesteki geliştirilebilecek noktaları belirleme adına büyük bir etkiye sahiptir. Bu analiz, "İkinci Kural Analizi" olarak bilinmektedir.

2.3.1. Ekserji Yıkımı, Kayıp İş ve Entropi Üretimi

Bir proses akımının ekserjisi, onun iş yapabilme potansiyeli olarak tanımlanmaktadır. Net ekserji çıkışı'nın net ekserji girişine oranına "prosesin ekserji verimliliği" denir.

Ekserji giriş ve çıkışları arasındaki fark, tüketilen ya da üretilen iş miktarıdır. Her iş tüketen proses için, termodinamiği 2.kuralı ile belirlenmiş minimum miktarda iş bulunmaktadır. Bu işe, geri döndürülebilir iş ya da ideal iş adı verilir. Bu miktar, minimum net ekserji girişidir. Pratik olarak, tüketilen iş miktarı her zaman ideal iş

miktarından büyüktür. Bu yüzden, mevcut net ekserji girişi de minimum net ekserji girişinden büyük olacaktır. Bu farka ise, kayıp iş ya da yok edilen(yıkılan) ekserji adı verilir.

İş tüketen bir prosesin ikinci kural verimliliği, minimum ve mevcut net ekserji girişlerinin oranı ile hesap edilir. Ekserji ve ikinci kural verimliliğinin iyileştirmesi; yıkılan ekserjiyi ve üretilen entropiyi azaltmak ile eşdeğer anlamdadır.

İdeal geri döndürülebilir proseslerde, entropi üretim miktarı 0'dır. Fakat, termodinamiği ikinci kuralında da belirtildiği gibi, bu değer gerçek proseslerde her zaman pozitiftir.

2.3.2. Entropi Üretiminin Hesaplanması

Entropi üretiminin hesaplanmasında 2 farklı yöntem kullanılır. İlki, kara kutu yöntemi, ikincisi geri döndürülemez termodinamik teorisinin kullanılması yöntemidir.

2.3.2.1. Kara Kutu Yöntemi

Kara kutu yöntemi entropi hesaplamasında kullanılan en temel yöntemdir. Giren ve çıkan akımların dengesi ile fikir sahibi olunabilen bir yöntemdir.

2.3.2.2. Geri Döndürülemez Termodinamik Yöntemi

Kara kutu yönteminin aksine, bu yöntem bir proses biriminin içinde meydana gelen kütle transferi, termal enerji transferi, yük transferi ve kimyasal reaksiyonlar gibi değişimlere odaklıdır. Bu teoriye göre; yerel entropi üretimi, içerdiği ve bundan türemiş tüm termodinamik akıların ve güçlerin toplamına eşittir.

Kara kutu yöntemiyle kıyaslarsak, bu yöntem daha ayrıntılı bir analize ihtiyaç duyar. Aynı anda sadece bir prosese uygulanabilmektedir.

2.3.2.3. Transfer Proseslerinin Uygun Modelleri

Durağan durumdaki toplam entropi üretimi yukarıda bahsedilen iki farklı yöntemle hesaplanabilir. Bu yöntemler, modelin ve yapılan hesaplamaların uygun ve doğru olup olmadığı hakkında fikir verir. Aynı anda gerçekleşen transfer prosesleri

modellemede bu, özellikle yararlıdır. Aynı anda gerçekleşen transfer prosesleri için birçok model tam olarak tersinir termodinamik prensiplerini hesaba katmaz. Bunlar genellikle ampirik korelasyon kullanır. Sonuç olarak, bu modeller güvenilmez sonuçlar verebilir. Transfer modeli, geri döndürülemez termodinamik yöntemine; termodinamik uygunluktan emin olmak için hesaplanan entropi üretimine bağlıdır.

2.3.3. İkinci Kural Verimliliğinin Arttırılması

İkinci kural verimliliğini arttırmada iki farklı strateji uygulanmaktadır. Birinci, ekserji analizidir ve entropi üretiminin hesaplanmasında kullanılan kara kutu yöntemiyle yapılır. İkinci yöntem, geri döndürülemez termodinamik kuralına dayanmaktadır.

2.3.3.1. Ekserji Analizi Yöntemi

Ekserji analizi yöntemini kullanırken, ikinci kural verimliliğini arttırılması amaçlanır. En iyi konfigürasyon ve proses alternatiflerinin değerlendirilmesi imkanı yakalanır. Farklı proses alternatifleri; değişen operasyon durumları ve tasarım değişkenleri ile yaratılabilir. Ayrıca proses yapısını ve çeşidini değiştirerek de bu sağlanabilir. Araştırılan proses değişkenleri genelde en verimsiz proses parçaları ile ilintilidir. Bu parçalar en çok entropiyi üretirler.

2.3.3.2. Entropi Üretiminin Minimizasyonu

Bir proses biriminde, entropi üretiminin minimizasyonu için kurgulanmış stratejilerin temel içyüzünü kavrayabilmek için, büyük ölçüde minimum entropi üretiminin durumu dikkate alınır. Bir proses biriminde minimum entropi üretiminin durumu, proses birimi fonksiyonuna ilişkin verilen kısıtlamalara uyarken, mümkün olan en düşük entropi üretimi yapılandırmasına tekabül eder.

2.3.3.3. Ekonomik Değerlendirmeler

Pratik olarak, ikinci kural verimliliğinde bir geliştirme olabilmesi için, daha yüksek karlılıkla sonuçlandırma gerekmektedir. Proses verimliliğinde bir artış,

genellikle daha düşük operasyon maliyeti anlamına gelmektedir. Buna rağmen, verimlilik artışına ulaşmak için yatırım maliyetleri çoğunlukla artar. Maliyetteki net değişim, mekana ve zamana bağlı olarak farklılıklar gösteren birçok faktöre bağlıdır.

3. SİMÜLASYON ÇALIŞMASI

Bu bölümde, proses simulatör programında dikkate alınan komponentler, termodinamik özellikler, proses simülasyon şeması ve prosesin açıklamaları verilmektedir.

3.1. Komponent Seçimi

Hava ayrıştırma tesisinin simulasyonunda, atmosferik nemli havanın kurutulduğu bölüm simulasyon modeline katılmadı. Sisteme giren kuru havada, azot mol fraksiyonu 0.78, oksijen mol fraksiyonu 0.21, argon mol fraksiyonu ise 0.01 olarak kabul edildi.

3.2. Seçilen Özellik Metodu

Hava ayrıştırma prosesi'ne en uygun özellik metodu olarak Peng-Robinson Metodu seçildi. İkili parametreler, yapılan başka bir bilimsel çalışma örnek alınarak değiştirildi [11]. EK.F'de Peng-Robinson hal denklemi ve açıklaması yapılmıştır. Tablo 3.1.'de simülasyon programında seçilen özellikler gösterilmektedir.

Tablo 3.1: Simulasyon Programında Seçilen Özellikler.

Simulasyon Programında Seçilen Özellikler	
Özellik Metodu	Peng-Robinson (PENG-ROB)
Filtre Metodu	Common
Birim Sistemi Seçimi	SI-CBAR
Ekserji Referans Çevre Sıcaklığı	$25^{o}C$
Ekserji Referans Basıncı	1.01325 Bar
Maksimum Döngü Sayısı	30
Hata Toleransı	0.0001

Kullanılan ikili parametreler ve Proses simulatör veri tabanında bulunan ikili parametreler Tablo 3.2'de gösterilmektedir.

Tablo 3.2: PENG-ROB İkili Parametreleri.

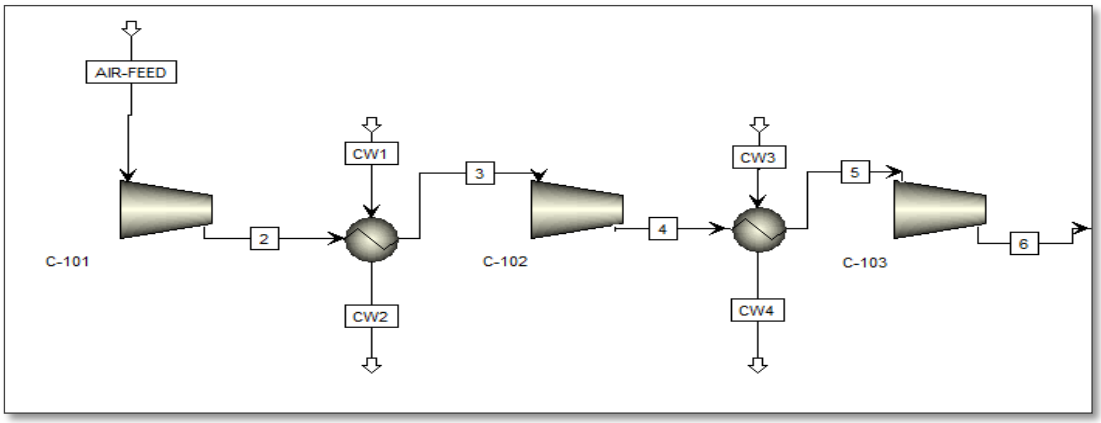
	N_2-Ar	N_2-O_2	Ar-O_2
Proses simulatör Veritabanı Parametreleri	$-2.6x10^{-3}$	-0.0119	0.0104
Tez Çalışmasında Kullanılan Parametreler	$-4.7x10^{-3}$	-0.0124	0.0160

3.3. Proses Simülasyon Şeması ve Açıklaması

Hava ayrıştırma tesisi'nin proses akış şeması bölümler halinde açıklanmıştır. Ayrıca EK.A'da simülasyondaki akım değerleri tablolar halinde gösterilmiştir.

3.3.1. Hava Kompresörü

92000 kg/h debisindeki hava, kompresöre 1 bar basınçta ve 25°C'de girmektedir. Havanın basıncı ilk kademe sonunda 2.243 bar, ikinci kademe sonunda 3.443, son kademe sonunda da 5.913 bar olmaktadır. Havanın, kompresörün 3.kademesinden çıkış sıcaklığı 87°C'dir. Hava kompresörünün birinci kademesinde harcanan iş 2315 kW, ikinci kademesinde harcanan iş 1413 kW, üçüncü kademesinde harcanan iş ise 1462 kW'tır. Kompresörlerin kademeleri arasında bulunan ısı değiştiriciler boru tipi ısı değiştiricilerdir. Şekil 3.1'de 3 kademeli hava kompresörü ve kademeler arası ısı değiştiriciler gösterilmektedir.



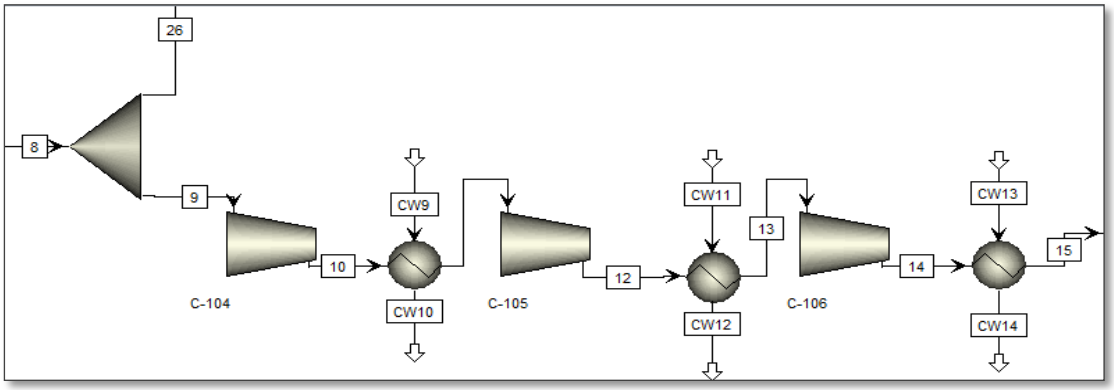
Şekil 3.1: Hava Kompresörü ve Isı Değiştiriciler Akış Şeması.

3.3.2. Ön Soğutma Sistemi

Kompresörde ısınan 5.913 bar basınçta ve 87°C'deki hava, ilk ısı değiştiricisi sonunda 37°C'ye, ikinci ısı değiştiricisi sonunda 14°C'ye kadar soğutulur. İkinci ısı değiştiricisine giren soğutma suyu, özel bir klimada 6°C'ye soğutulmuş olan sudur.

3.3.3. Booster Kompresörü-Proses 1

Booster Kompresörü'nün ilk 3 kademesine Proses 1 adı verilir. 14°C'ye soğutulan havanın bir kısmı ayırıcı ekipman ile ayrılır. Havanın 47000 kg/h'lık kısmı kompresöre girer. Geriye kalan 45000 kg/h'lık kısım ise direkt ana ısı değiştiricisine girer. İlk kademe sonunda hava basıncı 9.213 bar, ikinci kademe sonunda 11.813 bar, üçüncü kademe sonunda 18.513 bar olmaktadır. Kademeler arası soğutma sistemi sonunda Proses I çıkış sıcaklığı 33°C'dir. Birinci kademede kompresörün harcadığı iş 768 kW, ikinci kademede kompresörün harcadığı iş 403 kW, üçüncü kademede kompresörün harcadığı iş 760 kW'tır. Kompresörlerin kademeleri arasında bulunan ısı değiştiriciler boru tipi ısı değiştiricilerdir. Hava gövde kısmından, su ise tüp kısmından geçer. Şekil 3.2'de 3 kademeli Booster Kompresörü Proses I'in akış şeması gösterilmektedir.

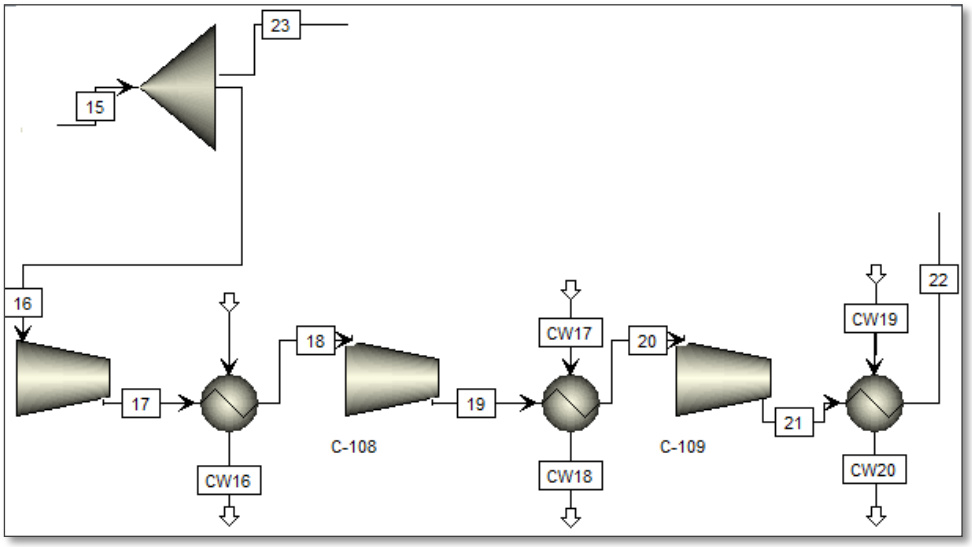


Şekil 3.2: Booster Kompresörü Proses I Akış Şeması.

3.3.4. Booster Kompresörü-Proses 2

Booster Kompresörünün ikinci 3 kademesine Proses II adı verilir. 33°C'ye soğutulan havanın bir kısmı ayırıcı ekipman ile ayrılır. Proses II'ye 18000 kg/h debi

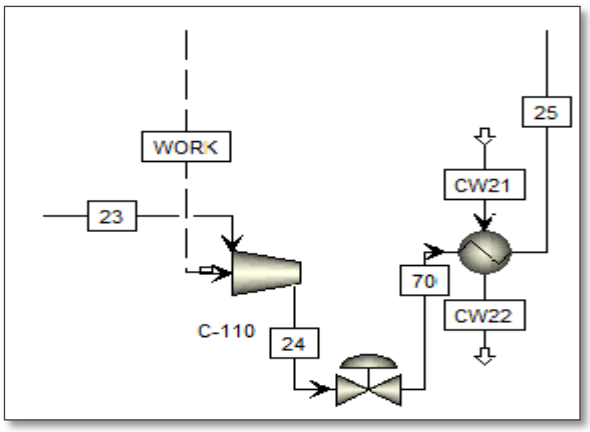
ile hava girer. İlk kademe sonunda hava basıncı 24.413 bar, ikinci kademe sonunda 38.513 bar, üçüncü kademe sonunda 56.013 bar olmaktadır. Son ısı değiştiricisine giren hava sıcaklığı 38°C'ye düşer ve bu sıcaklıkta ana ısı değiştiricisine girer. Ayırıcı ekipman ile ayrılan diğer hava akımı ise 29000 kg/h'lik debi ile kompresörde sıkıştırılır. Birinci kademede kompresörün harcadığı iş 177 kW, ikinci kademede kompresörün harcadığı iş 300 kW, üçüncü kademede kompresörün harcadığı iş 244 kW'tır Kompresörlerin kademeleri arasında bulunan ısı değiştiriciler boru tipi ısı değiştiricilerdir. Hava gövde kısmından, su ise tüp kısmından geçer. Şekil 3.3'te Booster Kompresörü Proses II'nin akış şeması gösterilmektedir:



Şekil 3.3: Booster Kompresörü Proses II Akış Şeması.

3.3.5. Türbin/Kompresör Bölgesi- Kompresör Tarafı

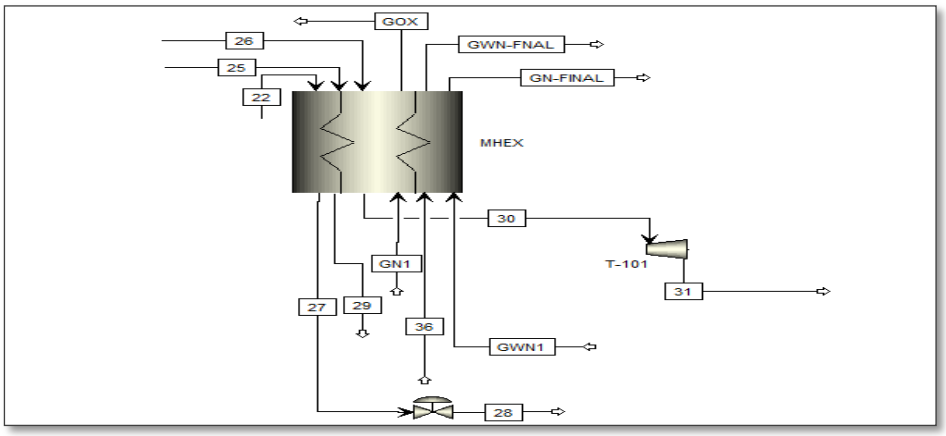
29000 kg/h debiyle geçen hava türbinle aynı şafta bağlı olan kompresöre girer ve burada basınçlandırılır. Kompresöre gerekli enerji ise türbinden sağlanmaktadır. Kompresör havayı 30.015 bar'a kadar sıkıştırır. Daha sonra bir vana ile basınç 22.513 bar'a kadar düşürülür. Kompresörden geçen hava ısı değiştiricisine girerek soğutulur ve çıkış sıcaklığı 70°C'dir. Isı değiştiricisinden geçen hava ana ısı değiştiricisine girer. Şekil 3.4'te anlatılan sistemin akış şeması gösterilmektedir.



Şekil 3.4: Türbin/Kompresör Bölgesi- Kompresör Tarafı Akış Şeması.

3.3.6. Ana Isı Değiştiricisi ve Türbin

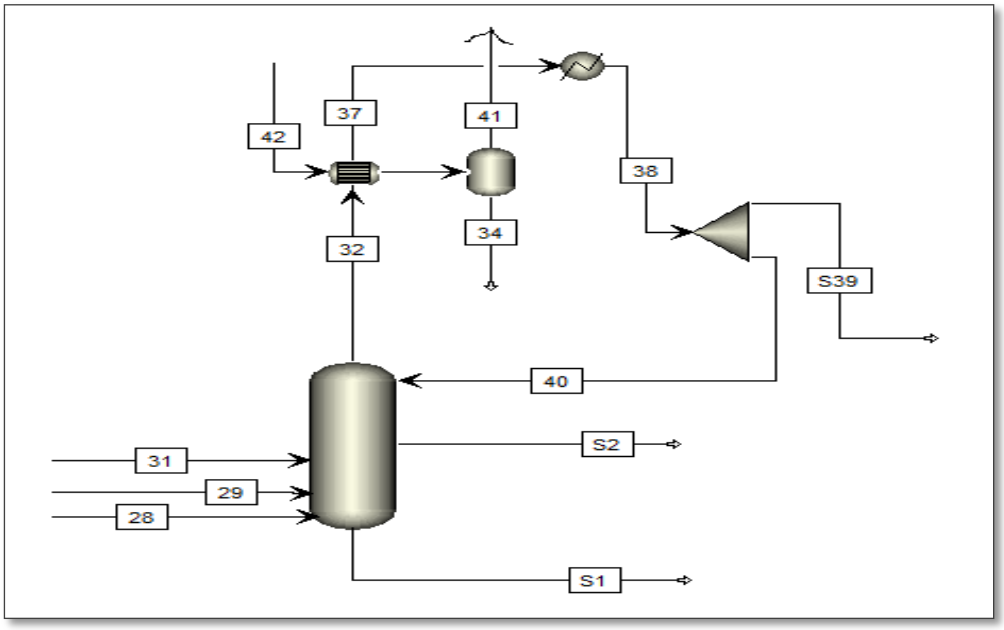
Ana ısı değiştiricisi bir hava ayrıştırma sistemindeki en önemli ekipmanlardan biridir. Bu ekipmanın düzgün çalışmaması durumunda ürünün safiyet değerleri bundan önemli ölçüde etkilenir. Bataryadan ayrılan 45000 kg/h'lık hava, kompresörden gelen 29000 kg/h'lık hava ve Booster kompresörü Proses II'den gelen 18000 kg/h'lık hava ana ısı değiştiricisine girer. Bir akım sıcaklığı ana ısı değiştiricisinde kriyojenik sıcaklıklara kadar soğutulur ve hava ayrıştırılmaya hazır hale getirilir. Bir diğer akım türbine girerek bir miktar daha soğutulur. Son akım ise sabit entalpi vanasına girerek basıncı düşürülerek soğutulur. Bununla birlikte kolonlardan elde edilen gaz azot, gaz atık azot ve sıvı oksijen de ana ısı değiştiricisinde ısıtılır ve tanklarda depolanır. Türbinin yaptığı iş 521 kW'tır. Türbine giren havanın basıncı 22.513 bar'dan 5.613 bar'a düşer.



Şekil 3.5: Ana Isı Değiştiricisi ve Türbin Akış Şeması.

3.3.7. Yüksek Basınç Kolonu

Kriyojenik sıcaklıklara getirilen üç hava akımı yüksek basınç kolonuna girer. Yüksek basınç kolonu tepsili bir kolondur. Kolonun üzerinden distilat olarak gaz azot 78163 kg/h debiyle ve % 99.1 mol fraksiyonu ile alınır. Kolonun altından ise 'zengin sıvı' diye tabir edilen sıvı hava % 40 mol fraksiyonunda oksijen içermektedir. Bu sıvıya zengin denilmesinin sebebi, atmosfer havasından daha fazla oksijen içermesidir. 37918 kg/h debili zengin sıvı buradan ön soğutma ekipmanına girer. Kolon üzerinden distilat olarak alınan gaz azot ısı değiştiricilerden geçirilerek sıvılaşır ve ayırıcıya girerek bir kısmı tekrar kolona döndürülür, bir kısmı ise ön soğutmaya girer. Kolona döndürülen sıvı azot 'geri besleme' (reflaks) özelliği taşımaktadır. Isı değiştiricisi yüksek basınç kolonunun kondenseri olarak görev yapıyor denilebilir. Ayrıca yüksek basınç kolonundan yan akım olarak adlandırılan 15000 kg/h debili bir akım da ön soğutma ekipmanına geçer. Düşük basınç kolonunun altından alınan sıvı oksijen ise gaz azotun sıcaklığının düşürüldüğü ısı değiştiricisinde bir miktar ısıtılır. Daha sonra faz ayırıcı ile sıvı faz üretim için ayrılır, gaz faz ise düşük basınç kolonuna geri gönderilir. Şekil 3.6'da yüksek basınç kolonunun akış şeması gösterilmektedir.



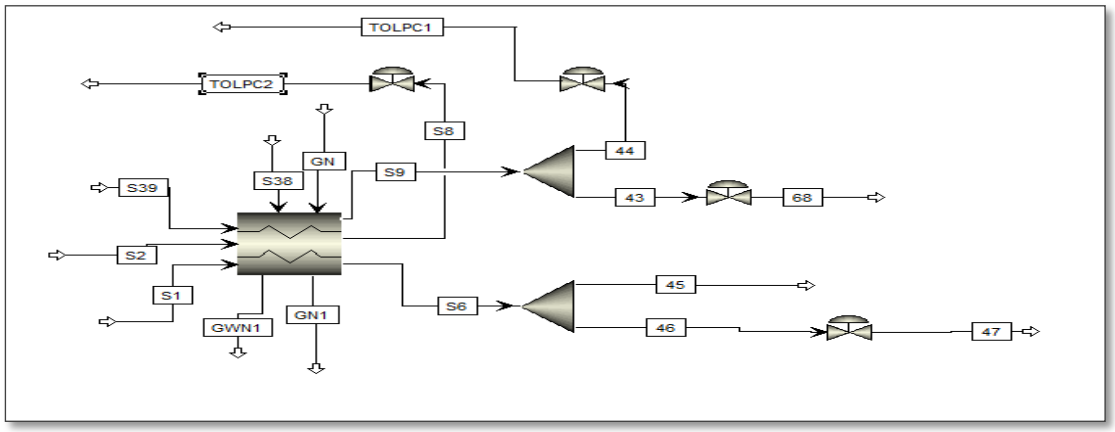
Şekil 3.6: Yüksek Basınç Kolonu Akış Şeması.

3.3.8. Ön – Soğutucu Isı Değiştiricisi ve Vanalar

Ön soğutmaya, zengin sıvı, sıvı azotun bir kısmı ve yüksek basınçlı kolondan yan akım olarak alınan 18000 kg/h debili akımlar girerler. Bu akımlar ön-soğutmaya tabi tutulurlar. S8 no'lu akım vanadan geçirilip uygun basınca düşürülerek düşük basınç kolonuna girer. Diğer akım ise ayırıcıya girerek vanadan geçirilip uygun basınca düşürülerek düşük basınç kolonuna girer (44 no'lu akım). 43 no'lu akım ise vanadan geçirilerek uygun basınca düşürülür ve saf argon kolonu kondenserinde, saf argon kolonundan çıkan akımın soğutulmasında kullanılır. Ön soğutma ekipmanında soğutulan zengin sıvı ise ayırıcı ekipmanda ayrılarak ham argon kolonu kondenserinde ve saf argon kolonu reboylerinde kullanılırlar.

Düşük basınç kolonunda üretilen gaz azot ve gaz atık azot ise ana ısı değiştiricisine girmeden önce burada ön-ısıtmaya tabi tutulurlar.

Ön- Soğutucu ısı değiştiricisi ile yüksek basınç kolonundan çıkan akımlar; gerek basınç gerekse sıcaklık anlamında düşük basınç kolonuna beslemek, ham ve saf argon kolonları kondenserleri ve reboylerinde kullanılmak üzere hazır hale getirilirler. Şekil 3.7'de akış şeması gösterilmektedir.



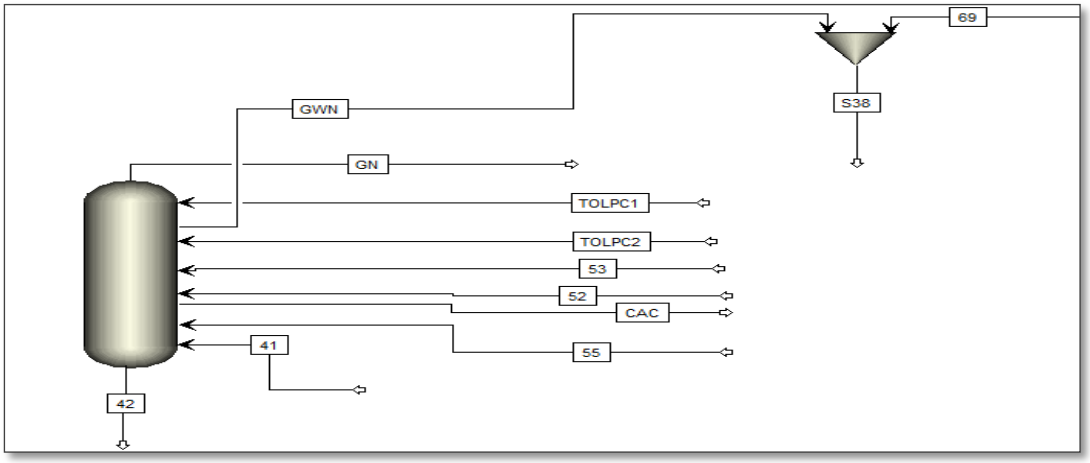
Şekil 3.7: Ön-Soğutucu Isı Değiştiricisi ve Vanalar Akış Şeması.

3.3.9. Düşük Basınç Kolonu

LPC'nin üzerinden distilat olarak gaz azot % 99.7 mol fraksiyonu ile alınmaktadır. Gaz azotun debisi 49518 kg/h'tır. Kolonun altından ise; içinde ppm düzeyinde argon bulunan neredeyse % 100 saflıkta sıvı oksijen alınmaktadır (42 no'lu

akım). Bu akımın bir kısmı kolona tekrar geri verildiğinden (41 no'lu akım) sıvı oksijen üretimi 18702 kg/h olarak düşünülebilir (34 no'lu akım).

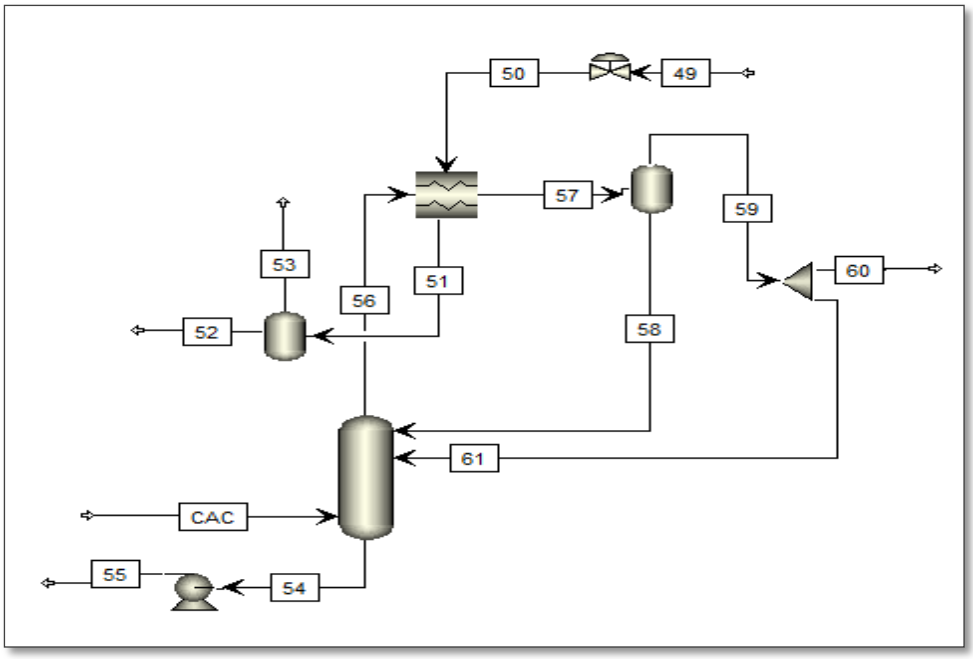
10 numaralı tepsiden gaz atık azot alınır ve saf argon kolonunun kondenserinde kullanılan gaz azot ile karıştırılarak ön-soğutucu ısı değiştiricisine gönderilir. Atık gaz azotun debisi ise 2100 kg/h'tır. CAC isimli akımın debisi ise 30000 kg/h'tır ve % 93.3 oranında oksijen içermektedir. Şekil 3.8'de düşük basınç kolonu (LPC)'nin akış şeması gösterilmektedir.



Şekil 3.8: Düşük Basınç Kolonu Akış Şeması.

3.3.10. Ham Argon Kolonu

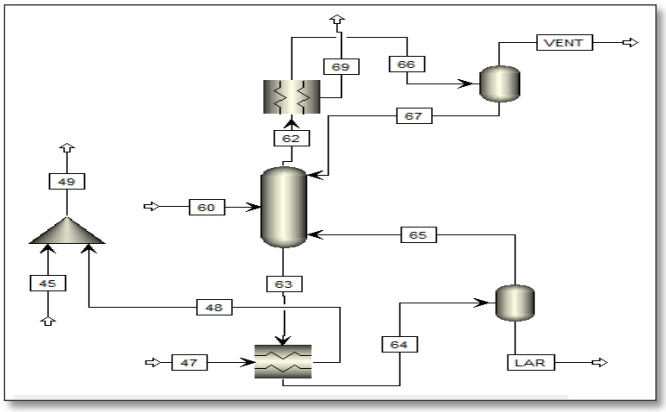
Ham argon kolonunun altından 28783 kg/h debide % 97.5 oksijen içeren sıvı alınır. Kolonun üzerinden ise 36693 kg/h debide % 0.3 oranında oksijen içeren gaz alınmaktadır. Kolonun üzerinde bulunan ısı değiştiricisi, ham argon kolonunun kondenseri gibi çalışmaktadır. % 0.3 oranında oksijen içeren gaz akımının sıcaklığı düşürülerek buhar fraksiyonu 0.1'e düşürülür. Daha sonra faz ayırıcıya giren akımın sıvı fazı tekrar kolona geri döndürülür. Diğer akım ise ayırıcı kolona girerek bir kısmı tekrar kolona geri döndürülür. Saf argon kolonuna giren gaz akımının debisi ise 1216 kg/h'tir. Bu akımın içerdiği oksijen oranı % 0.1'dir. Şekil 3.9'da ham argon kolonunun akış şeması gösterilmektedir.



Şekil 3.9: Ham Argon Kolonu Akış Şeması.

3.3.11. Saf Argon Kolonu

P-Ar-C'nin altında ve üstünde bulunan ısı değiştiriciler kondenser ve reboyler görevi görmektedirler. Isı değiştiricilerden sonra bulunan faz ayırıcı ekipmanlar ise kolona geri dönüşleri ve nihai üretimi sağlarlar. Son olarak % 96.5 oranında azot içeren gaz akım atık olarak atmosfere atılmaktadır. Reboylerin faz ayırıcısından sonra 228 kg/h debide % 99.1 saflıkta sıvı argon elde edilmektedir. Şekil 3.10'da saf argon kolonunun akış şeması gösterilmektedir.



Şekil 3.10: Saf Argon Kolonu Akış Şeması.

4. SİMÜLASYON ÇALIŞMASI SONUÇLARI

4.1. Kütle ve Enerji Denkliklerinin Kurulması

EK.E'de enerji ve ekserji denklikleri, ekserji kayıplarının ve verimliliklerin nasıl hesaplandığı açıklanmaktadır. Tablo 4.1, 4.2, 4.3 ve 4.4'te sistemin toplam ve komponent kütle denklikleri gösterilmektedir [12]. Tablo 4.5'de tüm sistemin enerji denkliği gösterilmektedir.

Tablo 4. 1: Tüm Sistemin Kütle Denkliği Tablosu.

Girdiler (kg/h)		Çıktılar (kg/h)	
Hava	92000	GWN-FINAL	22563.3
		GN-FINAL	49518.4
		GOX	17884.9
		LOX	817
		LAR	228.8
		VENT	987.5
Toplam	92000	Toplam	92000

Tablo 4. 2: Azot Kütle Denkliği Tablosu.

Girdiler (kmol/h)		Çıktılar (kmol/h)	
Hava İçindeki Azot	2477.1	GWN-FINAL-İçindeki Azot	683.4
		GN-FINAL-İçindeki Azot	1760.2
		VENT-İçindeki Azot	33.5
Toplam	2477.1		2477.1

Tablo 4. 3: Oksijen Kütle Denkliği Tablosu.

Girdiler (kmol/h)		Çıktılar (kmol/h)	
Hava İçindeki Oksijen	666.9	GWN-FINAL-İçindeki Oksijen	79.8
		GN-FINAL-İçindeki Oksijen	2.75
		GOX-İçindeki Oksijen	558.78
		LOX-İçindeki Oksijen	25.53
		LAR-İçindeki Oksijen	0.052
Toplam	666.9		666.90

Tablo 4. 4: Argon Kütle Denkliği Tablosu.

Girdiler (kmol/h)		Çıktılar (kmol/h)	
Hava İçindeki Argon	31.76	GWN-FINAL-İçindeki Argon	21.687
		GN-FINAL-İçindeki Argon	3.041
		GOX-İçindeki Argon	0.119
		LOX-İçindeki Argon	0.005
		LAR-İçindeki Argon	5.686
		VENT-İçindeki Argon	1.218
Toplam	31.76		31.76

Tablo 4. 5: Tüm Sistemin Enerji Denkliği Tablosu.

Girdiler (kW)		Çıktılar (kW)	
Hava	-7	Ürünlerin Enerjileri	-502
Soğutma Su Giriş Enerjileri	-5754410	Soğutma Su. Dönüş Enerjileri	-5746090
Ekipmanlara Giren Enerjiler	8393	Ekipmanlardan Çıkan Enerjiler Top.	697
Toplam	-5746024		-5745895

4.2. Birim Üretim Başına Harcanan Enerji

Yapılan simülasyon çiziminde kompresörlere ve pompalara harcanan enerji, türbindeki ve ısı değiştiricisindeki üretilen enerji değerleri hesaba katıldı ve toplam harcanan enerji 7696.258 kW bulundu. Bu bilgiyle de birim üretim başına tüketilen elektrik hesaplandı. EK.A'da bulunan, programa girilen değerler ve programın hesapladığı değerler yardımıyla hazırlanan Tablo 4.6'da, harcanan ve üretilen enerjiler gösterilmektedir. Tablo 4.7'de üretim debileri ve birim üretim başına tüketilen enerji gösterilmektedir.

Tablo 4.6: Üretilen ve Kullanılan Enerji Değerleri.

Ekipman Adı	Harcanan- Üretilen Elektrik (kW)
C-101	2315.02
C-102	1413.69
C-103	1461.66
C-104	768.554
C-105	403.81
C-106	760.195
C-107	177.438
C-108	300.291
C-109	244.664
C-110	521.617
P-101	25.9
P-102	0.51
T-101(Üretilen Enerji C-110'da kullanılıyor)	-521.617
E-111	-175.474
TOPLAM	7696.258

Tablo 4.7: Üretim Debileri ve Birim Üretim Başına Tüketilen Elektrik.

Akım Cinsi	Debi (kg/h)	Birim Üretim (kW/kg)
GN-FINAL	49518.44	0.15
GOX	17884.9	0.43
LOX	817	9.42
LAR	228.821	33.63
GWN-FINAL	22563.261	0.34

4.3. Ürün Kazanım Yüzdeleri

Tablo 4.8'de üretimdeki komponent debileri, giriş akımları ve ürün kazanım yüzdeleri gösterilmektedir.

Tablo 4.8: Ürün Kazanım Yüzdeleri.

	Azot	Oksijen	Argon
Girdi (kmol/h)	2477.067	666.903	31.757
Çıktı (kmol/h)	1760.19	584.3	5.686
Ürün Kazanım (%)	71.06	87.6	18.0

4.4. Ürünlerin Debileri ve Saflığı

Tablo 4.9'da ürünlerin debisi ve saflığı ile ilgili bilgiler bulunmaktadır. Simülasyonun çalıştırılması sonucunda makul miktarlarda üretim elde edildi.

Tablo 4.9: Ürünlerin Debisi ve Saflığı Tablosu.

	Debi (kg/h)	Saflık (%)
Nihai Gaz Azot Ürünü	49518.44	99.7
Nihai Gaz Oksijen Ürünü	17884.9	99.9999
Nihai Sıvı Oksijen Ürünü	817	99.9999
Nihai Sıvı Argon Ürünü	228.821	99.1

4.5. Ekipmanların Ekserji Kayıpları

Hesaplamalarda potansiyel, kinetik ve kimyasal ekserjiler ihmal edildi, sadece fiziksel ekserji ile işlem yapıldı. Tablo 4.10'da simülasyonda bulunan tüm ekipmanlardaki ekserji kaybı ve ekserji verimliliği değerleri gösterilmektedir [13].

Tablo 4.10: Ekipmanların Ekserji Kayıpları ve Ekserji Verimlilikleri.

Ekipman Adı	Ekserji Kaybı (kW)	Ekserji Verimliliği
C-101	256.45	0.888
C-102	312.28	0.901
C-103	129.53	0.969
C-104	203.27	0.925
C-105	107.59	0.962
C-106	194.45	0.944
C-107	45.78	0.968
C-108	75.45	0.954
C-109	61.89	0.965
C-110	129.04	0.949
E-101	313.81	0.849
E-102	180.96	0.937
E-103	49.45	0.980
E-104	23.94	0.991
E-105	69.37	0.979
E-106	17.51	0.987
E-107	35.58	0.978
E-108	27.47	0.984
E-109	37.7304	0.983
COOLING1	190.09	0.953
COOLING2	49.72	0.987
HPC	419.75	0.974
LPC (E-110 ve E-111 dahil)	867.12	0.957
P-AR-C (E-113, E-114 dahil)	31.77	0.871

Tablo 4.10: Devam.

Ekipman Adı	Ekserji Kaybı (kW)	Ekserji Verimliliği
C-AR-C(E-112 Dahil)	441.97	0.936
P-101	46.74	0.985
T-101	327.46	0.874
VALVE1	92.82	0.971
VALVE2	24.61	0.991
VALVE3	20.46	0.997
VALVE4	1.352853	0.996
VALVE5	0.21	0.999
VALVE6	112.83	0.984
VALVE7	198.32	0.917
SUB-COOLER	47.02	0.998
MHEX	1046.36	0.912
MIXER1	149.60	0.888
MIXER2	0.71	0.999
P-102	0.88	0.999

LPC, P-Ar-C ve C-Ar-C hesaplanırken onlara bağlı ısı değiştiriciler de sisteme dahil edilip ekserji denkliği kuruldu. E111 numaralı ısıtıcının ekserjisi 374.96 kW olarak hesap edildi.

Tablo 4.11: Temel Birimlerin Ekserji Kayıpları ve Verimlilikleri.

Birim Adı	Ekserji Kaybı (kW)	Ekserji Verimliliği
Hava Kompresörü	1193.03	0.773
Ön-Soğutma Sistemi	239.816	0.942
Proses I	648.074	0.834
Proses II	263.68	0.868
Yüksek Basınç Kolonu	419.75	0.974
Düşük Basınç Kolonu	867.12	0.957
Ham Argon Kolonu	441.97	0.936
Saf Argon Kolonu	31.77	0.871

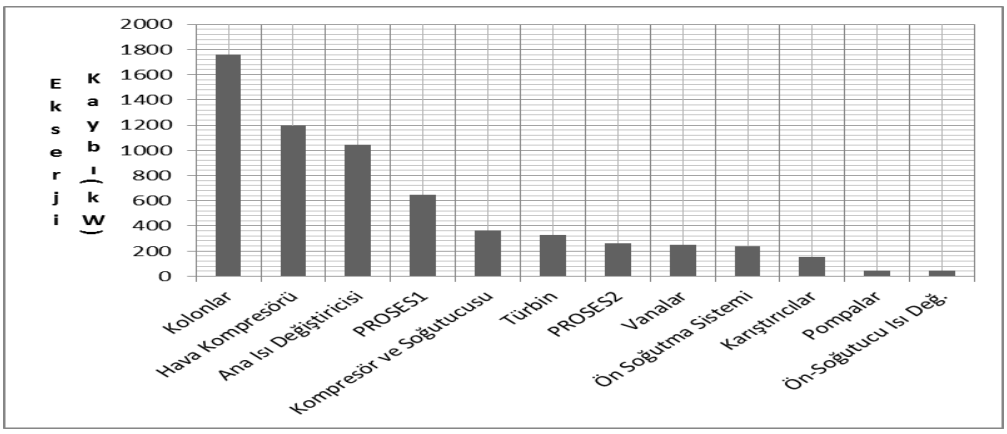
4.6. Ekserji Denkliğinin Kurulması

Tablo 4.12'de tüm simülasyon için düzenlenen ekserji denkliği gösterilmektedir.

Tablo 4.12: Ekserji Denkliği Tablosu.

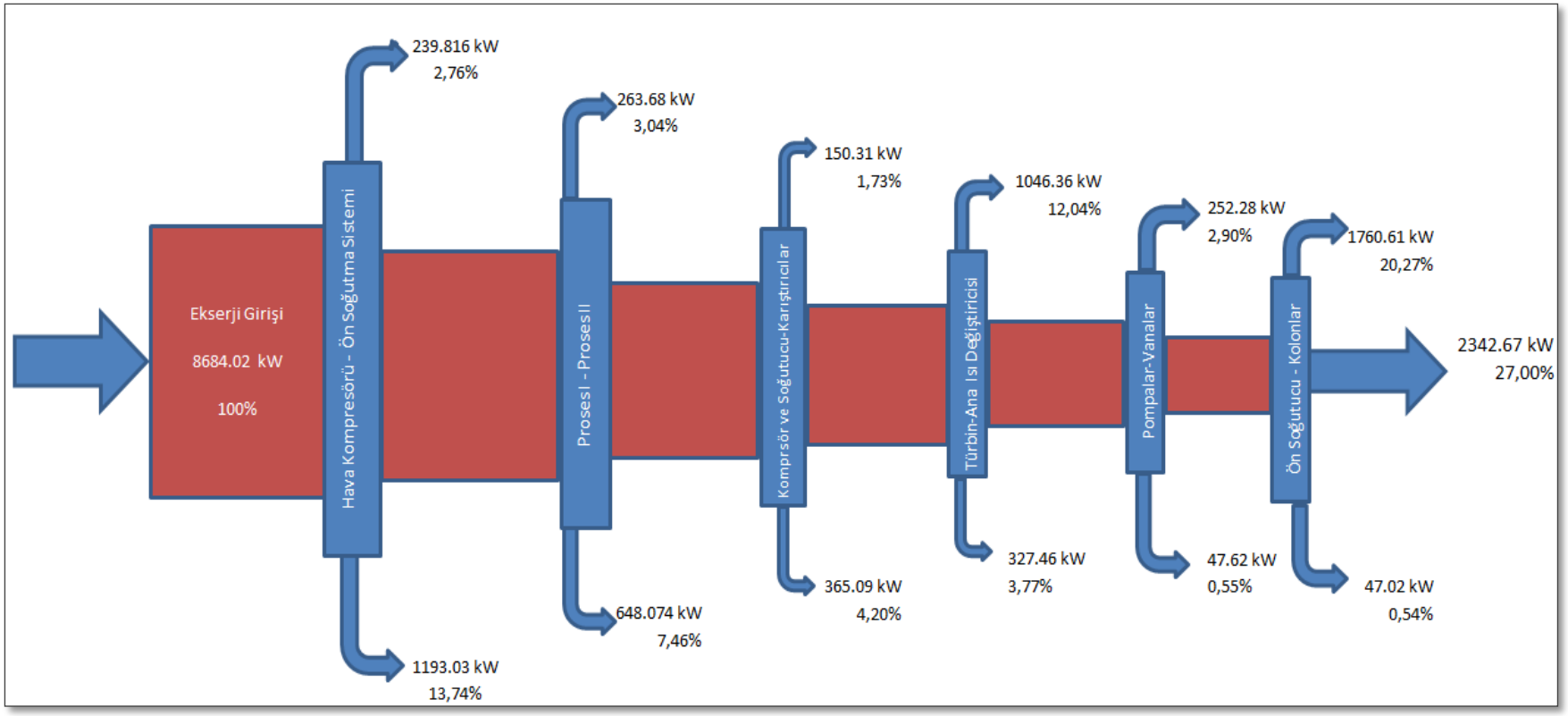
Girdiler (kW)		Çıktılar (kW)	
Hava	-28.7688	Ürünlerin Ekserjileri	1875.9
Soğutma Suları Giriş Ekserjisi	319.43820	Soğutma Suları Dönüş Ekserjisi	225.076
Toplam Harcanan Elektrik	8393.349	Üretilen Elektrik	146.657
Toplam	8684.02	Toplam	2247.63
FARK = 8684.02-2247.63 = 6436.39 kW			
Standart Ekserji Verimliliği = 2247.63/(2247.63+6436.39)= 0.259			
Rasyonel Ekserji Verimliliği = (1810.31/8246.69) = 0.220			

Tesisteki toplam ekserji kaybı 6436.39 kW bulundu. Ekipmanlara teker teker baktığımızda da 6341.34 kW ekserji kaybı hesap edildi. Aradaki fark, tesis standart ekserji verimliliğini % 25.9 ile % 27 arasında değiştirmektedir. Şekil 4.1'de ekipmanların ekserji kayıplarını gösteren bir şekil bulunmaktadır.



Şekil 4.1: Ekipmanların Ekserji Kayıpları Sıralaması.

Şekil 4.2'de simülasyondaki ekserji kayıplarını göstermek adına bir Grassmann diyagramı çizildi [10].



Şekil 4.2: Grassmann Diyagramı.

5. PROSES İYİLEŞTİRİLMESİ İLE İLGİLİ ÇALIŞMALAR

5.1. Kolonlarla İlgili Çalışmalar

5.1.1. Tepsi Sayılarının Azaltılması

Bu tez çalışmasında ilk göze çarpan, kolon grafiklerinde belirli bir tepsi sayısından sonra safiyetlerin ve mol fraksiyonlarının sabit kaldığıdır. EK.D'de kolonlardaki komponentlerin sıvı buhar mol fraksiyonlarının değişiminin ve sıcaklık grafiklerinin tepsi sayısıyla nasıl değiştikleri gösterilmektedir. Bu durum HPC hariç diğer kolonlarda bariz bir biçimde gözlenmektedir. Bu yüzden ilk olarak LPC, C-AR-C ve P-AR-C'da tepsi sayısı azaltıldı. Tablo 5.1'de tepsi sayılarında yapılan değişiklik gösterilmektedir.

Tablo 5.1: Kolonlardaki Tepsi Sayılarının Değişimi.

	Eski Tepsi Sayısı	Yeni Tepsi Sayısı
HPC	60	60
LPC	100	80
C-AR-C	85	55
P-AR-C	60	55

Bu değişim sonrasında, simülasyon çalıştırıldığında ürünlerin safiyetlerinden sadece saf azotun saflığının % 99.6'ya düştüğü gözlendi. Diğer ürünlerin safiyetlerinde bir değişim olmadı. Yapılan hesaplamalarda tesis ekserji verimliliği değişmedi. Fakat, kolon dizaynı ve maliyet iyileştirmesi açısından tepsi sayısını düşürmenin mantıklı bir adım olduğu gözlendi.

5.1.2. Atık Azotun LPC'den Çıkış Tepsisinin Değiştirilmesi

Mevcut sistemde atık azot, LPC'nin 10.tepsisinden alınıyordu. Ürün tepsisi önce 10'dan 4'e düşürüldü, daha sonra 35'e çıkarıldı. Bu sonuçlar denendi, simülasyon

çalıştırıldı. Ürün tepsisi 4 olduğunda azot saflığının %99.1'e düştüğü gözlendi. 35'e çıkarıldığında ise bir değişiklik olmadığı görüldü.

5.1.3. Atık Azotun LPC'den Çıkış Debisinin Değiştirilmesi

Mevcut durumda atık azotun debisi 21000 kg/h'tır. Atık azotun debisi 14000 kg/h'a kadar düşürülebilmektedir. Bundan daha düşük debi ile simülasyon çalıştırılamamaktadır. Atık azot debisi 14000 kg/h'a ayarlandıktan sonra simülasyon çalıştırıldı, sonuçlara ve akım tablosuna göre ekserji denkliği kuruldu. Tablo 5.2'de hesaplanan ekserji kaybı gösterilmektedir.

Tablo 5.2: Atık Azot Debisi Düşürüldüğünde Ekserji Denkliği.

Girdiler (kW)		Çıktılar (kW)	
Hava	-28.7688	Ürünlerin Ekserjileri	1935.767
Soğutma Suları Giriş Ekserjisi	319.438	Soğutma Suları Dönüş Ekserjisi	225.076
Toplam Harcanan Elektrik	8393.35	Üretilen Elektrik	146.657
Toplam	8684.02	Toplam	2307.5
FARK = 8684.02-2307.5 = 6376.52 kW			
Standart Ekserji Verimliliği = 2307.5 /(2307.5+6376.52)= 0.266			
Rasyonel Ekserji Verimliliği = (1870.17 / 8246.69) = 0.227			

Ekserji denkliği kurulup, tesisin standart ekserji verimliliği 0.266 olarak bulundu. Rasyonel ekserji verimliliği ise 0.227 olarak bulundu. Mevcut sisteme göre ekserji verimliliğinin arttığı gözlendi. Ayrıca sıvı argon safiyetinin % 99.2'ye yükseldiği görüldü. Olumsuz olarak, saf azotun safiyetinin % 99.6'ya düştüğü gözlendi.

5.1.4. 'CAC' Akımının Çıkış Tepsisinin Değiştirilmesi

Normal şartlarda CAC isimli akımın çıkış tepsisi 70'tir. Bu tepsi sayısı değiştirilerek simülasyon çalıştırıldı ve sonuçlar değerlendirildi. Çıkış tepsisi 65, 66,

67 yapıldığında argon saflığı bozulmaktadır. Daha doğrusu, argon yerine azot alınmaktadır. Çıkış tepsisini 75, 74, 73, 72 ve 71 yaptığımızda argon yerine oksijen üretilmektedir. Burada CAC isimli akımın çekildiği yerin kritikliği göze çarpmaktadır. Bu anlamda, CAC isimli akımın çekildiği yer simülasyonda olması gerektiği yerdedir.

5.1.5. Saf Argon Kolonu'na Yapılan Besleme Tepsisinin Değiştirilmesi

Saf argon kolonuna yapılan besleme mevcut simülasyonda 45. tepsidedir. Besleme tepsisi 55, 50, 40, 35, 30, 25 olarak ayarlandı ve simülasyon çalıştırıldı. Fakat, debide ve safiyette olumlu ya da olumsuz bir değişiklik gözlenmedi.

5.1.6. Saf Argon Kolonu'nda Distilat Debisinin Azaltılması

Saf argon kolonunda 'VENT' adı verilen akımın debisi azaltılıp sıvı argon debisi ve safiyeti incelendi. E113 numaralı ısı değiştiricisinin buhar fraksiyonuna girilen değer değiştirilerek, distilatın debisiyle oynandı. İlk 3 denemede, 100 iterasyon sonucu konverjans gözlenemedi. Sonuçların bir kısmı Tablo 5.3'te gösterilmektedir.

Tablo 5.3: P-AR-C Distilat Debisi Azaltıldığında Elde Edilen Sonuçlar.

E113 Buhar Fraksiyonu	VENT Debisi	Argon Debisi	Argon Safiyeti	Konverjans Durumu
0.554	979.791	236.877	% 99.7	İterasyon Sorunu
0.547	974.079	242.428	% 99.9	Iterasyon Sorunu
0.541	968.996	247.135	% 99.9	Hata Yok
0.537	965.571	250.296	% 99.9	Hata Yok
0.533	962.112	253.477	% 99.9	Hata Yok

5.2. Soğutma Suları İle İlgili Çalışmalar

5.2.1. Soğutma Sularının Debisinin İki Katına Çıkarılması

Simülasyondaki tüm soğutma sularının debileri 2 katına çıkarıldı. Simülasyon çalıştırıldı ve akım tablosu oluşturulup tüm tesis içerisinde ekserji denkliği kuruldu. Standart ekserji verimliliği ise 0.28 olarak hesaplandı. Tablo 5.4'te ekserji denkliği tablosu gösterilmektedir.

Tablo 5.4: Soğutma Suları Debisi Yükseltildiğinde Ekserji Denkliği.

Girdiler (kW)		Çıktılar (kW)	
Hava	-28.7688	Ürünlerin Ekserjileri	1875.82
Soğutma Suları Giriş Ekserjisi	638.876	Soğutma Suları Dönüş Ekserjisi	502.665
Toplam Harcanan Elektrik	8393.35	Üretilen Elektrik	146.657
Toplam	9003.46	Toplam	2525.14
FARK = 9003.46-2525.14 =6478.32 kW			
Standart Ekserji Verimliliği = 2525.14/(2525.14+6478.32)= 0.28			
Rasyonel Ekserji Verimliliği = (1768.38 / 8246.69) = 0.214			

5.2.2. Soğutma Sularının Debisinin Yarıya Düşürülmesi

Soğutma sularının debisini yarıya düşürmenin prosese etkisi ölçülmek istendi. Tesisin standart ekserji analizi 0.254 olarak hesaplandı.

Tablo 5.5: Soğutma Suları Debisi Azaltıldığında Ekserji Denkliği.

Girdiler (kW)		Çıktılar (kW)	
Hava	-28.76	Ürünlerin Ekserjileri	1875.82
Soğutma Suları Giriş Ekserjisi	159.72	Soğutma Suları Dönüş Ekserjisi	143.25
Toplam Harcanan Elektrik	8393.35	Üretilen Elektrik	146.66
Toplam	8524.3	Toplam	2165.72
FARK = 8524.3 – 2165.72 = 6358.58 kW			
Standart Ekserji Verimliliği = 2165.72 /(2165.72 + 6358.58)= 0.254			
Rasyonel Ekserji Verimliliği = (1888.12 / 8246.69) = 0.229			

Bu sonuçla, tesisin verimsizleştiği düşünülebilir. Fakat uygulama yapılırken ihtiyaç duyulan boru, işçilik, su tesislerinin harcadığı enerji gibi parametreler düşünülüp, buna göre kar-zarar analizi yapılmalıdır.

5.3. Hava Kompresörü İle İlgili Çalışmalar

5.3.1. Hava Kompresörünün Kademe Basınçlarının Artırılması

Hava kompresörü birinci kademesinin (C-101) çıkış basıncı 2.443 bar; ikinci kademesinin (C-102) çıkış basıncı 3.743 bar; üçüncü kademesinin (C-103) çıkış basıncı ise 6.213 bar'a ayarlandı. Bu şekilde simülasyon çalıştırıldı. Bu sonuçlara göre, ürün safiyetlerinin ve debilerin etkilenmediği görüldü. C-101, C-102, ve C-103 kompresörlerinin enerjisinin 3-5 kW kadar değiştiği gözlendi. Tesisin ekserji verimliliği ise sabit kalmıştır.

5.4. Sıvı Oksijen Debisi İle İlgili Çalışmalar

5.4.1. Sıvı Oksijen Üretim Debisinin Azaltılması

Sıvı oksijen debisi, öncesinde bulunan ayırıcı ekipman ile ayarlanabilmektedir. Sıvı oksijen debisi 650 kg/h olarak ayarlandı.

Tablo 5.6: Sıvı Oksijen Debisi Azaltıldığında Ekserji Denkliği.

Girdiler (kW)		Çıktılar (kW)	
Hava	-28.77	Ürünlerin Ekserjileri	1862.20
Soğutma Suları Giriş Ekserjisi	319.44	Soğutma Suları Dönüş Ekserjisi	225.08
Toplam Harcanan Elektrik	8393.35	Üretilen Elektrik	146.66
Toplam	8684.02	Toplam	2233.9
FARK = 8684.02-2233.9 =6450.12 kW			
Standart Ekserji Verimliliği = 2233.9/(2233.9+6450.12)= 0.257			
Rasyonel Ekserji Verimliliği = (1796.607 / 8246.69) = 0.218			

5.4.2. Sıvı Oksijen Üretim Debisinin Artırılması

Tablo 5.7'de sıvı oksijen üretim debisi arttırıldığında yapılan ekserji denkliği tablosu gösterilmektedir.

Tablo 5.7: Sıvı Oksijen Debisi Arttırıldığında Ekserji Denkliği.

Girdiler (kW)		Çıktılar (kW)	
Hava	-28.77	Ürünlerin Ekserjileri	1882.8
Soğutma Suları Giriş Ekserjisi	319.44	Soğutma Suları Dönüş Ekserjisi	225.08
Toplam Harcanan Elektrik	8393.35	Üretilen Elektrik	146.66
Toplam	8684.02	Toplam	2254.53
FARK = 8684.02-2254.53 = 6429.49 kW			
Standart Ekserji Verimliliği = 2254.53/(2254.53+6429.49)= 0.26			
Rasyonel Ekserji Verimliliği = (1817.207 / 8246.69) = 0.220			

Sıvı oksijen debisi 900 kg/h olarak ayarlandığında ekserji verimliliğinin bir miktar arttığı gözlendi. Sıvı oksijen debisini daha fazla yükseltmek, gaz oksijen debisini aynı miktarda düşürecektir. Gaz oksijen debisi ise çok aşırı düştüğünde ana ısı değiştiricisinde yeterli derecede havanın soğumasını sağlayamayacaktır. Bu nedenle sıvı oksijen debisini istediğimiz kadar yükseltemeyiz. Fakat, 900 kg/h kabul edilebilir bir değişikliktir.

5.5. Yararlı Değişikliklerin Prosese Uygulanması

İyileştirme için yapılan çalışmalarda, bazı çalışmaların ekserji verimliliğini düşürdüğü, bazılarının ise ekserji verimliliğini arttırdığı görüldü. Bu bölümde ise, prosesin ekserji verimliliğini yükselten çalışmalar simülasyona aynı anda uygulandı ve analiz yapıldı. Tepsi sayıları Bölüm 5.1.1'de anlatıldığı gibi düşürüldü, soğutma suyu debileri iki katına çıkarıldı, sıvı oksijen üretim debisi arttırıldı, atık azotun LPC'den çıkış debisi azaltıldı ve argon safiyeti ve debisi yükseltildi. Simülasyon çalıştırıldı, akım tablosuna göre ekserji analizi yapıldı. Tablo 5.8'de ekserji analizi gösterilmektedir.

Tablo 5.8: Yararlı Değişiklikler Uygulandığında Ekserji Denkliği.

Girdiler (kW)		Çıktılar (kW)	
Hava	-28.77	Ürünlerin Ekserjileri	1944.03
Soğutma Suları Giriş Ekserjisi	638.87	Soğutma Suları Dönüş Ekserjisi	502.66
Toplam Harcanan Elektrik	8393.35	Üretilen Elektrik	146.66
Toplam	9003.46	Toplam	2593.35
FARK = 9003.46-2593.35 =6410.11 kW			
Standart Ekserji Verimliliği = 2593.35/(2593.35+6410.11)= 0.288			
Rasyonel Ekserji Verimliliği = (1836.58 / 8246.69) = 0.223			

Tüm yararlı denemeler aynı anda prosese uygulandığında standart ekserji verimliliği 0.288 olarak hesaplandı. Fakat özellikle yaz aylarında hava sıcaklığı arttığından, prosese giren havanın sıcaklığı da dolayısıyla artmaktadır. Bu durumda ekserji denkliğinde birtakım değişiklikler meydana gelmektedir. Bunu gözlemlemek amaçlı, hava sıcaklığı 25°C'den 35°C'ye çıkarıldı, bu şekilde bir ekserji denkliği daha oluşturuldu. Tablo 5.9'da havanın sıcaklığının değiştirilmesiyle oluşan ekserji denkliği ve verimliliği gösterilmektedir.

Tablo 5.9: Hava Giriş Sıcaklığı Arttırıldığında Ekserji Denkliği.

Girdiler (kW)		Çıktılar (kW)	
Hava	-24.55	Ürünlerin Ekserjileri	1944.03
Soğutma Suları Giriş Ekserjisi	638.87	Soğutma Suları Dönüş Ekserjisi	502.66
Toplam Harcanan Elektrik	8136.22	Üretilen Elektrik	146.66
Toplam	8750.54	Toplam	2593.35
FARK = 8750.54-2593.35 = 6157.19 kW			
Standart Ekserji Verimliliği = 2593.35/(2593.35+6157.19)= 0.296			
Rasyonel Ekserji Verimliliği = (1832.37 / 7989.56) = 0.229			

Yapılan değişiklikle, standart ekserji verimliliğinin 0.296'ya yükseldiği görüldü. Sıcak havalarda sistemin verimliliği daha yüksektir. Buna en büyük sebep C-101 kompresörünün harcadığı elektriğin 2057.89 kW'a düşmesidir. Diğer parametrelerde büyük bir değişiklik gözlenmedi.

Simülasyon programına girilen parametrelerde de değişiklik yapmak suretiyle ekserji analizi yapmak ve verimliliği yükseltmek mümkündür. Bu çerçevede yapılan değişiklikte, havanın C-102 kompresörü çıkış sıcaklığı 77°C'ye, C-103 kompresörü çıkış sıcaklığı 82°C'ye indirildi. Yapılan denemede, diğer yararlı tüm iyileştirmeler kullanıldı. Ayrıca hava giriş sıcaklığı da 35°C olarak hesap edildi. Yapılan ekserji denkliğinde standart ekserji verimliliği 0.314 olarak bulundu. EK.C'de iyileştirme sonrası oluşan akım değerleri paylaşılmıştır.

Tablo 5.10: Simülasyona Girilen Değerler Değişince Ekserji Denkliği.

Girdiler (kW)		Çıktılar (kW)	
Hava	-24.55	Ürünlerin Ekserjileri	1944.03
Soğutma Suları Giriş Ekserjisi	638.87	Soğutma Suları Dönüş Ekserjisi	507.25
Toplam Harcanan Elektrik	7670.11	Üretilen Elektrik	146.66
Toplam	8284.44	Toplam	2597.94
FARK = 8284.44-2597.94 = 5686.5 kW			
Standart Ekserji Verimliliği = 2597.94 / (2597.94+5686.5) = 0.314			
Rasyonel Ekserji Verimliliği = (1836.95 / 7523.452) = 0.244			

Simülasyonda havanın kompresörden çıkış sıcaklıklarını düşürmek, kompresörlerin verimliliklerini arttırdı ve harcadıkları elektrik enerjisini düşürdü. Bu sebeple ekserji verimliliğinin arttığı gözlendi. Yalnız, havanın çıkış sıcaklığını düşürme işlemi gerçekte proseslere uygulanabilir bir özellik değildir. Bu sadece simülasyonda yapılabilecek olan bir değişikliktir. Fakat daha önce bulduğumuz 0.296 ve 0.288 değerleri proseste DCS ekranından ya da yapılacak işçilik ile elde edilebilir.

6. KİMYASAL EKSERJİ HESABA KATILDIĞINDA EKSERJİ VERİMLİLİĞİ

Bu bölümde, kimyasal ekserjiler de hesaba katıldığında tüm sistemin ekserji verimliliğinin nasıl değiştiği gözlendi. Tablo 6.1'de azot, oksijen, argon ve suyun standart kimyasal ekserjileri gösterilmektedir [5].

Tablo 6.1: Standart Kimyasal Ekserji Değerleri.

	Azot	Oksijen	Argon	Su
Kimyasal Ekserji Değeri (J/mol)	636	3891	11.609	11.766

Tablo 6.1'deki değerler ve akım debileri kullanılarak kimyasal ekserji değerleri hesaplandı ve Tablo 6.2'ye işlendi. Standart ekserji verimliliği 0.38 olarak bulundu.

Tablo 6.2: Kimyasal Ekserji Hesaba Katılarak Yapılan Ekserji Denkliği.

Girdiler (kW)		Çıktılar (kW)	
Hava	-28.7688	Ürünlerin Ekserjileri	1875.9
Soğutma Suları Giriş Ekserjisi	319.438203	Soğutma Suları Dönüş Ekserjisi	225.0764
Toplam Harcanan Elektrik	8393.349	Üretilen Elektrik	146.657
Hava-Kimyasal Ekserji Değ.	-82.68	Ürünlerin Kimyasal Eks. Değ.	877.25
Soğutma Suları Kimyasal Eks.	234.939	Soğutma Suları Kimyasal Eks.	234.939
Toplam	8836.277	Toplam	3359.82
FARK = 8836.277 – 3359.82 = 5476.457 kW			
Standart Ekserji Verimliliği = 3359.82/(3359.82+5476.457)= 0.38			
Rasyonel Ekserji Verimliliği = (2770.24 / 8246.69) = 0.336			

Tablo 6.3'de iyileştirme sonrası – kimyasal ekserjiler de hesaba katılarak- yapılan ekserji denkliği gösterilmektedir. Standart ekserji verimliliği 0.457 olarak bulunmuştur.

Tablo 6.3: Kimyasal Ekserji İle Birlikte Yapılan İyileştirmeli Ekserji Denkliği.

Girdiler (kW)		Çıktılar (kW)	
Hava	-24.55	Ürünlerin Ekserjileri	1944.03
Soğutma Suları Giriş Ekserjisi	638.87	Soğutma Suları Dönüş Ekserjisi	507.25
Toplam Harcanan Elektrik	7670.11	Üretilen Elektrik	146.66
Hava-Kimyasal Ekserji Değ.	-82.68	Ürünlerin Kimyasal Eks. Değ.	894.42
Soğutma Suları Kimyasal Eks.	469.88	Soğutma Suları Kimyasal Eks.	469.88
Toplam	8671.63	Toplam	3962.23
FARK = 8671.63-3962.23 = 4709.4 kW			
Standart Ekserji Verimliliği = 3962.23/(3962.23+4709.4)= 0.457			
Rasyonel Ekserji Verimliliği = (2814.05 / 7523.452) = 0.374			

7. GENEL DEĞERLENDİRME VE SONUÇLARIN YORUMLANMASI

Bu tez çalışmasında hava ayrıştırma tesisinin simülasyonu proses simulatör programı ile yapıldı. Simülasyon hatasız ve uyarısız çalıştırılınca, öncelikle tüm sistemde, daha sonra komponent bazında kütle denkliğinin olduğu hesaplarla ispat edildi. Sonrasında, enerji denkliğinin sağlandığı ispatlandı. Daha sonra, simülasyonun çalıştırılması ile birlikte elde edilen entalpi, ekserji gibi veriler kullanılarak birtakım analizler yapıldı.

Sistemin daha net anlaşılabilmesi adına, simülasyonun tamamı ve bir özet akım tablosu oluşturuldu. Bu özet akım tablosunda akımların debileri, fraksiyonları ve ekserjileri gibi önemli bilgiler bulunmaktadır. Tüm hesaplar bu tablo yardımıyla yapıldı.

Yapılan simülasyonda elektrik harcayan ekipmanlar kompresörler ve pompalardır. Dolayısıyla, birim üretim başına tüketilen enerji hesaplanırken öncelikle kompresör ve pompaların enerji tüketimleri hesaplandı. Bu noktada, türbinin ürettiği enerjiyi C-110 adlı kompresörün kullanması önem arz etmektedir. Bu yüzden C-110 hesaba katılmadı. İlgili tabloda sonuçlar belirtildi.

Ürün kazanım yüzdesi hesaplanırken, nihai ürün olarak üretilen saf azotun debisi, nihai ürün olarak üretilen saf sıvı ve gaz oksijen debileri ve son olarak nihai ürün olarak üretilen sıvı argonun debisi göz önünde bulundurularak işlem yapıldı. Atık azot hesaba katılmadı.

Her ekipmanda bulunan ekserji kaybı ve ekserji verimliliği hesaplandı. Özellikle LPC, ana ısı değiştiricisi ve türbinde ekserji kayıplarının yüksek olduğu gözlendi. Daha sonra, hava ayrıştırma tesisi'ndeki bazı temel birimlerdeki ekserji kaybı hesap edildi (örneğin, hava kompresörü). (Hava kompresörü, C-101, C-102, C-103, E-101 ve E-102 ekipmanlarından oluşmaktadır. Hava kompresörünün ekserji kaybı ve bu ekipmanların ekserji kayıpları toplamı olması gerektiği gibi birbirine eşittir. Bu durum, diğer temel birimler için de geçerlidir.) Tüm ekipmanların toplam ekserji kayıpları 6341.34 kW olarak hesap edildi.

Ayrıca, tüm sistem içerisinde ekserji denkliği kuruldu. Bu denklemde, giriş ve çıkış akımları listelendi, aradaki fark ise ekserji kaybı olarak yazıldı. Bu değer 6436.39 kW olarak hesap edildi. Tüm tesisin standart ekserji verimliliği ise 0.259 olarak hesaplandı.

Tüm ekserji kayıplarını, ekipmanların verimsizlik yüzdelerini net ve anlaşılır bir şekilde göstermek adına bir Grassmann Diyagramı çizildi.

Ek D'de, HPC, LPC, P-Ar-C ve C-Ar-C sıcaklık profilleri, komponentlerin sıvı ve buhar fraksiyonlarının grafikleri gösterilmektedir. Bu grafikler Proses simulatör programı yardımıyla çizildi. Bu grafiklere bakarak LPC, C-AR-C ve P-AR-C kolonlarında tepsi sayılarının fazla olduğu gözlendi. Çünkü belirli bir tepsi sayısından sonra ürün safiyetlerinin değişmediği görüldü. Bu konu 5. Bölümde incelendi.

5. Bölümde, öncelikle LPC kolonunun tepsi sayısı 20, C-AR-C kolonunun tepsi sayısı 30, P-AR-C kolonunun tepsi sayısı 5 adet düşürüldü ve simülasyon sonuçlarına göre safiyetlerde ve ekserji analizinde büyük bir değişiklik olmadığı gözlendi.

Ayrıca saf argon kolonunun geri besleme oranı değiştirilerek distilat debisi azaltıldı. Bu da argon saflığını ve debisini arttırdı. Ekserji analizinde belirgin bir farklılık gözükmese de ürün safiyetinin yükselmesi ürünün piyasadaki değerini arttırması açısından önem arz etmektedir.

Diğer iyileştirme seçenekleri olarak; soğutma suları debisi iki katına çıkarıldı, sıvı oksijen üretim debisi 900 kg/h olarak ayarlandı ve atık azotun LPC'den çıkış debisi 14000 kg/h olarak ayarlandı. Bu durumda standart ekserji verimliliği 0.288 olarak hesap edildi. Bu değişikliklere ek olarak yaz aylarında hava sıcaklığının 35°C'lere kadar ulaştığı varsayıldığında standart ekserji verimliliği 0.296'ya kadar çıkabilmektedir.

Bunlarla birlikte, simülasyona girilen parametrelerde değişiklikler yapıldı. C-101, C-102 ve C-103 kompresörlerinin çıkış sıcaklıkları düşürüldü ve kompresörlerin verimlilikleri arttırıldı. Bu durumda standart ekserji verimliliğinin 0.314'e kadar yükseldiği görüldü.

Sıvı oksijen debisini arttırmak, soğutma suları debisini yükseltmek ve atık azotun LPC'den çıkış debisini değiştirmek tesisin kumanda odasından operatörler tarafından gerçekleştirilebilecek bir eylemdir. Sadece, su borularının yüksek debide suyu geçirebilmesi için daha büyük çapta bir boru dizayn edilmesi gerekebilir, ya da yüksek debi için yüksek kapasiteli bir pompa gerekebilir. Bu durumlar göz önünde bulundurulduğunda standart ekserji verimliliğini 0.296'lara çekmek olası bir durumdur. Fakat, C-101, C-102 ve C-103 kompresörlerinin çıkış sıcaklıklarını düşürmek için muhtemelen yeni bir kompresör satın almak gerekecektir. 6. Bölümde kimyasal ekserjiler de hesaba katılarak ekserji verimlilikleri 0.38 ve 0.457 olarak hesaplandı. Yine, rasyonel ekserji değerleri ise 0.336 ve 0.374 olarak bulundu.

Kimyasal ekserjiler hesaba katıldığında verimliliğin daha artmasının temel sebebi, üretilen oksijen ve azotun safiyetlerinin çok yüksek olmasıdır. Ayrıca iyileştirme yapıldıktan sonra, soğutma sularının debisinin iki katına çıkarılmasının, bu akımların kimyasal ekserji değerlerini yükselttiği gözlendi. Bulunan bu ekserji verimlilikleri Cornelissen'in ekserji analizi makalesine baktığımızda uygun değerlerdir [4]. Cornelissen'in çalışmasındaki ekserji verimliliğinin bizim çalışmamıza oranla daha düşük olmasının sebebi, Cornelissen'in tam olarak saf ürün elde edememesidir. Ayrıca Van der Ham'ın makalesinde iki kolonlu oksijen ve azot üretiminde rasyonel ekserji verimliliği % 34.7; 3 kolonlu üretimde ise % 37.8 olarak yazmaktadır [5]. Yine aynı makalede, genellikle hava ayrıştırma tesislerinde rasyonel ekserji verimliliklerinin % 35-40 aralığında değiştiği yazmaktadır. Majid Amidpour'un makalesinde [7]; standart ekserji verimliliği % 35 olarak yazmaktadır. Hua Zhou'un makalesinde [6] ; standart ekserji verimliliği yapılan denemelerde % 32.78'dir. Bu sonuçların yapılan mevcut çalışma ile benzer sonuçlara sahip olduğu görüldü. Tablo 7.1'de diğer makalelerin ekserji verimlilikleri, gerçek sistem analizi olup olmadıkları hakkında bilgiler verilmektedir.

Tablo 7.1: HAT Simülasyonu İle İlgili Yapılan Çalışmalarda Elde Edilen Sonuçlar.

Makale Adı	Proses İle İlgili Ayrıntılar	Ekserji Verimliliği %	Gerçek Sistem mi?	Kaynak
Exergy Analysis of Two Cryogenic ASP	O_2 ve N_2, Ar yok (2 ve 3 kolonlu denemeler)	34.7 - 37.8	Bilgi Yok	[5]
Process Configuration and Simulations for a Novel-Single-Column Cyrogenic ASP	O_2 ve N_2, Ar yok (1 ve 2 kolonlu denemeler)	32.78	Evet	[6]
Exergy Analysis of Cryogenic Air Separation	O_2, N_2, Ar var (3 kolon)	28.0	Evet	[4]
Energetic, Exergetic and Economic Assessment of Oxygen Production From Two Columns Cryogenic ASU	O_2 ve N_2 var (2 kolonlu)	35	Evet	[7]

KAYNAKLAR

[1] Tekin T., Bayramoğlu M., (1998), "Exergy analysis of the sugar production process from sugar beets", International Journal of Energy Research, 22 (7), 591-601.

[2] Vogler T., Weissman W., (1988), "Thermodynamic availability analysis for maximizing a system's efficiency", Chemical Engineering Progress, 84 (3), 35-42.

[3] Munsch M., Mohr T., Futterer E., (1993), "Analysis of exergy and evaluation of process plants with a flowsheeting system", International Chemical Engineering, 33 (2), 197-206.

[4] Cornelissen R. L., Hirs G. G., (1998), "Exergy analysis of cryogenic air separation", Energy Conversion and Management, 39 (16), 1821-1826.

[5] Van Der Ham L. V., Kjelstrup S., (2010), "Exergy analysis of two cryogenic air separation processes", Energy, 35 (12), 4731-4739.

[6] Zhou H., Cai Y., Xiao Y., Mkhalel Z. A., You B., Shi J., Li J., Chen B. H., (2012), "Process configuration and simulations for a novel single column cryogenic air separation process", Industrial & Engineering Chemistry Research, 51 (47), 15431-15439.

[7] Amidpour M., Ebrahimi A., (2015), "Energetic, exergetic and economic assessment of oxygen production from two columns cryogenic air separation unit", Energy, 90 (2), 1298-1316.

[8] Web 1 , (2015), http://www.engineeringtoolbox.com/air-composition-d_212.html, (Erişim Tarihi: 20/12/2015).

[9] Kerry F. G., (2007) , "Industrial Gas Handbook-Gas Separation and Purification" 1st Edition, Taylor and Francis Group.

[10] Kotas T. J., (1986), "Exergy Method of Thermal Plant Analysis" 1st Edition, Butterworth-Heinemann Group.

[11] Li M. L., Lee H. Y., Lee M. W., Chien I. L., (2014), "Simulation and formula regression of an air separation unit in China steel corporation", 5th International Symposium on Advanced Control of Industrial Processes, 213-218, Hiroshima, Japan, 28-30 May.

[12] Felder R. M., Rousseau R. W., (2000), " Elementary Principles of Chemical Processes" 3rd Edition, Wiley Publication.

[13] Bejan A., Tsatsaronis G., Moran M., (1996), "Thermal Design and Optimization", 1st Edition, Wiley Publication.

ÖZGEÇMİŞ

Göktuğ URAL 1989 Artvin/Arhavi doğumludur. 2006 yılında başladığı Hacettepe Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Kimya Mühendisliği Bölümünden 2011 yılında mezun olup lisans diplomasını almıştır. 2013 yılında Gebze Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Kimya Mühendisliği Anabilim Dalında yüksek lisans eğitimine başlamıştır. 2013 yılının bir döneminde Yıldız Holding-Tül Kağıt Fabrikasında işletme mühendisi olarak çalışmıştır. Şu anda Çolakoğlu Metalurji A.Ş. Hava Ayrıştırma Tesisi'nde işletme mühendisi olarak çalışmaktadır.

EKLER

EK A: Programa Girilen Değerler ve Programın Hesapladığı Değerler

Aşağıdaki tabloda simülasyon programına girilen değişkenlerin adı ve değeri gösterilmektedir.

Tablo A1.1: Programa Girilen Değişkenler.

Ekipman Adı	Değişken Adı	Değişken Değeri
C-101	Çıkış Basıncı	2.24 bar
C-101	Çıkış Sıcaklığı	115°C
C-102	Çıkış Basıncı	3.44 bar
C-102	Çıkış Sıcaklığı	90°C
C-103	Çıkış Basıncı	5.91 bar
C-103	Çıkış Sıcaklığı	87°C
C-104	Çıkış Basıncı	9.21 bar
C-105	Çıkış Basıncı	11.81 bar
C-106	Çıkış Basıncı	18.51 bar
C-107	Çıkış Basıncı	24.41 bar
C-108	Çıkış Basıncı	38.51 bar
C-109	Çıkış Basıncı	56.01 bar
C-110	Çıkış Sıcaklığı	52°C
E-101	Sıcak akım çıkış sıcaklığı	35°C
E-102	Sıcak akım çıkış sıcaklığı	30°C
E-103	Sıcak akım çıkış sıcaklığı	25°C
E-104	Sıcak akım çıkış sıcaklığı	25°C
E-105	Sıcak akım çıkış sıcaklığı	33°C
E-106	Sıcak akım çıkış sıcaklığı	30°C
E-107	Sıcak akım çıkış sıcaklığı	33°C
E-108	Sıcak akım çıkış sıcaklığı	38°C
E-109	Sıcak akım çıkış sıcaklığı	70°C
COOLING1	Sıcak akım çıkış sıcaklığı	37°C
COOLING2	Sıcak akım çıkış sıcaklığı	14°C
FLASH1	Basınç Değeri	1.35 bar
FLASH2	Basınç Değeri	1.35 bar
FLASH3	Basınç Değeri	1.49 bar
FLASH4	Basınç Değeri	1.17 bar
FLASH5	Basınç Değeri	1.17 bar
E-111	Sıcak akım çıkış sıcaklığı	-179°C
T-101	Çıkış Basıncı	5.61 bar
VALVE1	Çıkış Basıncı	5.61 bar
VALVE2	Çıkış Basıncı	1.35 bar
VALVE3	Çıkış Basıncı	1.35 bar

Tablo A1.1: Devam.

Ekipman Adı	Değişken Adı	Değişken Değeri
VALVE4	Çıkış Basıncı	1 bar
VALVE5	Çıkış Basıncı	5.3 bar
VALVE6	Çıkış Basıncı	0.7 bar
VALVE7	Çıkış Basıncı	22.51 bar
SUB-COOLER	St S6 Sıcaklık Değeri	-179°C
SUB-COOLER	St S8 Sıcaklık Değeri	-180°C
SUB-COOLER	GN1 Sıcaklık Değeri	-175°C
SUB-COOLER	GWN1 Sıcaklık Değeri	-175°C
MHEX	St 29 Sıcaklık Değeri	-172°C
MHEX	St 30 Sıcaklık Değeri	-101°C
MHEX	St 27 Sıcaklık Değeri	-169°C
MHEX	GOX Sıcaklık Değeri	23°C
MHEX	GN-FINAL Sıcaklık Değeri	23°C
P-101	Çıkış Basıncı	30 bar
P-102	Çıkış Basıncı	1.4 bar
HPC	Kondenser Basıncı	5.40 bar
LPC	Kondenser Basıncı	1.35 bar
C-AR-C	Kondenser Basıncı	1.0 bar
P-AR-C	Kondenser Basıncı	1.05 bar

Aşağıdaki tabloda programa girilen parametre adı ve parametre değerleri gösterilmektedir.

Tablo A1.2: Programa Girilen Parametreler.

Ekipman Adı	Parametre Adı	Parametre Değeri
E-110	Soğuk akım çıkış buhar frak.	0.77
E-112	St.57 buhar fraksiyonu	0.1
E-113	St.66 buhar fraksiyonu	0.564
E-114	St.64 buhar fraksiyonu	0.76
HPC	Konverjans Tipi	Kriyojenik
HPC	Side Stream Akışı (kg/h)	15000
HPC	Ürün Tepsileri	60,41,1
HPC	Besleme Tepsileri	61,55,45,1
HPC	Tepsi Sayısı	60
LPC	Tepsi Sayısı	100
LPC	Konverjans Tipi	Kriyojenik
LPC	Besleme Tepsileri	1,20,101,85,68,69
LPC	Ürün Tepsileri	1,10,100,70
LPC	GWN Akışı (kg/h)	21000
LPC	CAC Akışı (kg/h)	30000
P-AR-C	Tepsi Sayısı	60
P-AR-C	Konverjans Tipi	Kriyojenik

Tablo A1.2: Devam.

Ekipman Adı	Parametre Adı	Parametre Değeri
P-AR-C	Ürün Tepsileri	1,60
P-AR-C	Besleme Tepsileri	61,1,45
C-AR-C	Tepsi Sayısı	85
C-AR-C	Konverjans Tipi	Kriyojenik
C-AR-C	Ürün Tepsileri	1,85
C-AR-C	Besleme Tepsileri	86,1,1
SPLIT1	Akış miktarı (kg/h)	45000
SPLIT2	Akış miktarı (kg/h)	29000
SPLIT3	Akış miktarı (kg/h)	817
SPLIT4	Ayırma Oranı	0.6
SPLIT5	Ayırma Oranı	0.04

Aşağıdaki tabloda simülasyonun programının hesapladığı değişkenlerin değeri ve değişkenlerin adları gösterilmektedir.

Tablo A1.3: Programın Hesapladığı Değişkenler.

Ekipman Adı	Parametre Adı	Parametre Değeri
C-101	Yapılan İş	2315.02 kW
C-102	Yapılan İş	1413.69 kW
C-103	Yapılan İş	1461.66 kW
C-104	Yapılan İş	768.55 kW
C-105	Yapılan İş	403.81 kW
C-106	Yapılan İş	760.19 kW
C-107	Yapılan İş	177.44 kW
C-108	Yapılan İş	300.29 kW
C-109	Yapılan İş	244.66 kW
C-110	Yapılan İş	521.62 kW
E-101	Aktarılan Isı	2066 kW
E-102	Aktarılan Isı	1551 kW
E-103	Aktarılan Isı	635 kW
E-104	Aktarılan Isı	413 kW
E-105	Aktarılan Isı	675 kW
E-106	Aktarılan Isı	200 kW
E-107	Aktarılan Isı	301 kW
E-108	Aktarılan Isı	237 kW
E-109	Aktarılan Isı	220 kW
E-110	Aktarılan Isı	3628 kW
E-111	Aktarılan Isı	-175 kW
E-112	Aktarılan Isı	1702 kW
E-113	Aktarılan Isı	43 kW
E-114	Aktarılan Isı	32 kW
COOLING1	Aktarılan Isı	1296 kW

Tablo A1.3: Devam.

Ekipman Adı	Parametre Adı	Parametre Değeri
COOLING2	Aktarılan Isı	596 kW
P-101	Yapılan İş	25.9 kW
P-102	Yapılan İş	0.51 kW
T-101	Yapılan İş	-521.62 kW
VALVE1	Çıkış Sıcaklığı	-175.3^{o}C
VALVE2	Çıkış Sıcaklığı	-190.61^{o}C
VALVE3	Çıkış Sıcaklığı	-193.08^{o}C
VALVE4	Çıkış Sıcaklığı	-195.73^{o}C
VALVE5	Çıkış Sıcaklığı	-179°C
VALVE6	Çıkış Sıcaklığı	-195.36^{o}C
VALVE7	Çıkış Sıcaklığı	96.32^{o}C
SUB-COOLER	Aktarılan İş	415 kW
MHEX	GWN Final Çıkış Sıcaklığı	-13.73^{o}C

Aşağıdaki tabloda simülasyonun programının hesapladığı parametrelerin değeri ve parametrelerin adları gösterilmektedir.

Tablo A1.4: Programın Hesapladığı Parametreler.

Ekipman Adı	Parametre Adı	Parametre Değeri
C-101	Verimlilik	0.87
C-102	Verimlilik	0.752
C-103	Verimlilik	0.9
C-104	Verimlilik	0.72
C-105	Verimlilik	0.72
C-106	Verimlilik	0.72
C-107	Verimlilik	0.72
C-108	Verimlilik	0.72
C-109	Verimlilik	0.72
HPC	Reflux Oranı	0.505
HPC	Kaynama Oranı	0.789
LPC	Reflux Oranı	0.736
LPC	Kaynama Oranı	0.77
P-AR-C	Reflux Oranı	0.434
P-AR-C	Kaynama Oranı	0.758
C-AR-C	Reflux Oranı	0.87
C-AR-C	Kaynama Oranı	1.06

EK B: Özet Akım Tablosu (İyileştirme Yapılmadan)

Aşağıdaki tablolarda simülasyon programındaki akımların basınç sıcaklık, ekserji, kütle akış gibi özellikleri gösterilmektedir.

Tablo B1.1: Akım Değerleri.

AKIM NO	2	3	4	5	6
Sıcaklık (^oC)	115	35	90	30	87
Basınç (Bar)	2.24	2.23	3.44	3.43	5.91
Ekserji (kW)	2.03E+03	1.73E+03	2.83E+03	2.67E+03	4.00E+03
Kütle Akış (kg/h)	92000	92000	92000	92000	92000
Mol Kesri					
N_2	0.78	0.78	0.78	0.78	0.78
O_2	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21
Ar	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01

Tablo B1.2: Akım Değerleri.

AKIM NO	7	8	9	10	11
Sıcaklık (^oC)	37	14	14	72.7	25
Basınç (Bar)	5.81	5.76	5.76	9.21	9.21
Ekserji (kW)	3.82E+03	3.80E+03	1.94E+03	2.51E+03	2.46E+03
Kütle Akış (kg/h)	92000	92000	47000	47000	47000
Mol Kesri					
N_2	0.78	0.78	0.78	0.78	0.78
O_2	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21
Ar	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01

Tablo B1.3: Akım Değerleri.

AKIM NO	12	13	14	15	16
Sıcaklık (^oC)	55.9	25	83	33	33
Basınç (Bar)	11.81	11.81	18.51	18.51	18.51
Ekserji (kW)	2.76E+03	2.74E+03	3.30E+03	3.24E+03	1.24E+03
Kütle Akış (kg/h)	47000	47000	47000	47000	18000
Mol Kesri					
N_2	0.78	0.78	0.78	0.78	0.78
O_2	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21
Ar	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01

Tablo B1.4: Akım Değerleri.

AKIM NO	17	18	19	20	21
Sıcaklık (^oC)	68.4	30	89.8	33	81.7
Basınç (Bar)	24.41	24.41	38.51	38.51	56.01
Ekserji (kW)	1.37E+03	1.36E+03	1.58E+03	1.55E+03	1.73E+03
Kütle Akış (kg/h)	18000	18000	18000	18000	18000
Mol Kesri					
N_2	0.78	0.78	0.78	0.78	0.78
O_2	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21
Ar	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01

Tablo B1.5: Akım Değerleri.

AKIM NO	22	23	24	25	26
Sıcaklık (^oC)	38	33	97.4	70	14
Basınç (Bar)	56.01	18.51	30.02	22.51	5.76
Ekserji (kW)	1.71E+03	2.00E+03	2.39E+03	2.16E+03	1.86E+03
Kütle Akış (kg/h)	18000	29000	29000	29000	45000
Mol Kesri					
N_2	0.78	0.78	0.78	0.78	0.78
O_2	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21
Ar	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01

Tablo B1.6: Akım Değerleri.

AKIM NO	27	28	29	30	31
Sıcaklık (^oC)	-169	-175.3	-172	-101	-172.9
Basınç (Bar)	56.01	5.61	5.61	22.51	5.61
Ekserji (kW)	3.17E+03	3.07E+03	3.50E+03	2.47E+03	2.27E+03
Kütle Akış (kg/h)	18000	18000	45000	29000	29000
Mol Kesri					
N_2	0.78	0.78	0.78	0.78	0.78
O_2	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21
Ar	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01

Tablo B1.7: Akım Değerleri.

AKIM NO	32	33	34	35	36
Sıcaklık (^oC)	-177.9	-180.3	-180.3	-180.3	-177.9
Basınç (Bar)	5.4	1.35	1.35	1.35	30
Ekserji (kW)	6.51E+03	5.88E+03	3.20E+03	3.06E+03	3.04E+03
Kütle Akış (kg/h)	78163	81314	18702	17885	17885
Mol Kesri					
N_2	0.991	0	0	0	0
O_2	0.005	1	1	1	1
Ar	0.004	0	0	0	0

Tablo B1.8: Akım Değerleri.

AKIM NO	37	38	40	41	42
Sıcaklık (^oC)	-178	-179	-179	-180.3	-180.3
Basınç (Bar)	5.4	5.4	5.4	1.35	1.35
Ekserji (kW)	1.42E+04	1.46E+04	7.31E+03	2.68E+03	1.39E+04
Kütle Akış (kg/h)	78163	78163	39082	62613	81314
Mol Kesri					
N_2	0.991	0.991	0.991	0	0
O_2	0.005	0.005	0.005	1	1
Ar	0.004	0.004	0.004	0	0

Tablo B1.9: Akım Değerleri.

AKIM NO	43	44	45	46	47
Sıcaklık (^oC)	-190.5	-190.5	-179	-179	-179
Basınç (Bar)	5.4	5.4	5.4	5.4	5.3
Ekserji (kW)	3.17E+02	7.62E+03	2.72E+03	4.08E+03	4.08E+03
Kütle Akış (kg/h)	1563	37518	15167	22751	22751
Mol Kesri					
N_2	0.991	0.991	0.585	0.585	0.585
O_2	0.005	0.005	0.4	0.4	0.4
Ar	0.004	0.004	0.015	0.015	0.015

Tablo B1.10: Akım Değerleri.

AKIM NO	48	49	50	51	52
Sıcaklık (^oC)	-181.6	-180.6	-195.4	-192.3	-186.6
Basınç (Bar)	5.3	5.3	0.7	0.7	1.35
Ekserji (kW)	4.15E+03	6.88E+03	6.76E+03	2.06E+03	8.72E+02
Kütle Akış (kg/h)	22751	37918	37918	37918	4771
Mol Kesri					
N_2	0.585	0.585	0.585	0.585	0.311
O_2	0.4	0.4	0.4	0.4	0.672
Ar	0.015	0.015	0.015	0.015	0.018

Tablo B1.11: Akım Değerleri.

AKIM NO	53	54	55	56	57
Sıcaklık (^oC)	-186.6	-183.7	-183.7	-191.6	-193.6
Basınç (Bar)	1.35	1	1.4	1	1
Ekserji (kW)	1.66E+03	5.01E+03	5.01E+03	1.43E+03	6.04E+03
Kütle Akış (kg/h)	33147	28784	28784	36693	36693
Mol Kesri					
N_2	0.623	0.013	0.013	0.66	0.66
O_2	0.363	0.975	0.975	0.003	0.003
Ar	0.014	0.013	0.013	0.336	0.336

Tablo B1.12: Akım Değerleri.

AKIM NO	58	59	60	61	62
Sıcaklık (^oC)	-189.9	-189.9	-189.9	-189.9	-194.6
Basınç (Bar)	1.49	1.49	1.49	1.49	1.05
Ekserji (kW)	5.94E+03	1.23E+02	6.34E+01	5.97E+01	9.11E+01
Kütle Akış (kg/h)	34332	2362	1216	1145	1787
Mol Kesri					
N_2	0.648	0.828	0.828	0.828	0.942
O_2	0.003	0.001	0.001	0.001	0
Ar	0.349	0.171	0.171	0.171	0.058

Tablo B1.13: Akım Değerleri.

AKIM NO	63	64	65	66	67
Sıcaklık (^oC)	-185.6	-185.6	-184.5	-194.9	-193.9
Basınç (Bar)	1.05	1.05	1.17	1.05	1.17
Ekserji (kW)	1.23E+02	4.62E+01	1.78E+01	2.11E+02	1.60E+02
Kütle Akış (kg/h)	939	939	710	1787	799
Mol Kesri					
N_2	0	0	0	0.942	0.914
O_2	0.009	0.009	0.008	0	0
Ar	0.991	0.991	0.991	0.058	0.086

Tablo B1.14: Akım Değerleri.

AKIM NO	68	69	70	AIR-FEED	CAC
Sıcaklık (^oC)	-195.7	-195.7	96.3	25	-180.8
Basınç (Bar)	1	1	22.51	1	1.35
Ekserji (kW)	3.16E+02	1.94E+02	2.19E+03	-2.90E+01	1.29E+03
Kütle Akış (kg/h)	1563	1563	29000	92000	30000
Mol Kesri					
N_2	0.991	0.991	0.78	0.78	0.048
O_2	0.005	0.005	0.21	0.21	0.933
Ar	0.004	0.004	0.01	0.01	0.019

Tablo B1.15: Akım Değerleri.

AKIM NO	CW1	CW2	CW3	CW4	CW5
Sıcaklık (^oC)	20	26	20	24.5	20
Basınç (Bar)	4.81	4.71	4.81	4.71	11.01
Ekserji (kW)	4.90E+01	3.40E+01	4.90E+01	3.30E+01	8.00E+01
Kütle Akış (kg/h)	275000	275000	275000	275000	210000

Tablo B1.16: Akım Değerleri.

AKIM NO	CW6	CW7	CW8	CW9	CW10
Sıcaklık (^oC)	24.9	6	15.5	20	26.7
Basınç (Bar)	10.91	11.01	10.91	4.81	4.81
Ekserji (kW)	6.80E+01	5.60E+01	2.60E+01	1.30E+01	9.78E+0
Kütle Akış (kg/h)	210000	50000	50000	75000	75000

Tablo B1.17: Akım Değerleri.

AKIM NO	CW11	CW12	CW13	CW14	CW15
Sıcaklık (^oC)	20	24.4	20	27.2	20
Basınç (Bar)	4.81	4.81	4.81	4.81	4.81
Ekserji (kW)	1.33E+01	9.36E+0	1.33E+01	1.0E+01	1.33E+01
Kütle Akış (kg/h)	75000	75000	75000	75000	75000

Tablo B1.18: Akım Değerleri.

AKIM NO	CW16	CW17	CW18	CW19	CW20
Sıcaklık (^oC)	22.1	20	23.2	20	22.5
Basınç (Bar)	4.81	4.81	4.81	4.81	4.81
Ekserji (kW)	1.06E+01	1.33E+01	9.82E+0	1.33E+01	1.03E+01
Kütle Akış (kg/h)	75000	75000	75000	75000	75000

Tablo B1.19: Akım Değerleri.

AKIM NO	CW21	CW22	GN	GN-FINAL	GN1
Sıcaklık (^oC)	20	25	-193.1	23	-175
Basınç (Bar)	4.81	4.71	1.35	1.35	1.35
Ekserji (kW)	6.21E+0	4.23E+0	2.88E+03	3.49E+02	2.25E+03
Kütle Akış (kg/h)	35000	35000	49518	49518	49518
Mol Kesri					
N_2	0	0	0.997	0.997	0.997
O_2	0	0	0.002	0.002	0.002
Ar	0	0	0.002	0.002	0.002
H_2O	1	1	0	0	0

Tablo B1.20: Akım Değerleri.

AKIM NO	GOX	GWN	GWN-FNAL	GWN1	LAR
Sıcaklık (^oC)	23	-190.5	-13.7	-175	-184.5
Basınç (Bar)	30	1.35	1	1	1.17
Ekserji (kW)	1.29E+03	1.14E+03	1.03E+01	8.28E+02	2.97E+01
Kütle Akış (kg/h)	17885	21000	22563	22563	228.8
Mol Kesri					
N_2	0	0.862	0.871	0.871	0
O_2	1	0.109	0.102	0.102	0.009
Ar	0	0.029	0.028	0.028	0.991

Tablo B1.21: Akım Değerleri.

AKIM NO	LOX-FNAL	S1	S2	S6	S8
Sıcaklık (^oC)	-180.3	-173.8	-175	-179	-180
Basınç (Bar)	1.35	5.4	5.4	5.4	5.4
Ekserji (kW)	1.40E+02	6.58E+03	2.65E+03	6.81E+03	2.74E+03
Kütle Akış (kg/h)	817	37918	15000	37918	15000
Mol Kesri					
N_2	0	0.585	0.692	0.585	0.692
O_2	1	0.4	0.294	0.4	0.294
Ar	0	0.015	0.014	0.015	0.014

Tablo B1.22: Akım Değerleri.

AKIM NO	S9	S38	S39	TOLPC1	TOLPC2
Sıcaklık (^oC)	-190.5	-193.4	-179	-193.1	-190.6
Basınç (Bar)	5.4	1	5.4	1.35	1.35
Ekserji (kW)	7.94E+03	1.18E+03	7.31E+03	7.60E+03	2.71E+03
Kütle Akış (kg/h)	39082	22563	39082	37518	15000
Mol Kesri					
N_2	0.991	0.871	0.991	0.991	0.692
O_2	0.005	0.102	0.005	0.005	0.294
Ar	0.004	0.028	0.004	0.004	0.014

Tablo B1.23: Akım Değerleri.

AKIM NO	VENT
Sıcaklık (^oC)	-193.9
Basınç (Bar)	1.17
Ekserji (kW)	5.33E+01
Kütle Akış (kg/h)	987.5
Mol Kesri	
N_2	0.965
O_2	0
Ar	0.035

EK C: Özet Akım Tablosu (İyileştirme Çalışmasından Sonra)

Aşağıdaki tablolarda iyileştirme çalışmalarından sonra belirlenen akım değerleri gösterilmektedir. Bu tablolardaki değerler; tesis standart ekserji verimliliğin 0.296 olduğu durumdaki değerlerdir.

Tablo C1.1: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	2	3	4	5	6
Sıcaklık (^oC)	115	35	90	30	87
Basınç (Bar)	2.24	2.23	3.44	3.43	5.91
Ekserji (kW)	2.03E+03	1.73E+03	2.83E+03	2.67E+03	4.00E+03
Kütle Akış (kg/h)	92000	92000	92000	92000	92000
Mol Kesri					
N_2	0.78	0.78	0.78	0.78	0.78
O_2	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21
Ar	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01

Tablo C1.2: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	7	8	9	10	11
Sıcaklık (^oC)	37	14	14	72.7	25
Basınç (Bar)	5.81	5.76	5.76	9.21	9.21
Ekserji (kW)	3.82E+03	3.80E+03	1.94E+03	2.51E+03	2.46E+03
Kütle Akış (kg/h)	92000	92000	47000	47000	47000
Mol Kesri					
N_2	0.78	0.78	0.78	0.78	0.78
O_2	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21
Ar	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01

Tablo C1.3: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	12	13	14	15	16
Sıcaklık (^oC)	55.9	25	83	33	33
Basınç (Bar)	11.81	11.81	18.51	18.51	18.51
Ekserji (kW)	2.76E+03	2.74E+03	3.30E+03	3.24E+03	1.24E+03
Kütle Akış (kg/h)	47000	47000	47000	47000	18000
Mol Kesri					
N_2	0.78	0.78	0.78	0.78	0.78
O_2	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21
Ar	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01

Tablo C1.4: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	17	18	19	20	21
Sıcaklık (^oC)	68.4	30	89.8	33	81.7
Basınç (Bar)	24.41	24.41	38.51	38.51	56.01
Ekserji (kW)	1.37E+03	1.36E+03	1.58E+03	1.55E+03	1.73E+03
Kütle Akış (kg/h)	18000	18000	18000	18000	18000
Mol Kesri					
N_2	0.78	0.78	0.78	0.78	0.78
O_2	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21
Ar	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01

Tablo C1.5: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	22	23	24	25	26
Sıcaklık (^oC)	38	33	97.4	70	14
Basınç (Bar)	56	18.51	30	22.51	5.76
Ekserji (kW)	1.71E+03	2.00E+03	2.39E+03	2.16E+03	1.86E+03
Kütle Akış (kg/h)	18000	29000	29000	29000	45000
Mol Kesri					
N_2	0.78	0.78	0.78	0.78	0.78
O_2	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21
Ar	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01

Tablo C1.6: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	27	28	29	30	31
Sıcaklık (^oC)	-169	-175.3	-172	-101	-172.9
Basınç (Bar)	56.01	5.61	5.61	22.51	5.61
Ekserji (kW)	3.17E+03	3.07E+03	3.50E+03	2.47E+03	2.27E+03
Kütle Akış (kg/h)	18000	18000	45000	29000	29000
Mol Kesri					
N_2	0.78	0.78	0.78	0.78	0.78
O_2	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21
Ar	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01

Tablo C1.7: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	32	33	34	35	36
Sıcaklık (^oC)	-177.9	-180.3	-180.3	-180.3	-177.9
Basınç (Bar)	5.4	1.35	1.35	1.35	30
Ekserji (kW)	6.51E+03	5.87E+03	3.20E+03	3.04E+03	3.02E+03
Kütle Akış (kg/h)	78163	81272	18692	17792	17792
Mol Kesri					
N_2	0.991	0	0	0	0
O_2	0.005	1	1	1	1
Ar	0.004	0	0	0	0

Tablo C1.8: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	37	38	40	41	42
Sıcaklık (^oC)	-178	-179	-179	-180.3	-180.3
Basınç (Bar)	5.4	5.4	5.4	1.35	1.35
Ekserji (kW)	1.42E+04	1.46E+04	7.31E+03	2.68E+03	1.39E+04
Kütle Akış (kg/h)	78163	78163	39082	62579	81272
Mol Kesri					
N_2	0.991	0.991	0.991	0	0
O_2	0.005	0.005	0.005	1	1
Ar	0.004	0.004	0.004	0	0

Tablo C1.9: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	43	44	45	46	47
Sıcaklık (^oC)	-190.3	-190.3	-179	-179	-179
Basınç (Bar)	5.4	5.4	5.4	5.4	5.3
Ekserji (kW)	3.17E+02	7.61E+03	2.72E+03	4.08E+03	4.08E+03
Kütle Akış (kg/h)	1563	37518	15167	22751	22751
Mol Kesri					
N_2	0.991	0.991	0.585	0.585	0.585
O_2	0.005	0.005	0.4	0.4	0.4
Ar	0.004	0.004	0.015	0.015	0.015

Tablo C1.10: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	48	49	50	51	52
Sıcaklık (^oC)	-181.9	-180.7	-195.4	-192.3	-186.6
Basınç (Bar)	5.3	5.3	0.7	0.7	1.35
Ekserji (kW)	4.16E+03	6.88E+03	6.77E+03	2.07E+03	8.86E+02
Kütle Akış (kg/h)	22751	37918	37918	37918	4846
Mol Kesri					
N_2	0.585	0.585	0.585	0.585	0.311
O_2	0.4	0.4	0.4	0.4	0.671
Ar	0.015	0.015	0.015	0.015	0.018

Tablo C1.11: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	53	54	55	56	57
Sıcaklık (^oC)	-186.6	-183.8	-183.7	-191.6	-193.6
Basınç (Bar)	1.35	1	1.4	1	1
Ekserji (kW)	1.66E+03	5.01E+03	5.01E+03	1.44E+03	6.05E+03
Kütle Akış (kg/h)	33072	28786	28786	36617	36617
Mol Kesri					
N_2	0.623	0.013	0.013	0.668	0.668
O_2	0.362	0.972	0.972	0.003	0.003
Ar	0.014	0.015	0.015	0.329	0.329

Tablo C1.12: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	58	59	60	61	62
Sıcaklık (^oC)	-190	-190	-190	-190	-195.1
Basınç (Bar)	1.49	1.49	1.49	1.49	1.05
Ekserji (kW)	5.95E+03	1.23E+02	6.35E+01	5.98E+01	9.66E+01
Kütle Akış (kg/h)	34260	2357	1214	1143	1832
Mol Kesri					
N_2	0.656	0.833	0.833	0.833	0.979
O_2	0.003	0.001	0.001	0.001	0
Ar	0.341	0.166	0.166	0.166	0.021

Tablo C1.13: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	63	64	65	66	67
Sıcaklık (^oC)	-185.6	-185.6	-184.5	-195.2	-194.3
Basınç (Bar)	1.05	1.05	1.17	1.05	1.17
Ekserji (kW)	1.35E+02	5.10E+01	1.96E+01	2.30E+02	1.79E+02
Kütle Akış (kg/h)	1038	1038	785	1832	870.5
Mol Kesri					
N_2	0	0	0	0.979	0.969
O_2	0.006	0.006	0.006	0	0
Ar	0.994	0.994	0.994	0.021	0.031

Tablo C1.14: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	68	69	70	AIR-FEED	CAC
Sıcaklık (^oC)	-195.7	-195.7	96.3	35	-180.8
Basınç (Bar)	1	1	22.51	1	1.35
Ekserji (kW)	3.16E+02	1.81E+02	2.19E+03	-2.46E+01	1.29E+03
Kütle Akış (kg/h)	1563	1563	29000	92000	30000
Mol Kesri					
N_2	0.991	0.991	0.78	0.78	0.048
O_2	0.005	0.005	0.21	0.21	0.931
Ar	0.004	0.004	0.01	0.01	0.021

Tablo C1.15: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	CW1	CW2	CW3	CW4	CW5
Sıcaklık (^oC)	20	23	20	22.2	20
Basınç (Bar)	4.81	4.71	4.81	4.71	11.01
Ekserji (kW)	9.75E+01	7.11E+01	9.75E+01	7.53E+01	1.59E+02
Kütle Akış (kg/h)	550000	550000	550000	550000	420000

Tablo C1.16: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	CW6	CW7	CW8	CW9	CW10
Sıcaklık (^oC)	22.5	6	10.7	20	23.4
Basınç (Bar)	10.91	11.01	10.91	4.81	4.81
Ekserji (kW)	1.41E+02	1.12E+02	7.66E+01	2.66E+01	1.94E+01
Kütle Akış (kg/h)	420000	100000	100000	150000	150000

Tablo C1.17: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	CW11	CW12	CW13	CW14	CW15
Sıcaklık (^oC)	20	22.2	20	23.6	20
Basınç (Bar)	4.81	4.81	4.81	4.81	4.81
Ekserji (kW)	2.66E+01	2.11E+01	2.66E+01	1.92E+01	2.66E+01
Kütle Akış (kg/h)	150000	150000	150000	150000	150000

Tablo C1.18: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	CW16	CW17	CW18	CW19	CW20
Sıcaklık (^oC)	21.1	20	21.6	20	21.3
Basınç (Bar)	4.81	4.81	4.81	4.81	4.81
Ekserji (kW)	2.35E+01	2.66E+01	2.23E+01	2.66E+01	2.31E+01
Kütle Akış (kg/h)	150000	150000	150000	150000	150000

Tablo C1.19: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	CW21	CW22
Sıcaklık (^oC)	20	22.5
Basınç (Bar)	4.81	4.71
Ekserji (kW)	1.24E+01	9.38E+0
Kütle Akış (kg/h)	70000	70000

Tablo C1.20: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	GN	GN-FINAL	GN1	GOX	GWN
Sıcaklık (^oC)	-193	23	-175	23	-189.5
Basınç (Bar)	1.35	1.35	1.35	30	1.35
Ekserji (kW)	3.28E+03	3.98E+02	2.57E+03	1.29E+03	7.39E+02
Kütle Akış (kg/h)	56531	56531	56531	17792	14000
Mol Kesri					
N_2	0.994	0.994	0.994	0	0.801
O_2	0.003	0.003	0.003	1	0.16
Ar	0.003	0.003	0.003	0	0.039

Tablo C1.21: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

AKIM NO	GWN-FNAL	GWN1	LAR	LOX-FNAL	S1
Sıcaklık (^oC)	-28.9	-175	-184.5	-180.3	-173.8
Basınç (Bar)	1	1	1.17	1.35	5.4
Ekserji (kW)	1.90E+01	5.65E+02	3.28E+01	1.54E+02	6.58E+03
Kütle Akış (kg/h)	15563	15563	252.9	900	37918
Mol Kesri					
N_2	0.821	0.821	0	0	0.585
O_2	0.144	0.144	0.006	1	0.4
Ar	0.035	0.035	0.994	0	0.015

Tablo C1.22: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

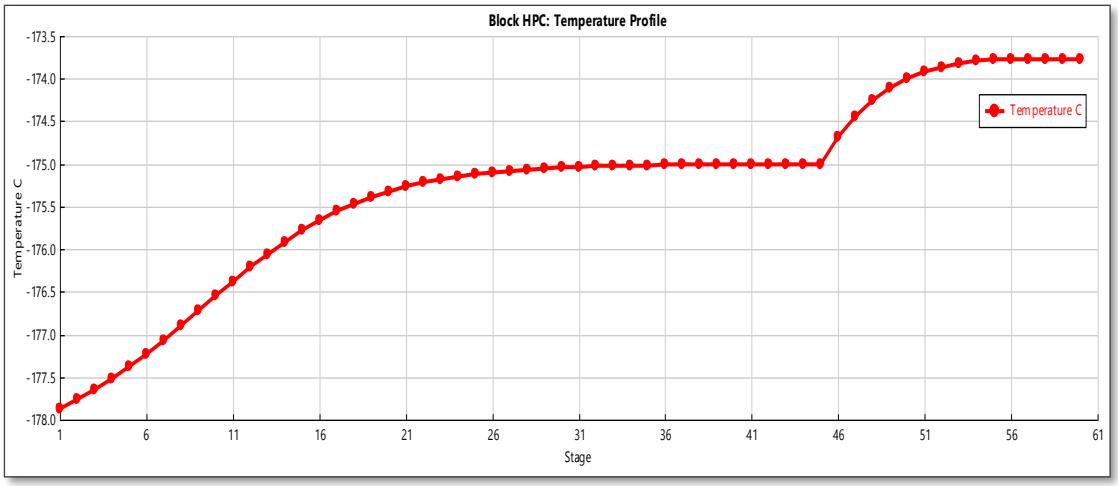
AKIM NO	S2	S6	S8	S9	S38
Sıcaklık (^oC)	-175	-179	-180	-190.3	-192.6
Basınç (Bar)	5.4	5.4	5.4	5.4	1
Ekserji (kW)	2.65E+03	6.81E+03	2.74E+03	7.92E+03	8.19E+02
Kütle Akış (kg/h)	15000	37918	15000	39081	15563
Mol Kesri					
N_2	0.692	0.585	0.692	0.991	0.821
O_2	0.294	0.4	0.294	0.005	0.144
Ar	0.014	0.015	0.014	0.004	0.035

Tablo C1.23: İyileştirme Sonrası Akım Değerleri.

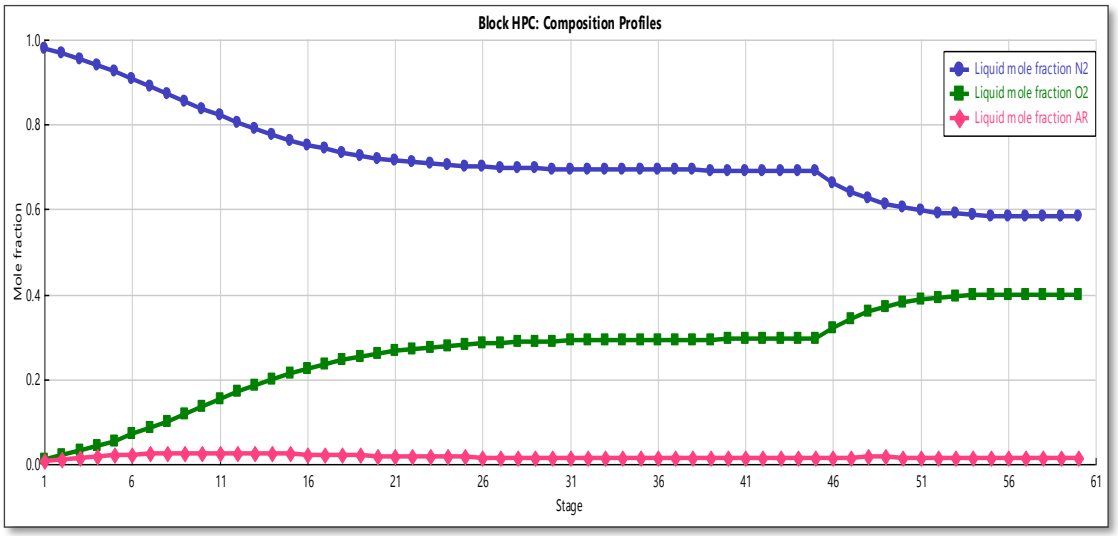
AKIM NO	S39	TOLPC1	TOLPC2	VENT
Sıcaklık (^oC)	-179	-193.1	-190.6	-194.3
Basınç (Bar)	5.4	1.35	1.35	1.17
Ekserji (kW)	7.31E+03	7.59E+03	2.71E+03	5.30E+01
Kütle Akış (kg/h)	39081	37518	15000	961
Mol Kesri				
N_2	0.991	0.991	0.692	0.988
O_2	0.005	0.005	0.294	0
Ar	0.004	0.004	0.014	0.012

EK D: Kolonlarla İlgili Grafikler

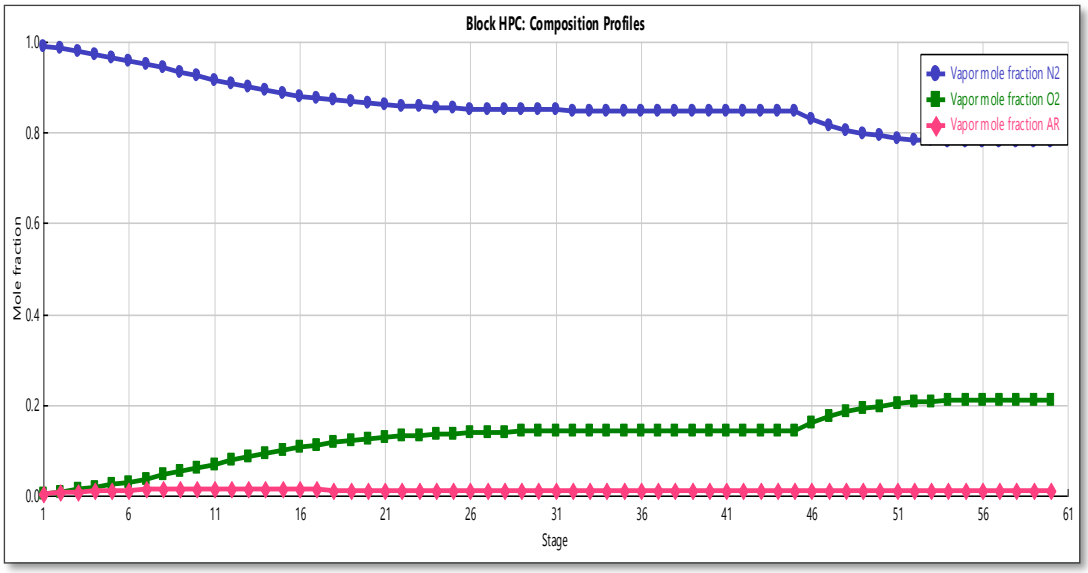
Şekil D1.1- D1.3 arasında, yüksek basınç kolonunda, tepsi numarasına karşılık sıcaklık grafiği (Sıcaklık profili), komponentlerin sıvı ve buhar mol fraksiyonlarının tepsi numaralarına göre değişimi gösterilmektedir.



Şekil D1.1: Yüksek Basınç Kolonu'nun Sıcaklık Profili.

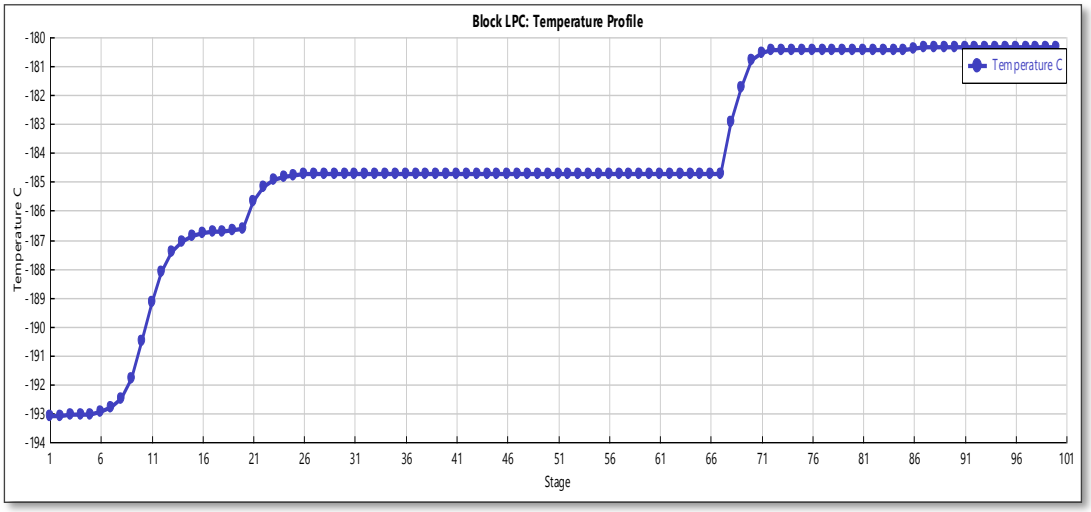


Şekil D1.2: Yüksek Basınç Kolonunda Komponentlerin Sıvı Mol Fraksiyonu.

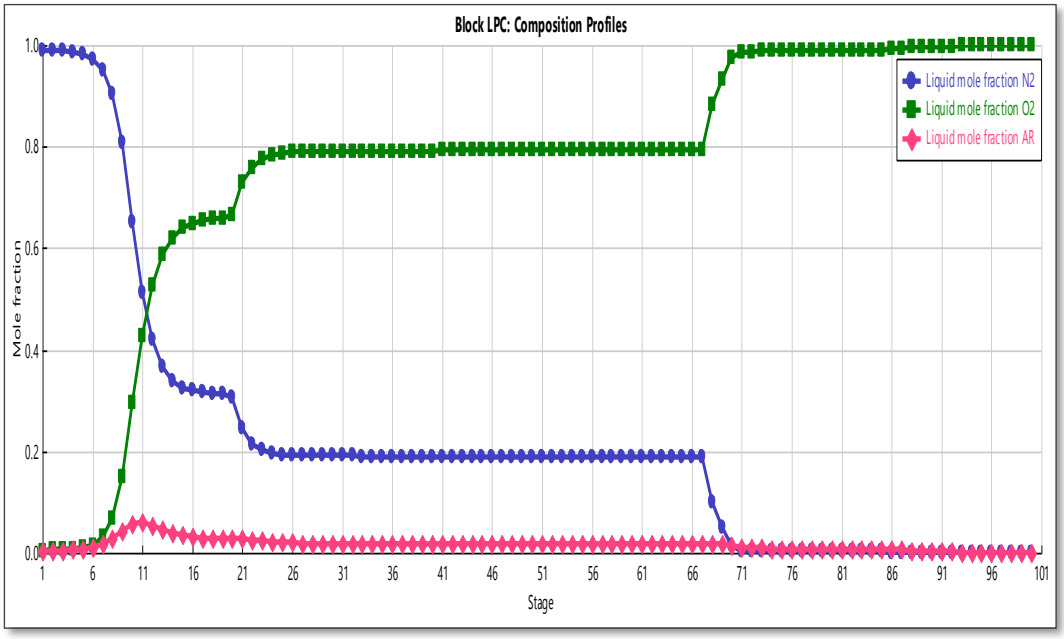


Şekil D1.3: Yüksek Basınç Kolonunda Komponentlerin Buhar Mol Fraksiyonu.

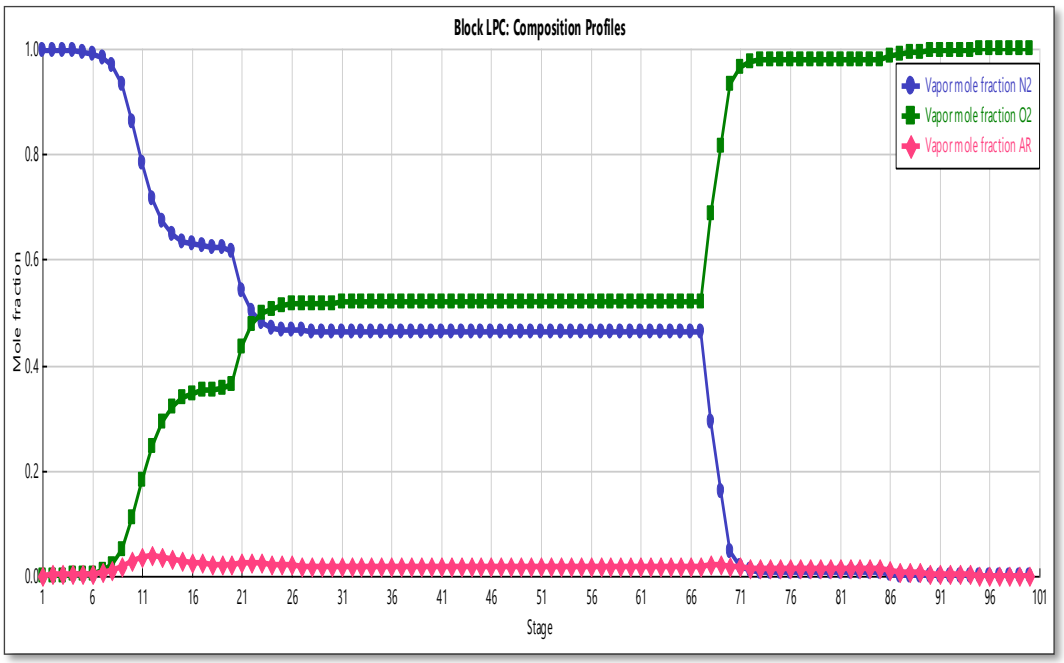
Şekil D1.4 - D1.6 arasında, düşük basınç kolonunda, tepsi numarasına karşılık sıcaklık grafiği (Sıcaklık profili), komponentlerin sıvı ve buhar mol fraksiyonlarının tepsi numaralarına göre değişimi gösterilmektedir.



Şekil D1.4: Düşük Basınç Kolonunun Sıcaklık Profili.

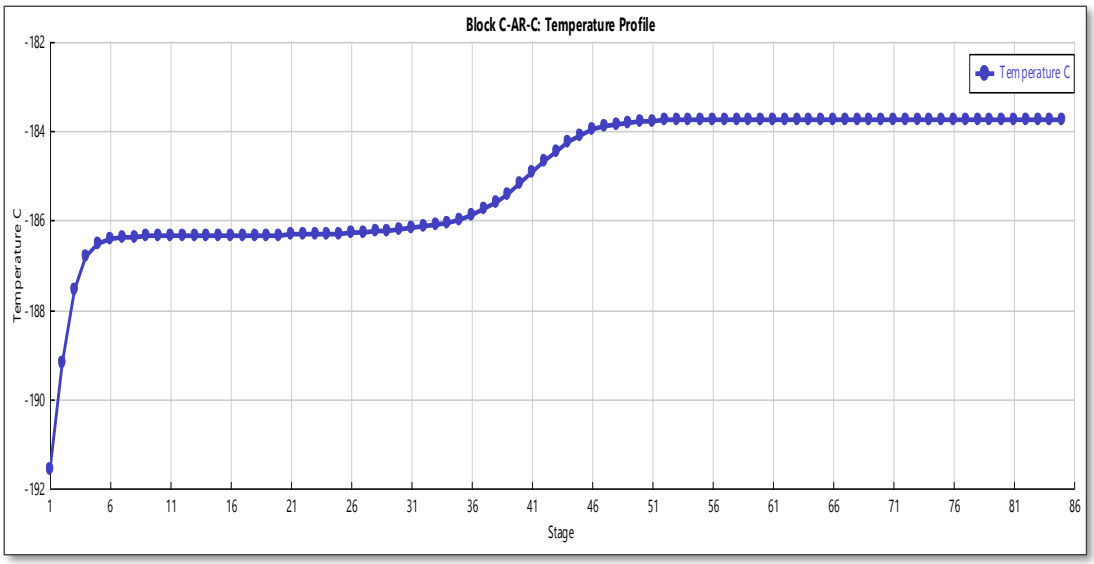


Şekil D1.5: Düşük Basınç Kolonunda Komponentlerin Sıvı Mol Fraksiyonu.

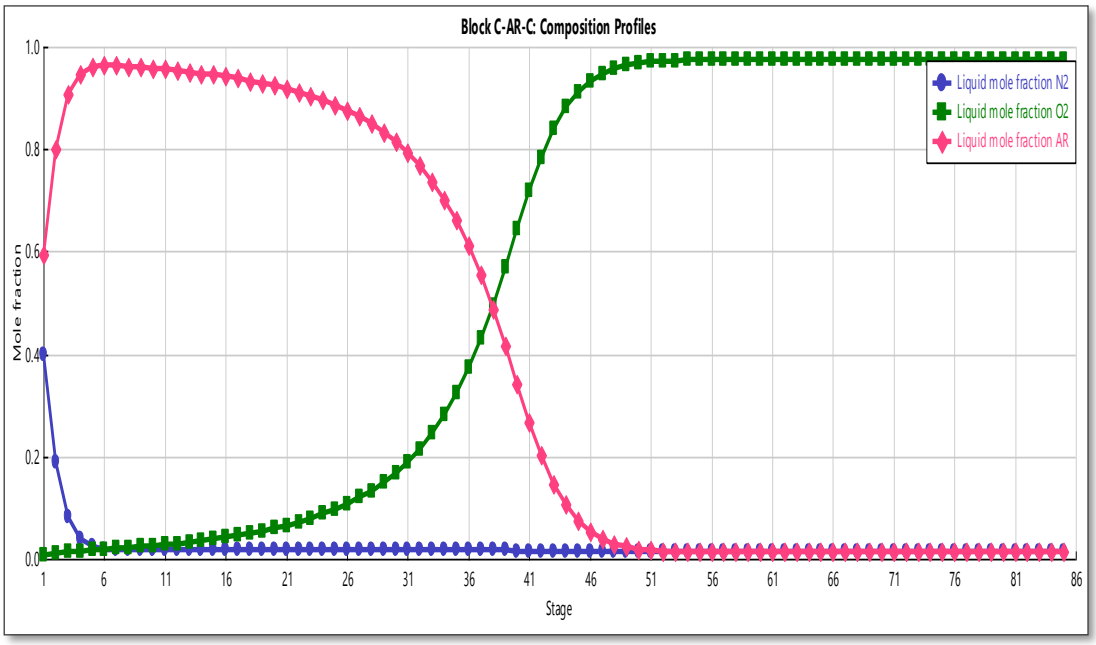


Şekil D1.6: Düşük Basınç Kolonunda Komponentlerin Buhar Mol Fraksiyonu.

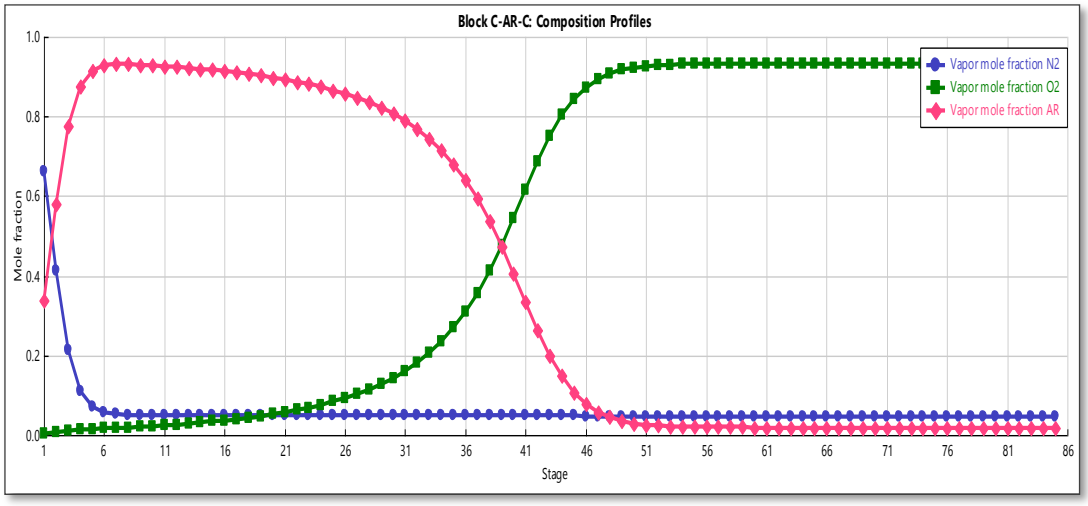
Şekil D1.7 - D1.9 arasında, ham argon kolonunda, tepsi numarasına karşılık sıcaklık grafiği (Sıcaklık profili), komponentlerin sıvı ve buhar mol fraksiyonlarının tepsi numaralarına göre değişimi gösterilmektedir.



Şekil D1.7: Ham Argon Kolonunun Sıcaklık Profili.

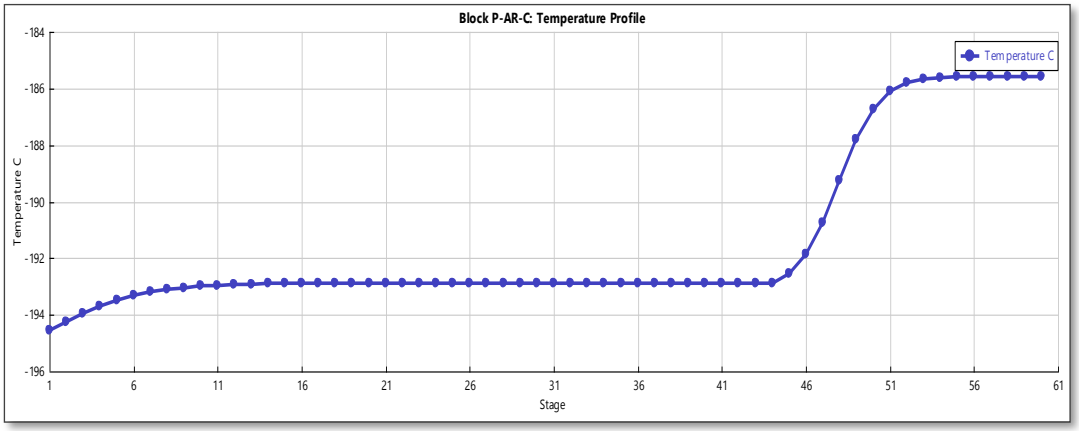


Şekil D1.8: Ham Argon Kolonunda Komponentlerin Sıvı Mol Fraksiyonu.

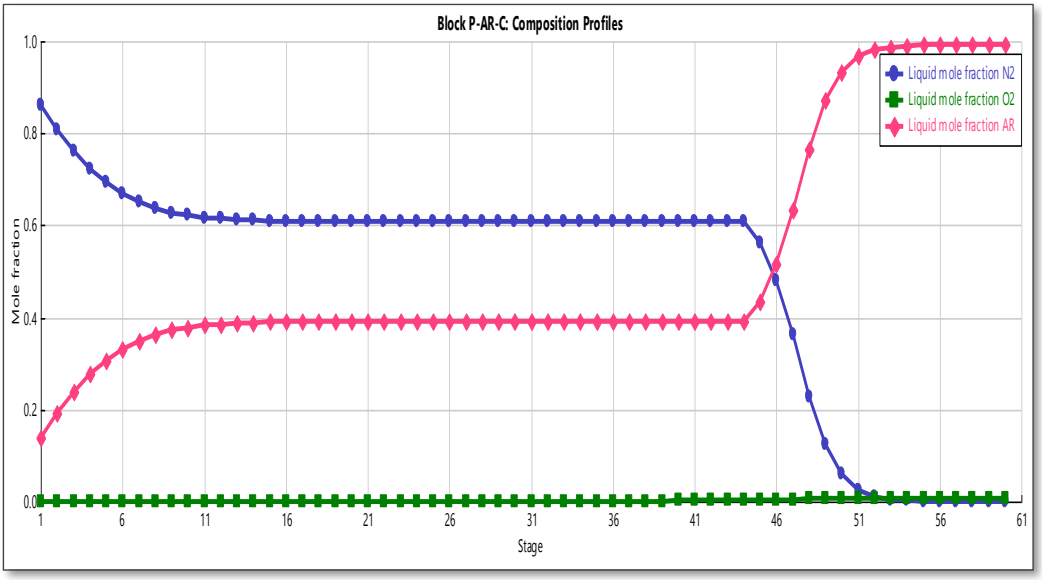


Şekil D1.9: Ham Argon Kolonunda Komponentlerin Buhar Mol Fraksiyonu.

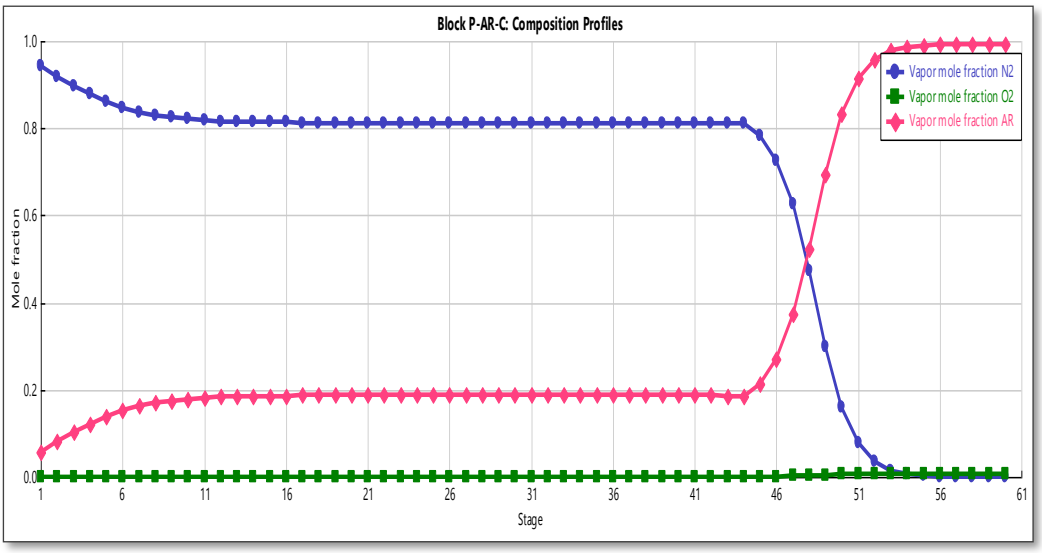
Şekil D1.10 - D1.12 arasında, saf argon kolonunda, tepsi numarasına karşılık sıcaklık grafiği (Sıcaklık profili), komponentlerin sıvı ve buhar mol fraksiyonlarının tepsi numaralarına göre değişimi gösterilmektedir.



Şekil D1.10: Saf Argon Kolonunun Sıcaklık Profili.



Şekil D1.11: Saf Argon Kolonunda Komponentlerin Sıvı Mol Fraksiyonu.



Şekil D1.12: Saf Argon Kolonunda Komponentlerin Buhar Mol Fraksiyonu.

EK E: Enerji ve Ekserji Denkliği ve Hesaplamaları

Bir sistemde enerji denkliği aşağıdaki formüle göre hesap edilir.

$$\Delta E_K + \Delta E_P + \Delta H = Q + W \qquad (E1.1)$$

Yapılan çalışmada kinetik enerji, potansiyel enerji ve ısı enerjisi ihmal edildi. Dolayısıyla denklem aşağıdaki gibi olmaktadır:

$$H_{feed} + H_{soğutma\ suları\ giriş} + \text{Giren Enerjiler} - H_{ürünlerin\ enerjileri} - H_{soğutma\ suları\ dönüş} - \text{Çıkan Enerjiler} - W = 0 \qquad (E1.2)$$

E1.2'ye göre ürünlerin ve soğutma sularının dönüş enerjileri ile havanın ve soğutma sularının dönüş enerjileri farkı, tesiste yapılan iş'e eşittir. Bu formül ile tüm tesiste enerji denkliğinin ispatı yapıldı. Ekipmanlar bazında sağlanması gereken enerji denkliği Proses simulatör programı tarafından yapıldı ve her ekipman için enerji denkliği eşitlik E1.2'ye göre sağlanmaktadır.

Ekipmanlarda üretilen ve kullanılan enerji değerleri Proses simulatör programı tarafından hesaplandı. Bu değerler toplanarak toplam tüketilen enerji hesaplandı. Her bir ürünün debisi de bilinmektedir.

$$\text{Birim Üretim Başına Tüketilen Enerji} = \frac{\text{Toplam Elektrik Tüketimi}}{\text{Herhangi bir ürün debisi}} \qquad (E1.3)$$

Ürün kazanım yüzdeleri sistemden çıkan azot, oksijen ve argon molar debisinin; sisteme giren azot, oksijen ve argon molar debisine oranı ile hesaplanır.

$$\text{Ürün Kazanım Yüzdesi} = \frac{\text{Sistemden Çıkan Komponent Debisi}}{\text{Sisteme Giren Komponent Debisi}} * 100 \qquad (E1.4)$$

Kompresör ve pompalarda ekserji kaybı hesabı enerji denkliğindeki hesaba benzemektedir. Sadece, akım ekserjileri farkı yapılan iş ile eşit olmamaktadır. Bu fark da ekserji kaybını belirler. Kompresörlerde ve pompalarda ekserji kayıpları ve ekserji verimlilikleri eşitlik E.1.5 ve E.1.6'ya göre hesaplandı. Potansiyel, kinetik ve ısı enerjileri ihmal edildi.

$$\mathrm{Ex}_{\text{kompresöre–pompa giren}} - \mathrm{Ex}_{\text{kompresör–pompa çıkan}} + \mathrm{W} = \text{Ekserji Kaybı} \quad \text{(E1.5)}$$

$$\frac{\mathrm{Ex}_{kompresör-pompa\ çıkan}}{\mathrm{Ex}_{kompresör-pompa\ çıkan} + \text{Ekserji Kaybı}} = \text{Ekserji Verimliliği} \quad \text{(E1.6)}$$

Isı Değiştiricilerde ekserji kayıpları ve verimlilikleri hesabı aşağıdaki formüllerle yapıldı.

$$\left(\mathrm{Ex}_{sıcakgiren} + \mathrm{Ex}_{soğukgiren}\right) - \left(\mathrm{Ex}_{sıcakçıkan} + \mathrm{Ex}_{soğukçıkan}\right) = \text{Ekserji Kaybı} \quad \text{(E1.7)}$$

$$\frac{(\mathrm{Ex}_{\text{sıcakçıkan}} + \mathrm{Ex}_{\text{soğukçıkan}})}{(\mathrm{Ex}_{\text{sıcakçıkan}} + \mathrm{Ex}_{\text{soğukçıkan}}) + \text{Ekserji Kaybı}} = \text{Ekserji Verimliliği} \quad \text{(E1.8)}$$

Türbinde ekserji kayıpları ve verimlilikleri hesabı aşağıdaki formüllerle yapıldı.

$$\mathrm{Ex}_{türbinden\ çıkan} - \mathrm{Ex}_{türbine\ giren} + \mathrm{W} = \text{Ekserji Kaybı} \quad \text{(E1.9)}$$

$$\frac{\mathrm{Ex}_{\text{türbinden çıkan}}}{\mathrm{Ex}_{\text{türbinden çıkan}} + \text{Ekserji Kaybı}} = \text{Ekserji Verimliliği} \quad \text{(E1.10)}$$

Kolonlarda ekserji kayıpları ve verimlilikleri hesabı aşağıdaki formüllerle yapıldı.

$$\mathrm{Ex}_{kolona\ giren} - \mathrm{Ex}_{kolondan\ çıkan} = \text{Ekserji Kaybı} \quad \text{(E1.11)}$$

$$\frac{\mathrm{Ex}_{kolondan\ çıkan}}{\mathrm{Ex}_{kolondan\ çıkan} + \text{Ekserji Kaybı}} = \text{Ekserji Verimliliği} \quad \text{(E1.12)}$$

Düşük basınç kolonunda ekserji kaybı işlemi yapılırken E-110 ve E-111 ısı değiştiricileri ile FLASH1 adını verdiğimiz faz ayırıcı; saf argon kolonunda ekserji işlemi yapılırken E-113 ve E-114 ısı değiştiricileri ile FLASH4 ve FLASH5 adını verdiğimiz faz ayırıcıları; ham argon kolonunda ekserji kaybı işlemi yapılırken E-112 ısı değiştiricisi ve FLASH2 ve FLASH3 adını verdiğimiz faz ayırıcıları da sisteme dahil edildi.

Vana ve karıştırıcı gibi diğer ekipmanlarda ekserji kayıpları ve verimlilikleri hesabı aşağıdaki formüllerle yapıldı.

$$\mathrm{Ex}_{giren} - \mathrm{Ex}_{çıkan} = \text{Ekserji Kaybı} \quad \text{(E1.13)}$$

$$\frac{\mathrm{Ex}_{çıkan}}{\mathrm{Ex}_{çıkan} + \text{Ekserji Kaybı}} = \text{Ekserji Verimliliği} \quad \text{(E1.14)}$$

E-111 kodlu ısı değiştiricisinin ekserji değerinin hesabı aşağıdaki formülle yapıldı.

$$\mathrm{Ex} = \left(1 - \frac{\mathrm{T_o}}{\mathrm{T_b}}\right) * \mathrm{Q} \quad \text{(E1.15)}$$

Hava kompresöründe ekserji kaybı ve ekserji verimlilikleri hesaplanırken, C-101, C-102, C-103, E-101 ve E-102 ekipmanları bir bütün olarak düşünüldü ve bu sistem üzerinden ekserji denkliği kuruldu. Aşağıdaki denklem kullanıldı:

$$\mathrm{Ex_{feed}} + \mathrm{Ex_{cw3}} + \mathrm{Ex_{cw1}} - \mathrm{Ex_6} - \mathrm{Ex_{cw4}} - \mathrm{Ex_{cw2}} + \mathrm{W_{c-101}} + \mathrm{W_{c-102}} + \mathrm{W_{c-103}} = \text{Eks. Kaybı} \quad \text{(E1.16)}$$

$$\frac{\mathrm{Ex_6} + \mathrm{Ex_{cw4}} + \mathrm{Ex_{cw2}}}{(\mathrm{Ex_6} + \mathrm{Ex_{cw4}} + \mathrm{Ex_{cw2}}) + \text{Ekserji Kaybı}} = \text{Ekserji Verimliliği} \quad \text{(E1.17)}$$

Ön soğutma sisteminde ekserji kaybı ve ekserji verimlilikleri hesaplanırken, COOLING1 ve COOLING2 adı verilen ısı değiştiriciler bir bütün olarak düşünüldü ve bu sistem üzerinden ekserji denkliği kuruldu. Aşağıdaki denklem kullanıldı:

$$\mathrm{Ex_6} + \mathrm{Ex}_{cw5} + \mathrm{Ex}_{cw7} - \mathrm{Ex_8} - \mathrm{Ex}_{cw8} - \mathrm{Ex}_{cw6} = \text{Ekserji Kaybı} \quad \text{(E1.18)}$$

$$\frac{\mathrm{Ex_8} + \mathrm{Ex_{cw8}} + \mathrm{Ex_{cw6}}}{\mathrm{Ex_8} + \mathrm{Ex_{cw8}} + \mathrm{Ex_{cw6}} + \text{Ekserji Kaybı}} = \text{Ekserji Verimliliği} \quad \text{(E1.19)}$$

Proses I'de ekserji kaybı ve ekserji verimliliği hesaplanırken, C-104, C-105, C-106, E-103, E-104, E-105 isimli ekipmanlar bir bütün olarak düşünüldü ve bu sistem üzerinden ekserji denkliği kuruldu. Aşağıdaki denklemler kullanıldı:

$$\mathrm{Ex_9} + \mathrm{Ex}_{cw9} + \mathrm{Ex}_{cw11} + \mathrm{Ex}_{cw13} - \mathrm{Ex_{15}} - \mathrm{Ex}_{cw10} - \mathrm{Ex}_{cw12} - \mathrm{Ex}_{cw14} + \mathrm{W}_{c-104} + \mathrm{W}_{c-105} + \mathrm{W}_{c-106} = \text{Ekserji Kaybı} \quad \text{(E1.20)}$$

$$\frac{(\mathrm{Ex}_{15}+\mathrm{Ex}_{\mathrm{cw10}}+\mathrm{Ex}_{\mathrm{cw12}}+\mathrm{Ex}_{\mathrm{cw14}})}{\mathrm{Ex}_{15}-\mathrm{Ex}_{\mathrm{cw10}}-\mathrm{Ex}_{\mathrm{cw12}}-\mathrm{Ex}_{\mathrm{cw14}}+\text{Ekserji Kaybı}} = \text{Ekserji Verimi} \qquad \text{(E1.21)}$$

Proses II'de ekserji kaybı ve ekserji verimliliği hesaplanırken, C-107, C-108, C-109, E-106, E-107, E-108 isimli ekipmanlar bir bütün olarak düşünüldü ve bu sistem üzerinden ekserji denkliği kuruldu. Aşağıdaki denklem kullanıldı:

$$\mathrm{Ex}_{16} + \mathrm{Ex}_{cw15} + \mathrm{Ex}_{cw17} + \mathrm{Ex}_{cw19} - \mathrm{Ex}_{22} - \mathrm{Ex}_{cw20} - \mathrm{Ex}_{cw18} - \mathrm{Ex}_{cw16} + \mathrm{W}_{c-107} + \mathrm{W}_{c-108} + \mathrm{W}_{c-109} = \text{Ekserji Kaybı} \qquad \text{(E1.22)}$$

$$\frac{(\mathrm{Ex}_{22}+\mathrm{Ex}_{\mathrm{cw20}}+\mathrm{Ex}_{\mathrm{cw18}}+\mathrm{Ex}_{\mathrm{cw16}})}{(\mathrm{Ex}_{22}+\mathrm{Ex}_{\mathrm{cw20}}+\mathrm{Ex}_{\mathrm{cw18}}+\mathrm{Ex}_{\mathrm{cw16}})+\text{Ekserji Kaybı}} = \text{Ekserji Verimi} \qquad \text{(E1.23)}$$

Tüm sistemde ekserji denkliği kurulup, ekserji kaybı ve ardından tüm sistemin ekserji verimliliği hesaplandı. Kurulan denklem aşağıdaki gibidir:

$$\mathrm{Ex}_{hava} + \mathrm{Ex}_{soğıutma\ suları\ girişi} + \text{Toplam Harcanan Elektrik} - \mathrm{Ex}_{\text{ürün}lerin\ ekserjileri} - \mathrm{Ex}_{soğutma\ suları\ dönüşü} - \text{Toplam Üretilen Elektrik} - \text{Ekserji Kaybı} = 0 \qquad \text{(E1.24)}$$

Tüm tesisin standart ekserji verimliliği ise aşağıdaki denklemle hesaplandı.

$$\frac{(\mathrm{Ex}_{\text{ürün}lerin\ ekserjileri}+\mathrm{Ex}_{soğutma\ suları\ dönüşü}+\text{Toplam Üretilen Elektrik})}{\mathrm{Ex}_{\text{ürün}lerin\ ekserjileri}+\mathrm{Ex}_{soğutma\ suları\ dönüşü}+\text{Toplam Üretilen Elektrik}+\text{Ekserji Kaybı}} = \text{Standart Verimlilik} \qquad \text{(E1.25)}$$

Tüm sistemde kurulan ekserji denkliğinden sonra hesaplanan rasyonel ekserji verimliliğin formülü aşağıdaki gibidir. Çıkanların fiziksel ve kimyasal ekserjilerinin toplamından girenlerin fiziksel ve kimyasal ekserjileri toplamı çıkarıldı, bulunan sonuç yapılan iş farkına bölündü (Kimyasal ekserjiler bazı bölümlerde ihmal edildi).

$$\frac{(\mathrm{Ex}_{\text{ürün}\ fiz.kim.eks.} + \mathrm{Ex}_{soğ.su\ dönüşü\ fiz.kim.eks.}) - (\mathrm{Ex}_{\text{ürün}\ fiz\ kim.\ eks.} + \mathrm{Ex}_{soğ.su\ dönüşü\ fiz\ kim.\ eks.})}{\text{Yapılan İş Farkı (Win} - \text{Wout)}} = \text{Rasyonel Verimlilik} \qquad \text{(E1.26)}$$

Kimyasal ekserjiler aşağıdaki denklemle hesaplandı.

$$Ex_c = \sum_i x_i \in_{0,i} + RT_0 \sum_i x_i \ln x_i \quad \text{(E1.27)}$$

EK F: Peng-Robinson Hal Denklemi ve Açıklaması

Peng- Robinson hal denklemi aşağıda gösterildiği gibidir.

$$p = \frac{RT}{\vartheta - b} - \frac{a(T)}{\vartheta(\vartheta+b)+b(\vartheta-b)} \quad \text{(F1.1)}$$

$$a(T) = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{p_c} (1 + k\left(1 - \left(\frac{T}{T_c}\right)^{0.5}\right))^2 \quad \text{(F1.2)}$$

$$k = 0.37464 + 1.5422\omega - 0.26922\omega^2 \quad \text{(F1.3)}$$

$$b = 0.7780 \frac{RT_C}{P_C} \quad \text{(F1.4)}$$

Peng-Robinson denkleminin; model parametreleri a, b; perfierik faktör (k) ve kritik özelliklerle hesaplanabilmesi, model, kritik nokta çevresinde makul bir kesinlik sağlaması, özellikle sıvı yoğunluğu ve sıkıştırılabilirlik faktörü hesaplamasında kullanılması, denklem tüm doğalgaz proseslerinde, akışkanların özelliklerinin hesaplanmasında kullanılabilmesi, karışım olduğu zaman karışımların kompozisyon yüzdesi, bunların sıcaklık ve basınçtan bağımsız olması gibi özellikleri bulunmaktadır.

Peng-Robinson denklemi son yıllarda petrol endüstrisinde özellikle kullanılmaktadır. Peng-Robinson denklemi 1976 yılında saf metan gazının basınç ve sıcaklık fonksiyonu ile hacmini hesaplamada kullanılmıştır.

Stryjek ve Vera 1986 yılında Peng-Robinson denklemini geliştirmiştir. Periferik faktörün modifikasyonu ile modelin doğruluğunu arttırmışlardır. Bu modifikasyon aşağıdaki denklemlerle gösterilmektedir:

$$k = k_0 + k_1(1 + T_R^{0.5})(0.7 - T_R) \quad \text{(F1.5)}$$

$$k_0 = 0.378893 + 1.4897153\omega - 0.17131848\omega^2 + 0.0196554\omega^3 \quad \text{(F1.6)}$$

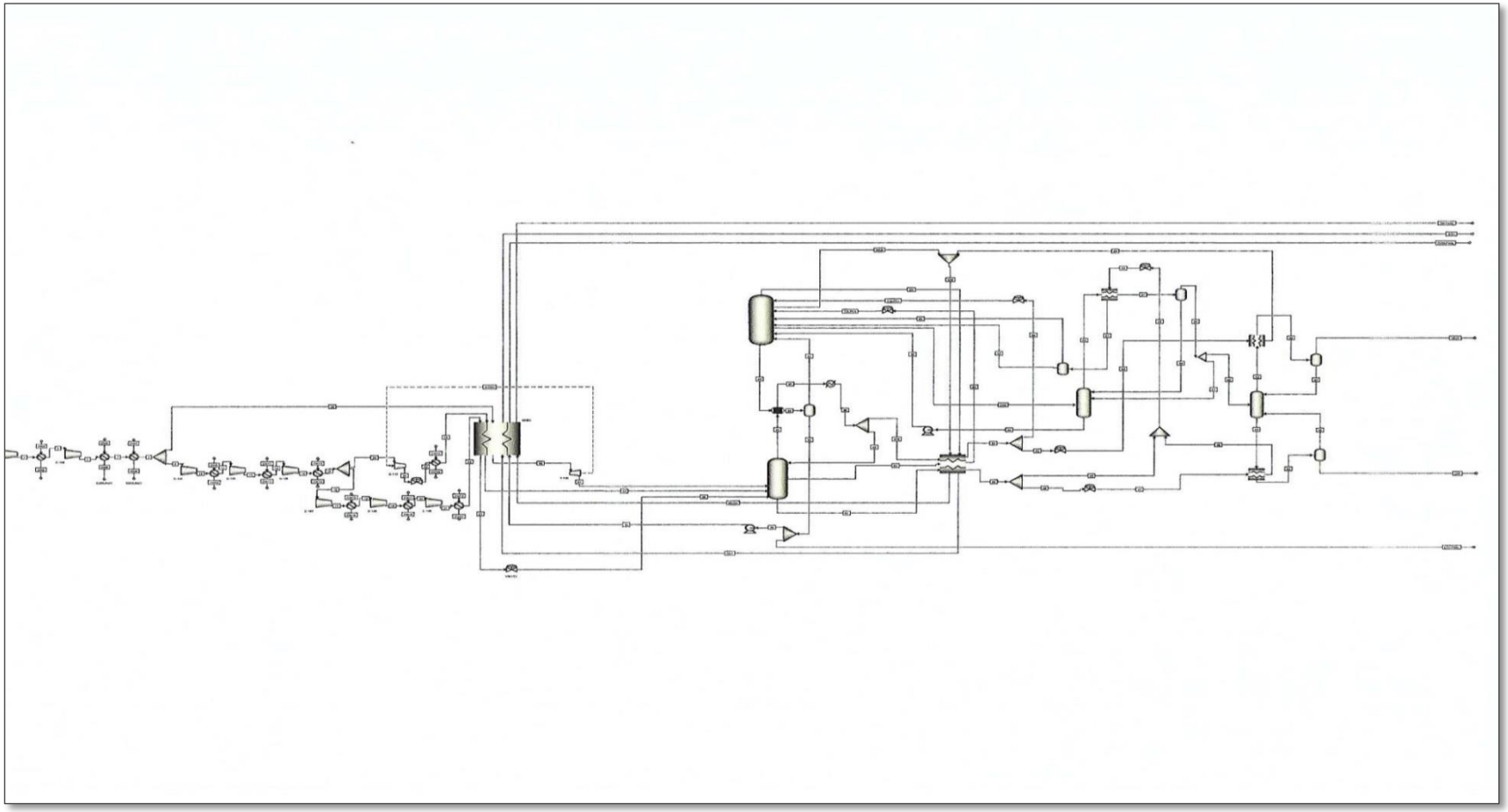
Bu modifikasyon ile buhar-sıvı denge hesaplamaları daha güvenilir olmuştur. Fakat önemli non- lineer davranışlar gösteren faz dengesi hesaplamaları için model yetersiz kaldığından, iki parametre daha modele eklenmiştir:

$$k = k_0 + [k_1 + k_2(k_3 - T_R)(1 - T_R^{0.5})](1 + T_R^{0.5})(0.7 - T_R) \quad \text{(F1.7)}$$

$$k_0 = 0.378893 + 1.4897153\omega - 0.17131848\omega^2 + 0.0196554\omega^3 \quad \text{(F1.8)}$$

EK G: Tesis Simülasyonu

Proses simülatör programında hazırlanan simülasyonun tamamı gösterilmektedir.



Şekil G1.1: Tüm Simülasyonun Akış Şeması.