

**KOCAELİ ÜNİVERSİTESİ  
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI**

**YÜKSEK LİSANS TEZİ**

**LİNDE PROSESİNİN TERMODİNAMİK ANALİZİ VE  
TRİJENERASYONLA İŞLETİLMESİ DURUMUNUN  
DEĞERLENDİRİLMESİ**

**SERDAR ERSOY**

**KOCAELİ 2015**

**KOCAELİ ÜNİVERSİTESİ**  
**FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI**

**YÜKSEK LİSANS TEZİ**


**LİNDE PROSESİNİN TERMODİNAMİK ANALİZİ VE**  
**TRİJENERASYONLA İŞLETİLMESİ DURUMUNUN**  
**DEĞERLENDİRİLMESİ**

**SERDAR ERSOY**

**Prof.Dr. İlhan Tekin ÖZTÜRK**  
Danışman, Kocaeli Üniv.

**Prof.Dr./Fikret YÜKSEL**  
Jüri Üyesi, Yalova Üniv.

**Doç.Dr. Hasan KARABAY**  
Jüri Üyesi, Kocaeli Üniv.

  
.....

  
.....

  
.....

**Tezin Savunulduğu Tarih: 01.10.2015**

## **ÖNSÖZ VE TEŞEKKÜR**

Türkiye, sınai ve tıbbi gazlar sektöründe birçok Avrupa ülkesinin de önünde büyük bir pazardır. Ülkemizin yalnızca kayıtlı oksijen üretimi yıllık 3,5 milyar tonun üzerindedir. Demir-çelik sektöründeki firmaların hemen hepsi kendi ihtiyaçlarını karşılayacak çeşitli kapasitelerde oksijen tesislerine sahiptir. Bu fabrikaların neredeyse tamamı şebekeden çektikleri enerjiyle üretim yapmaktadır.

Ülkemiz enerji kaynakları bakımından %70 oranında dışa bağımlı durumdadır. Bu nedenle enerji kaynaklarının bilinçli ve çok daha verimli kullanılması son derece önem arz etmektedir.

Bu çalışmada, şebekeden çektiği 7,77 MW güçle çalışmakta olan, atmosfer havasını ayrıştırıp sıvılaştırarak günde (170 tonu oksijen 74 tonu azot ve 6 tonu argon olmak üzere) toplam 250 ton sıvı ürün üretmekte olan mevcut bir hava ayrışım tesisi termodinamik olarak incelenmiş; birim ürün başına enerji tüketimleri belirlenmiştir.

Mevcut hava ayrışım tesisinin yeterli kapasitede bir trijenerasyon tesisiyle birlikte işletilmesi durumunda mevcut tesisin termodinamik verimlerinin iyileştirilebileceği, bu sayede tesisi işletmek için gerekli güçte azalma sağlanarak birim ürün başına enerji tüketimlerinde azalma sağlanabileceği gösterilmiştir.

Hava ayrışım teknolojisinin termodinamik olarak incelenmesi ve bu tesisleri işletmek için gerekli enerjinin trijenerasyondan sağlanarak enerji verimliliği sağlanması konularında çalışmaya beni teşvik edip yöreklendiren sayın hocam Prof. Dr. İlhan Tekin ÖZTÜRK'e şükranlarımı sunarım. Bu çalışmam esnasında benden yardımlarını esirgemeyen sevgili arkadaşlarım K. Arda Ülgen ve T. Aybars Güven'e teşekkürler ederim. Ayrıca hayatımın anlamları eşim Göksu Özdağ Ersoy, kızım Cansu Nazlı ERSOY ve oğlum Mehmet Tahir ERSOY'a sonsuz sevgilerimi sunarım.

Ekim - 2015

Serdar ERSOY

## İÇİNDEKİLER

ÖNSÖZ VE TEŞEKKÜR .....	i
İÇİNDEKİLER .....	ii
ŞEKİLLER DİZİNİ.....	v
TABLolar DİZİNİ .....	vi
SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ .....	vii
ÖZET.....	ix
ABSTRACT.....	x
GİRİŞ .....	1
1. HAVA AYRIŞTIRMA YÖNTEMLERİNE GENEL BAKIŞ .....	6
2. HAVANIN ANA BİLEŞENLERİ VE ENDÜSTRİYEL KULLANIM ALANLARI.....	21
2.1. Oksijen .....	22
2.2. Azot .....	23
2.3. Argon.....	24
3. LİNDE PROSESİ .....	25
4. LİNDE PROSESİNİN TERMODİNAMİK OLARAK İNCELENMESİ.....	34
4.1. Linde Prosesinin Termodinamik Modeli ve Modelde Yapılan Kabuller .....	35
4.2. Linde Prosesinde Kullanılan Cihazların Birinci Kanun ve İkinci Kanun Analizleri .....	40
4.2.1. Hava kompresör grubu (C1161).....	40
4.2.1.1. Hava kompresör grubu I. kademe (C1161-I) .....	40
4.2.1.2. Hava kompresör grubu I. kademe eşanjörü (E1116).....	42
4.2.2. Evaporatif su soğutucusu (E2417).....	44
4.2.3. Hava ön soğutucusu pompası (P2466).....	46
4.2.4. Hava ön soğutucusu (E2416).....	47
4.2.5. Moleküler sieve (molekül emici) bataryaları (A2626A/B) .....	48
4.2.6. Elektrikli ısıtıcı (E2618) .....	49
4.2.7. Azot kompresör grubu (C1461).....	49
4.2.7.1. Azot kompresör grubu I. kademe (C1461-I).....	50
4.2.7.2. Azot kompresör grubu I. kademe eşanjörü (E1416) .....	51
4.2.8. Soğuk türbin (X3471).....	54
4.2.9. Booster kompresörü (C3461) .....	54
4.2.10. Genişleme tankı (D3432) .....	57
4.2.11. Kısılma vanası (TV3119) .....	57
4.2.12. Isı değıştiricisi (E3216) .....	58
4.2.13. Yüksek basınç kolonu (T3211) .....	59
4.2.14. Argon kolonu (T4111).....	59
4.2.15. Alçak basınç kolonu (T3212) .....	60
4.2.16. Ana ısı değıştirici (E3116).....	61
4.2.17. Soğutma kulesi (E8421A/B/C/D/E) .....	62
4.2.18. Hava basınçlandırma, ön soğutma ve filtrasyon prosesi .....	65
4.2.19. Azot basınçlandırma ve genişletme prosesi (ABGP) .....	66

4.2.20. Distilasyon ve saflaştırma prosesi .....	67
4.2.21. Linde prosesi (LP) .....	68
4.3. Şebeke Elektriğinden Beslenen Hava Ayırışım Tesisinin Ürün Maliyetlerinin Belirlenmesi .....	73
4.4. Mevcut Hava Ayırışım Tesisinin Termodinamik Analiz Sonuçlarının Değerlendirilmesi.....	75
5. ENERJİNİN TRİJENERASYON TESİSİNDEN SAĞLANMASI .....	83
5.1. Linde Prosesine Trijenerasyondan Aktarılabilecek veya Çekilebilecek Enerji .....	85
5.1.1. Hava kompresör grubu kademe girişlerinin ön soğutulması.....	86
5.1.1.1. Hava kompresör grubu I. kademe giriş eşanjörü (E2116) .....	87
5.1.1.2. Hava kompresör grubu (giriş havası ön soğutulmuş) I. kademe (C1161-Ia).....	88
5.1.1.3. Hava kompresör grubu I. kademe çıkış eşanjörü (E1116a) .....	89
5.1.1.4. Hava kompresör grubu IV. kademe çıkış ısı değiştirgeci (H207).....	92
5.1.2. Azot kompresör grubu kademe girişlerinin ön soğutulması.....	93
5.1.2.1. Azot kompresör grubu I. kademe giriş eşanjörü (E2416) .....	94
5.1.2.2. Azot kompresör grubu (giriş havası ön soğutulmuş) I. kademe (C1461-Ia).....	94
5.1.2.3. Azot kompresör grubu I. kademe çıkış eşanjörü (E1416a) .....	95
5.1.3. Hava ön soğutucusu (E2416a).....	98
5.1.4. Soğutma kulesi (E8421a) .....	99
5.1.5. Trijenerasyondan sağlanan ısısının bir kısmının direkt ısıtma diğer kısmının absorpsiyonlu soğutma sistemiyle soğutma şeklinde Linde prosesinde kullanılması .....	100
5.1.6. Trijenerasyonun kapasitesinin belirlenmesi .....	106
5.2. Trijenerasyon Tesisinin Açıklanması.....	109
5.3. Trijenerasyon Sisteminin Termodinamik Analizi .....	110
5.3.1. Trijenerasyonun termodinamik modeli .....	110
5.3.1.1. Trijenerasyon hava kompresör grubu I. kademe giriş eşanjörü (E202) .....	110
5.3.1.2. Trijenerasyon hava kompresör grubu I. kademe (C201-I) .....	111
5.3.1.3. Trijenerasyon hava kompresör grubu I. kademe çıkış eşanjörü (E201) .....	112
5.3.1.4. Yanma odası (YO203) .....	114
5.3.1.5. Gaz Türbini (GT202) .....	115
5.3.1.6. Hava ön ısıtıcısı (H204) .....	116
5.3.1.7. Rejenere azotu ısıtıcısı (H205).....	117
5.3.1.8. Ofis ısıtması.....	118
5.3.1.9. Atık ısı kazanı (K206) .....	118
5.3.1.10. Trijenerasyon prosesi .....	119
5.3.2. Absorpsiyonlu soğutmanın termodinamik modeli .....	120
5.3.3. Trijenerasyonun termodinamik olarak değerlendirilmesi .....	122

5.4. Linde Prosesinin Trijenerasyonla İşletilmesinin Termodinamik Olarak Değerlendirilmesi .....	125
5.5. Linde Prosesinin Şebekeden ve Trijenerasyondan Sağlanan Güçle İşletilmesinin Ekonomik Olarak Değerlendirilmesi .....	129
5.6. Linde Prosesinin Trijenerasyonla Birlikte Çalıştırılmasının Sonuçları.....	132
5.7. Linde Prosesinin Kış Şartlarında Trijenerasyonla İşletilmesi .....	137
6. SONUÇLAR VE ÖNERİLER .....	138
KAYNAKLAR .....	143
EKLER.....	151
ÖZGEÇMİŞ .....	251

## ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil 1.1. Hampson'ın hava sıvılaştırmak için kullandığı JT çevrimi .....	7
Şekil 1.2. Claude'nin kullandığı hava sıvılaştırma makinesi .....	8
Şekil 1.3. (a) Geleneksel, (b) Tekrar buhar sıkıştırımlı, (c) Tekrar sıvı genişletilen distilasyon kolonları .....	9
Şekil 1.4. Çift, tek basınç salınımlı ve ideal ısı dağılımlı distilasyon kolonları.....	10
Şekil 1.5. İdeal diyabatik ve sıralı diyabatik distilasyon kolonları .....	11
Şekil 1.6. Kaynaticı ve yoğunlaştırıcı, ısı dağılımlı distilasyon kolonu.....	12
Şekil 1.7. İki kolonlu HAT şematik gösterimi .....	13
Şekil 1.8. Üç kolonlu HAT şematik gösterimi.....	14
Şekil 1.9. HAT ve GT'nin birlikte işletilmesi 1. versiyonu .....	15
Şekil 1.10. HAT ve GT'nin birlikte işletilmesi 2. versiyonu .....	17
Şekil 1.11. CO <sub>2</sub> yakalama ve IGCC ile birlikte çalışan hava ayrıştırma tesisi .....	19
Şekil 3.1. Atmosferik gazların buhar basıncı eğrileri .....	25
Şekil 3.2. İki defa basınçlandırılmalı Linde çevrimine göre çalışan hava ayrışım tesisi akım şeması .....	27
Şekil 3.3. Hava Basınçlandırma, Ön Soğutma ve Filtrasyon Prosesi .....	29
Şekil 3.4. Azot Basınçlandırma ve Genişletme Prosesi .....	30
Şekil 3.5. Distilasyon ve Saflaştırma Prosesi.....	32
Şekil 3.6. Soğutma Kulesi.....	33
Şekil 4.1. HBÖSFP'nin komple kontrol hacmi olarak gösterimi .....	65
Şekil 4.2. ABGP'nin komple kontrol hacmi olarak gösterimi.....	66
Şekil 4.3. DSP komple kontrol hacmi olarak gösterimi.....	67
Şekil 4.4. Şebeke elektriğiyle işletilen Linde Prosesinin I. kanun analiz sonuçlarının Sankey diyagramında gösterilmesi .....	78
Şekil 4.5. Şebeke elektriğiyle işletilen Linde Prosesinin II. kanun analiz sonuçlarının Sankey diyagramında gösterilmesi .....	79
Şekil 5.1. Hava kompresör grubu kademe girişlerinin ön soğutulması .....	86
Şekil 5.2. Linde Prosesi hava kompresör grubu için T-s diyagramı .....	87
Şekil 5.3. Azot kompresör grubu kademelerinin ön soğutulması .....	93
Şekil 5.4. Linde prosesinin azot kompresör grubu için T-s diyagramı .....	93
Şekil 5.5. Trijenerasyonla işletme durumunda soğutma kulesi akım şeması.....	99
Şekil 5.6. Trijenerasyonla işletilen Linde Prosesi akım şeması .....	102
Şekil 5.7. Trijenerasyon tesisi akış şeması.....	109
Şekil 5.8. Trijenerasyonla işletilen Linde prosesinin I. kanun analiz sonuçlarının Sankey diyagramında gösterilmesi .....	133
Şekil 5.9. Trijenerasyonla işletilen Linde prosesinin II. kanun analiz sonuçlarının Sankey diyagramında gösterilmesi .....	134

## TABLULAR DİZİNİ

Tablo 2.1. Kuru hava bileşenlerinin mol kütleleri ve kaynama noktaları .....	21
Tablo 4.1. Linde Prosesi cihazlarının şebekeden çektiği güçler .....	34
Tablo 4.2. Linde prosesinin hat özellikleri.....	69
Tablo 4.3. Linde prosesi cihazlarının kapasiteleri, ısı kayıpları, I. kanun (veya kompresör ve türbinler için izentropik) verimleri, II. kanun verimleri ve kayıp ekserji değerleri .....	72
Tablo 4.4. Şebeke elektriğiyle işletilen Linde prosesinin birim ürüne başına harcanan enerji miktarları .....	75
Tablo 5.1. Absorbsiyonlu soğutmanın kullanılmasıyla Linde prosesinin yeni hat özellikleri .....	103
Tablo 5.2. Trijenerasyonla işletilen Linde prosesi cihazlarının yeni kapasiteleri .....	107
Tablo 5.3. Trijenerasyon hat özellikleri .....	123
Tablo 5.4. Trijenerasyon cihaz verimleri .....	124
Tablo 5.5. Absorbsiyonlu soğutma cihaz kapasiteleri .....	124
Tablo 5.6. Linde prosesinin şebeke elektriği veya trijenerasyonla işletilmesi durumlarında hesaplanan kapasite, ısı kaybı, enerji ve ekserji verimi, kayıp ekserji değerlerinin kıyaslanması .....	126
Tablo 5.7. Linde prosesinin şebeke elektriği ve trijenerasyonla işletilmesi durumlarındaki ürüne başına harcanan enerji miktarlarının kıyaslanması .....	129



## SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ

- $\bar{e}_{kim,i}$  : Gaz karışımındaki i bileşenin molar kimyasal ekserjisi, (kJ/kmol)  
 $\dot{E}_\ç$  : Sistemden çıkan ekserji, (kW)  
 $\dot{E}_D$  : Yok edilen ekserji, (kW)  
 $\dot{E}_g$  : Sisteme giren ekserji, (kW)  
 $\dot{E}_{kim}$  : Kimyasal ekserji, (kW)  
 $\dot{E}_{tfiz}$  : Termodinamik ekserji, (kW)  
 $h_\ç$  : Sistemden çıkan akışın özgül entalpisi, (kJ/kg)  
 $h_g$  : Sisteme giren akışın özgül entalpisi, (kJ/kg)  
 $h_{kN2}$  : Kuru azotun özgül entalpisi, (kJ/kg)  
 $h_s$  : Sabit entropideki özgül entalpi, (kJ/kg)  
 $h_{sb}$  : Su buharının özgül entalpisi, (kJ/kg)  
 $h_0$  : Çevrenin özgül entalpisi, (kJ/kg)  
 $M$  : Mol kütlesi, (kg/kmol)  
 $\dot{m}_\ç$  : Sistemden çıkan akışın kütleli debisi, (kg/s)  
 $\dot{m}_g$  : Sisteme giren akışın kütleli debisi, (kg/s)  
 $n_i$  : Gaz karışımındaki i bileşenin mol sayısı  
 $P_{sb}$  : Su buharının kısmi basıncı, (kPa)  
 $P_{kN2}$  : Kuru azotun kısmi basıncı, (kPa)  
 $P$  : Basınç, (kPa)  
 $\dot{Q}_y$  : Yüzeyden ısı geçişi, (kW)  
 $\bar{R}$  : Ünlversal gaz sabiti, (kJ/kmolK)  
 $s_\ç$  : Sistemden çıkan akışın özgül entropisi, (kJ/kgK)  
 $s_g$  : Sisteme giren akışın özgül entropisi, (kJ/kgK)  
 $s_0$  : Çevrenin özgül entropisi (kJ/kgK)  
 $\dot{S}_{gen}$  : Entropi üretimi, (kW/K)  
 $T_y$  : Yüzey sıcaklığı, (K)  
 $T_0$  : Çevre sıcaklığı, (K)  
 $v$  : Özgül hacim, (m<sup>3</sup>/kg)  
 $V_\ç$  : Sistemden çıkan akışın hızı, (m/s)  
 $V_g$  : Sisteme giren akışın hızı, (m/s)  
 $y$  : Gaz karışımındaki bileşenin mol yüzdesi  
 $w_s$  : İzentropik özgül iş, (kJ/kg)  
 $\dot{W}_{tr}$  : Tersinir iş, (kW)  
 $y_i$  : Gaz karışımındaki i bileşenin mol yüzdesi  
 $z_\ç$  : Sistemden çıkan akışın referansa göre yüksekliği, (m)  
 $z_g$  : Sisteme giren akışın referansa göre yüksekliği, (m)  
 $\eta_C$  : Kompresörün adyabatik verimi  
 $\eta_{em}$  : Elektrik motor verimi  
 $\eta_{kk}$  : Kayış kasnak verimi  
 $\eta_{mek}$  : Mekanik verim

$\eta_{ID}$	: Isı değiştirici verimi
$\eta_P$	: Pompanın adyabatik verimi
$\eta_T$	: Türbinin adyabatik verimi
$\Psi_{\phi,soğ}$	: Soğuk akışın sistem çıkışındaki 6zgl ekserjisi, (kJ/kg)
$\Psi_{\phi,sıc}$	: Sıcak akışın sistem çıkışındaki 6zgl ekserjisi, (kJ/kg)
$\Psi_{g,soğ}$	: Soğuk akışın sistem girişindeki 6zgl ekserjisi, (kJ/kg)
$\Psi_{g,sıc}$	: Soğuk akışın sistem girişindeki 6zgl ekserjisi, (kJ/kg)
$\omega_{nN_2}$	: Azotun 6zgl nemi, (kg su buharı / kg kuru azot)
$\phi$	: Bağıl nem, (%)

### Kısaltmalar

ABGP	: Azot Basınçlandırma ve Genişletme Prosesi
ABK	: Alçak Basınç Kolonu
AID	: Ana Isı Değiştirici
COP	: Performans katsayısı
CPU	: Central Processing Unit (Merkezi İşlem Birimi)
DSP	: Distilasyon ve Saflaştırma Prosesi
FR	: Sistemin Dolaşım Oranı
GPU	: Graphics Processing Unit (Grafik İşleme nitesi)
GT	: Gaz Türbini
HAT	: Hava Ayrışım Tesisi
HE	: Heat Exchanger (Isı Değiştirici)
HIDiC	: Heat-Integrated Distillation Column (Isı Dağılımlı Distilasyon Kolonu)
HRSG	: Heat Recovery Steam Generator (Isı Geri Kazanım Buhar reteci)
JT	: Joule-Thomson
LP	: Linde Prosesi
MAG	: Metal Active Gas (Metal Aktif Gaz)
ME	: Moleküler Elek
MIG	: Metal Inert Gas (Metal Soygaz)
OB	: Orta Basınç
OBK	: Orta Basınç Kolonu
PLC	: Programmable Logic Controller (Programlanabilir Mantıksal Denetleyici)
SASA	: Sürekli Akışlı Sürekli Açık Sistem
SS	: Soğutma Suyu
STK	: Soğutma Tesir Katsayısı
TIG	: Tungsten Inert Gas
YBK	: Yüksek Basınç Kolonu
YO	: Yanma Odası

## LİNDE PROSESİNİN TERMODİNAMİK ANALİZİ VE TRİJENERASYONLA İŞLETİLMESİ DURUMUNUN DEĞERLENDİRİLMESİ

### ÖZET

Hava ayrışım ürünleri oksijen, azot ve argon, tüm dünya ülkelerinde endüstriyel ve medikal alanlarda kullanılmaktadır. Yalnızca Türkiye'nin kayıtlı oksijen tüketimi yıllık 3,5 milyar tonun üzerindedir. Bu miktarın üretimi için gerekli tahmini toplam güç 500 MW civarındadır.

Bu çalışmada 250 ton/gün kapasiteli, şebekeden çektiği 7,77 MW güçle işletilen kriyojenik bir hava ayrışım tesisi termodinamik olarak incelenmiş; tüm cihazların ve hava ayrışım tesisinin enerji ve ekserji verimleri belirlenmiştir. Bu verimler benzer çalışmalarla kıyaslanmıştır. Şebeke elektriğinden beslenen tesisin birim ürün başına enerji maliyeti hesaplanmıştır.

Mevcut hava ayrışım tesisinin, bir trijenerasyon tesisisiyle entegre çalışması durumu değerlendirilmiştir. Trijenerasyon tesisinden sağlanan enerji ile hava ayrışım tesisinin cihazlarında hem ısıtma hem de soğutma yapılarak tesisi işletmek için gerekli gücün 7,77 MW'tan 5,5 MW'a düşürülebileceği görülmüştür. Hava ayrışım tesisinde gerekli ısıtma ve soğutma yükünü de karşılayacak, 5,5 MW elektrik üretim kapasiteli, doğal gaz yakıtlı, gaz türbinli, tek kademeli absorpsiyonlu soğutmadan oluşan bir trijenerasyon tesisi tasarlanmıştır. Bu tasarımda Linde çevrimi için gerekli tüm gücün trijenerasyondan karşılanması esas alınmıştır. Böylelikle kompresörlerin enerji verimlerinin %25, ekserji verimlerinin %18 artırılabilceği görülmüştür. Diğer cihazlardaki iyileşmelerle birlikte komple Linde prosesinin enerji veriminin %63'ten %82'ye; ekserji veriminin %23'ten %35'e iyileşme potansiyeli olduğu görülmüştür. Trijenerasyonla işletilecek Linde prosesinin ürün başına enerji maliyeti de hesaplanmış ve ürün başına maliyette şebeke elektriğiyle işletme durumuna göre %33 azalma sağlanabileceği görülmüştür.

**Anahtar Kelimeler:** Enerji ve Ekserji Analizi, Hava Ayrışım Tesisi, Hava Ayrıştırma Maliyeti, Linde Prosesi, Trijenerasyon.

## **THERMODYNAMIC ANALYSIS OF LINDE PROCESS AND EVALUATION OF THE STATUS OF THE OPERATION WITH TRIGENERATION**

### **ABSTRACT**

The air separation products oxygen, nitrogen and argon, are used in industrial and medical fields in countries all over the world. Oxygen consumption registered only in Turkey exceed 3.5 billion tons annually. The amount of power spent on this production is around 500 MW.

In this study, a cryogenic air separation unit, which is 250 tons/day capacity and operated with 7.77 MW power taken from the network is thermodynamically analyzed. As a result, energy and exergy efficiency of all equipment and air separation plant is identified. Following that, these efficiency data is compared with similar studies. In addition to that, cost of unit produced is calculated for the plant, that is fed by the electricity network.

The existing air separation plant is also assessed to work integrally with a trigeneration plant. The power needed to run the plant is decreased from 7.77 MW to 5.5 MW by the utilisation of trigeneration both for heating and cooling. A trigeneration plant is planned, which has single stage absorption and cooling with a gas turbine, running on natural gas with a capacity of 5.5 MW for maintaining both heating and cooling needed in the air separation unit. All the other power requirements for the air separation plant will be supplied by the trigeneration plant. Energy efficiency of the compressors is increased by 25% and exergy efficiency by 18%. Together with the improvements in the other equipment, energy efficiency of the Linde process is increased from 63% to 82% and exergy efficiency of the Linde Process is increased from 23% to 35%. Furthermore, energy cost of unit production for the Linde Process is calculated and 33% cost decrease is achieved, compared to running the plant with network power.

**Keywords:** Energy and Exergy Analysis, Air Separation Plant, Air Separation Cost, Linde Process, Trigeneration.

## GİRİŞ

Havanın asıl bileşenlerini oluşturan oksijen, azot ve argon gazları; metal, mineral, yiyecek ve içecek, elektronik, kimya ve petrokimya, cam, çevre, imalat, tıp ve araştırma gibi çok geniş bir sektör ağında kullanım alanı bulur [1]. Hava, bileşenlerine adsorbsiyon, kimyasal prosesler, polimerik membranlar, iyon transport membranları gibi kriyojenik olmayan metotlarla ayrıştırılabileceği gibi, Linde prosesiyle kriyojenik olarak da ayrıştırılabilir.

Membran ve adsorbsiyon yöntemlerinde yalnızca gaz olarak ve tek bir gaz (oksijen veya azot) ayrıştırılabilir. Oksijen, azot, argon ürünlerinin hem sıvı hem de gaz olarak aynı anda üretilebilmesi, ürünlerin saflık derecelerinin çok yüksek olması ve üretim miktarlarının diğer yöntemlere oranla çok fazla olması gibi nedenlerle havanın ayrıştırılmasında kullanılan en uygun yöntem kriyojenik hava ayırıştırma (Linde prosesi) yöntemidir [2].

Kriyojenik hava ayırıştırma prosesleri, sermaye ve enerji yoğun proseslerdir. Ana enerji tüketimlerini hava ve azot kompresörleri oluşturur. Kriyojenik HAT'ın enerji talebini azaltmak için farklı yöntemler geliştirilmiştir. Distilasyonda etkiyi artırmak üzere paket kolonların yerine tepe kolonların kullanılması, kolon çapını azaltmak için işletme basıncının artırılması, kompresörlerin ve ısı değiştiricilerin enerji verimlerinin iyileştirilmesi, tam zamanlı kontrol sistemlerinin kullanılması bunlardan bazılarıdır [3].

Hava ayırıştırma proseslerinde ekserji kaybının büyük çoğunluğunun sıkıştırma esnasında olduğu anlaşılmaktadır. Geleneksel bir hava ayırıştırma tesisinin enerji veriminin artırılması üzerine yapılan bir çalışmada 3 kademeli hava kompresörünün 2 ara kademesinde ve çıkışında soğutucu olarak su yerine R134a soğutucusu kullanılmıştır. Böylece net enerji tüketiminde %11,3 azalma sağlanmıştır. Birim ürün başına enerji tüketimleri oksijen için 0,357 kWh/kg'dan 0,316 kWh/kg'a, azot için 0,421 kWh/kg'dan 0,323 kWh/kg'a, argon için 19,558 kWh/kg'dan 17,346 kWh/kg'a ve toplam üründe 0,191 kWh/kg'dan 0,170 kWh/kg'a düşmüştür [3].

Hava ayrışım tesislerinin enerji verimliliğine yönelik diğer bir çalışmada geleneksel hava ayrışım tesisi ısı sirkülasyon modülü ve distilasyon modülü olmak üzere 2 modüle ayrılarak bu modüller arasındaki akışların entalpileri dengelenmiştir. Kendinden ısı kazanımlı kriyojenik hava ayrışım prosesi olarak adlandırılan bu prosesin simülasyonunda geleneksel hava ayrışım tesislerine kıyasla enerji tüketiminde %36'dan daha fazla azalma olacağı gösterilmiştir [4].

Enerji verimliliğine yönelik başka bir çalışmada prosesteki sıvı oksijen, 200 bar basınca pompalandıktan sonra giriş havasıyla ısı değiştirici sayesinde buharlaştırılıp, oksijen buharı gerekli basınca genişletilerek güç üretilebileceği, bu sayede geleneksel bir hava ayrışım prosesinin enerji gereksiniminin %2 oranında azaltılabileceği gösterilmiştir. Aynı zamanda oksijenin üretim miktarı düşürülmeden saflığı %0,2 oranında, argonun da saflığı düşürülmeden üretim miktarı %3,4 oranında artırılmıştır [5].

Hava ayrışım tesislerinde havayı bileşenlerine ayırmanın ana metodu olarak kullanılan distilasyon prosesinin sakıncalı tarafı yüksek enerji tüketimidir. Yapılan bir çalışmada distilasyon prosesi, 3 kolon tipi ve onların farklı parçalarında hesaplanan ekserji kayıplarıyla simüle edilmiştir. Kriyojenik hava ayrışım tesisi için düşünülen distilasyon kolonları arasındaki kıyaslamalı ekserji analizi göstermiştir ki çiftli diyabatik kolonun ekserji verimi, kolon boyunca gerçekleşen ısı transferiyle, geleneksel adyabatik çift kolonlu prosesten %23 daha yüksektir [6].

Düşük saflık (mol olarak %95) ve düşük basınçta (120 kPa) oksijen üreten bir hava ayrışım tesisinin yapılan ekserji analizinde hava sıkıştırma prosesinin %38,4 ve distilasyon sisteminin %28,2 oranında ekserji kaybına neden olduğu belirlenmiştir. İzentropik verim, 0,74'ten 0,90'a artırılırsa özgül güç tüketimi 0,270 kWh/kg'dan 0,219 kWh/kg'a (mevcut duruma oranla %19) düşmektedir. Yoğuşturucu ve kaynatıcı arasındaki sıcaklık farkı 3,7 K'den 1,1 K'e düşürüldüğünde prosesteki azotun doyma basıncı 560 kPa'dan 460 kPa'a düşmekte ve bunun sonucu olarak ana hava kompresöründeki güç tüketimi %14 azalmaktadır. Eğer yoğuşturucu-kaynatıcı ısı değiştiricisindeki sıcaklık farkı sıfıra düşürülebilseydi prosesteki azotun doyma basıncı 415 kPa'a düşecekti. Bu nedenle bu yolla hava ayrışım tesislerinin güç tüketimini düşürme potansiyeli sınırlıdır. Aynı çalışmada diğer bir yöntemde alçak

basınç kolonuna yerleştirilen bir ara kaynatıcı, hava sıkıştırma sistemindeki ekserji kayıplarını %17,2 ve distilasyon sistemindeki ekserji kayıplarını %14,7 azaltmıştır [7].

Hava ayırışım proseslerinin ekserji analizi üzerine Van der Ham ve Kjelstrup'ın 2010'da yaptıkları çalışmada 2 distilasyon kolonlu ve 3 distilasyon kolonlu prosesler kıyaslanmıştır. 3. Kolonun eklenmesiyle distilasyondaki yok edilen ekserji %31 oranında azaltılmıştır. Ekserji verimi, 3 kolonlu tasarım için %37,8 ve 2 kolonlu tasarım için %34,7 olarak belirlenmiştir. Bu çalışma, 3 kolonlu HAT'ın ekserji yıkımının 2 kolonlu HAT'a oranla %12 daha az olduğunu göstermiştir. Toplam yok edilen ekserjinin yarısının hava kompresöründe gerçekleştiği belirlenmiştir [8].

Cornellisen ve Hirs, hava ayırışımın ana metodu olan kriyojenik distilasyon prosesinde enerji tasarrufunu analiz etmek için bir ekserji analizi gerçekleştirmişlerdir. Sonuç göstermiştir ki ekserji kaybının yarıdan fazlası sıvılaştırma ünitesinde, neredeyse üçte biri hava sıkıştırma ünitesinde gerçekleşmektedir. Distilasyon ünitesinde ve ana ısı değıştiricisinde küçük ekserji kayıpları olmaktadır. Ana ekserji kayıpları, büyük oranda kompresör kullanımından ve daha az oranda türbin kullanımından kaynaklanmaktadır. Hava kompresörünün gücü, politropik veriminin 0,70'ten 0,85'e artırılmasıyla %18; azot kompresörünün gücü, politropik veriminin 0,75'ten 0,85'e artırılmasıyla %13 azalmıştır. Böylece kompresörlerin mevcut durumda %67 olan ekserji verimleri de %77'ye yükselmiştir [9].

Cornellisen ve Hirs'e göre ABK ve YBK'da farklı operasyon basınçları seçilerek daha fazla iyileştirme sağlanabilir. Alttaki yoğuşturucu ve üstteki kaynatıcı arasındaki gerekli sıcaklık farkını sağlamak için eğer YBK atmosfer basıncına yakın, Alçak Basınç Kolonu atmosfer basıncının altında işletilirse, sıkıştırma için gerekli enerji azaltılabilir. Ürünlerin çevre basıncına sıkıştırılması, havanın sıkıştırılmasından daha az güç gerektirecektir; çünkü kolonların içindeki ürünlerin beşte biri sıvıdır. Böylece kolon basınçları düştüğünden hava kompresörünün sıkıştırma işi ve ekserji kaybı azalır. Bu kazançla birlikte hava kompresörünün güç kullanımındaki azalma %28 olacaktır. Fakat kolonların sıcaklıkları 15 K

düŖeceđinden bu da ekstra ekserji kaybına neden olacaktır. Ayrıca çevre basıncının altındaki basınçlarda çalışmak, ürün saflıklarının sağlanmasını zorlaştıracaktır [9].

Hava ayrışım proseslerinde distilasyon kısmının verimini iyileştirmede prosese 3. kolonu eklemekten başka diğer bir yol, 2 kolonlu distilasyon yapısında distilasyon kolonları arasındaki ısı dağılımını çeşitli yapılandırma şekilleriyle iyileştirmektedir [10].

Distilasyon kısmının verimini artırmak için ilk yaklaşım, kaynatıcıda ısı kaynağı olarak üst ürünü kullanmak suretiyle yoğuşturucudan atılan enerjiyi tekrar kullanmaktır. İkinci olarak kaynatıcıdan atılan düşük sıcaklıktaki ısının tekrar kullanılması için bu soğuk akış, sıcaklığını daha da düşürmek için tekrar genişletilebilir [11].

Nakaiwa, Endo ve diğerlerinin yaptıkları çalışmada kullandıkları ısı dağılımlı distilasyon kolonu (Heat-Integrated Distillation Column, HiDiC) denilen diğer bir yapılandırmada kaynatıcı ve yoğuşturucu kullanılmaz. HiDiC kullanmanın, YBK'da gerekli operasyon basıncının düşmesine, dolayısıyla HAT için gerekli iş girdisinin düşmesine yol açtığını belirlemişlerdir. Ayrıca HiDiC kullanımıyla distilasyon kolonundaki ekserji yıkımının %20-30 oranında düşebileceği belirlenmiştir [12].

Isı dağılımlı distilasyon kolonlarının (HiDiC) kullanımıyla HAT'larda enerji gereksinimi %30 civarında azaltılabilir [13]. Plakalı ısı değiştirici tipinde HiDiC kullanımıyla bir HAT için gerekli enerjinin %40'a kadar azaltılabileceği gösterilmiştir [14]. Distilasyon kolonları arasında ısıl bütünleşmenin sağlanmasıyla distilasyon bölmesindeki ekserji kaybı %25 azaltılabilir [15].

Hava ayrıştırma tesisleri, enerji ve ekserji verimlerinde iyileştirme sağlanması için sıkıştırma ve distilasyon proseslerinde yapılan değişikliklerden farklı olarak, gaz türbinleri ve farklı proseslerle de entegre şekilde çalıştırılmışlardır [16].

Drnevich'in 1995 yılında aldığı patentte hava ayrışım tesisi ve bir gaz türbininin birlikte işletildiği bir sistemde temel prensip, hava ayrışım tesisinde ayrıştırılmış olan azot akışının, genişletilip bir miktar daha soğutulduktan sonra gaz türbini kompresörünün giriş havasıyla birleştirilmesidir. Gaz türbini kompresörünün giriş



akışının soğutulması sonucu türbin çıkış gücü artar ve ayrıca NO<sub>x</sub> emisyonlarında da azalma olur. Sonuç olarak soğutulmuş olan gaz türbini giriş akışının miktarı %2,9, sistemin verimi %3 ve sistemin net güç çıkışı %2,5 artmıştır [17].

Kompresör ara soğutucularının ekserji kaybının, toplam ekserji kaybına oranı %41 olan bir hava ayrışım tesisi, CO<sub>2</sub> yakalama ve entegre gazlaştırma kombine çevrimi IGCC (integrated gasification combined cycle) ile birlikte çalıştırıldığında bu oranın %10'a kadar düştüğü görülmüştür. Toplam ekserji kaybına oranla ısı değiştiricilerin ekserji kaybı %38, distilasyon kolonlarının %30 ve kompresörlerin %19 olmuştur. Bu sistemle çalışan IGCC'nin net elektrik veriminde de %0,74 artış sağlanmıştır. [18].

Literatürde hava ayrışım tesislerinin enerji ve ekserji verimliliği üzerine şimdiye kadar yapılmış çalışmalardan farklı olarak bu çalışmada mevcut durumda şebeke elektriğiyle işletilmekte olan bir hava ayrışım tesisinin uygun kapasitede bir trijenerasyon tesisiyle birlikte işletilmesi durumu değerlendirilecektir.

Öncelikle 1994 yılında Linde A.Ş. tarafından inşa edilmiş, (170 t/gün'ü oksijen, 74 t/gün'ü azot, 6 t/gün'ü argon olmak üzere) toplam 250 t/gün sıvı ürün üretim kapasiteli, iki defa basınçlandırılmalı Linde prosesiyle çalışan kriyojenik bir hava ayrışım tesisinin çalışma prensibi tüm cihaz ve hatlarıyla birlikte ayrıntılı olarak incelenecektir.

Mevcut durumda şebekeden çektiği 7,77 MW güçle çalışan iki defa basınçlandırılmalı Linde prosesi termodinamik olarak incelenecek, tesisin tüm cihazlarının enerji ve ekserji analizleri yapılacaktır. Tesisin mevcut çalışma durumunda birim ürün başına enerji maliyetleri belirlenecektir.

Şebekeden 7,77 MW güç çekerek işletilen 250 t/gün kapasiteli böyle bir tesisin yeterli kapasitede bir trijenerasyonla işletilmesi, bu sayede gerekli elektrik enerjisi yanında trijenerasyonun ısısından direkt ısıtma olarak faydalanılması ve yine ısı kullanarak soğutma yapma imkanı sağlayan absorpsiyonlu soğutmanın da kullanılmasıyla ne ölçüde enerji tasarrufu sağlanabileceği durumu etüd edilecektir.

## 1. HAVA AYRIŞTIRMA YÖNTEMLERİNE GENEL BAKIŞ

Kriyojeni, 120 K'den daha düşük sıcaklıklarda soğutmayla ve soğuk çalışma şartlarıyla uğraşan bir bilim ve teknolojidir. Bu sıcaklıklara ulaşmak için klasik soğutma yöntemlerinden çok farklı teknikler kullanılır [19]. Gazların genleşmeleri sonucunda molekülleri arasındaki çekim kuvvetlerine karşı gelerek birbirlerinden ayrılmaları sonucunda belirli bir miktar ısı çektiklerini kanıtlayan Joule Thomson (JT) etkisi 1852'de keşfedilmiştir [20].

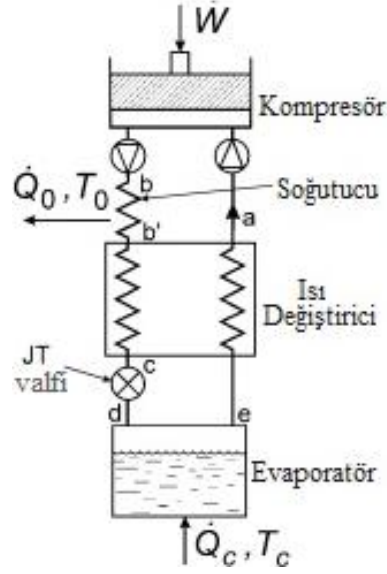
Oksijen, Faraday ve Perkins'in eski teknikleri kullanılarak ve ön soğutma yapmak suretiyle ilk defa 1877 yılında sıvılaştırılmıştır [21].

Şekil 1.1, havayı sıvılaştırmak için Hampson'ın kullandığı çevrimi göstermektedir ki bugün bile JT çevrimi olarak anılmaktadır. Isı değiştirgecinin soğuk tarafındaki bir JT valfinden genişleme sırasında soğuma elde edilmiştir [22].

Hampson'ın makinesiyle aynı zamanlarda 1895'te Almanya'da Linde, JT valfi ve karşıt akışlı ısı değiştirgeci kombinasyonunu havayı devamlı sıvılaştırmak üzere kullanmıştır. Linde tarafından kullanılan ilk basit çevrim, Şekil 1.1'de tarif edilen Hampson'ın çevrimiyle aynıdır. Bu basit çevrimden sonra Linde iki defa basınçlandırılmalı çevrimi geliştirmiş; bu çevrim ilk uyguladığı basit çevrimden çok daha etkili olmuştur [23].

Linde'nin iki kez basınçlandırılmalı çevriminde 20 MPa'dan 4 MPa'a genişletilen gazın yaklaşık %80 kadarı kompresörün ikinci kademesine döndürülür. Çoğunluğu sıvı fazda olan kalan %20'lik kısım, kompresörün birinci kademesine döner ve 4 Mpa'dan 0,1 Mpa'a genişletilir. Bu çevrim sayesinde Linde saatte 10 litre sıvı hava üretmiştir. Linde, prosesini ve sıvı havayı oksijen ve azota ayırıştırma tekniklerini geliştirerek işi ticarileştirme yoluna gitmiş; 1899'da saatte 50 litre sıvı hava üretme noktasına gelmiştir [24].

Kriyojenik sıcaklıklara ulaşacak seviyede başarılı şekilde genişletme motorunu ilk kullanan Claude'dir [25].

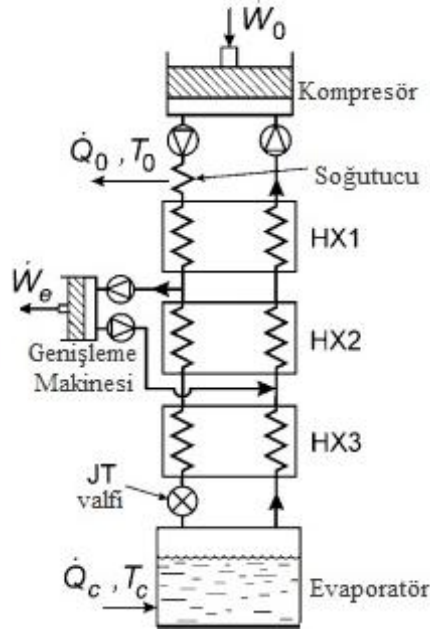


Şekil 1.1. Hampson'ın hava sıvılaştırmak için kullandığı JT çevrimi [22]

Claude, ısı eşanjörlerinde basıncını düşürmeden önce pistonlu bir motorda bir miktar soğutmak ve genişletmek için yüksek basınçlı havanın bir kısmını JT çevrimine tabi tutarak havayı 1902 yılında sıvılaştırmıştır. Bu, Şekil 1.2'de gösterilen ve şimdilerde Claude Çevrimi diye adlandırılan, düşük basınçların kullanımına izin veren, sıvılaştırma prosesinin verimini artıran kombine bir çevrimdir [25].

Claude, daha sonra damıtmayla hava ayırıştırma ve sıvılaştırma teknikleriyle üretilen oksijeni Air Liquide şirketiyle ticarileştirmiştir. Böylelikle oksijen, kimyasal yöntemlerden çok daha ucuza, hava ayırıştırma ile üretilebilir hale gelmiştir. Claude ve Linde, 1900'de Picard'ın geliştirdiği oksiasetilen torçlarında kullanılmak üzere kaynak endüstrisinin çok hızlı büyüyen taleplerine oksijeni pazarlamışlardır. Çeliklerin kaynağı ve kesilmesinde kriyojenik gazların kullanılmasının ilk önemli uygulaması o günlerden başlamış ve günümüze kadar devam etmiştir [26].

1900 ve 1950 yılları arasında görülen sıvılaştırma teknolojisindeki önemli gelişmelerle birlikte proseslerdeki verim, saflık ve üretim oranları da artış göstermiştir. Sıvı oksijen üretimi 1895'te 3 l/h iken 1910'da 2 t/gün'e, 1954'te 100 t/gün'e çıkmıştır [27].



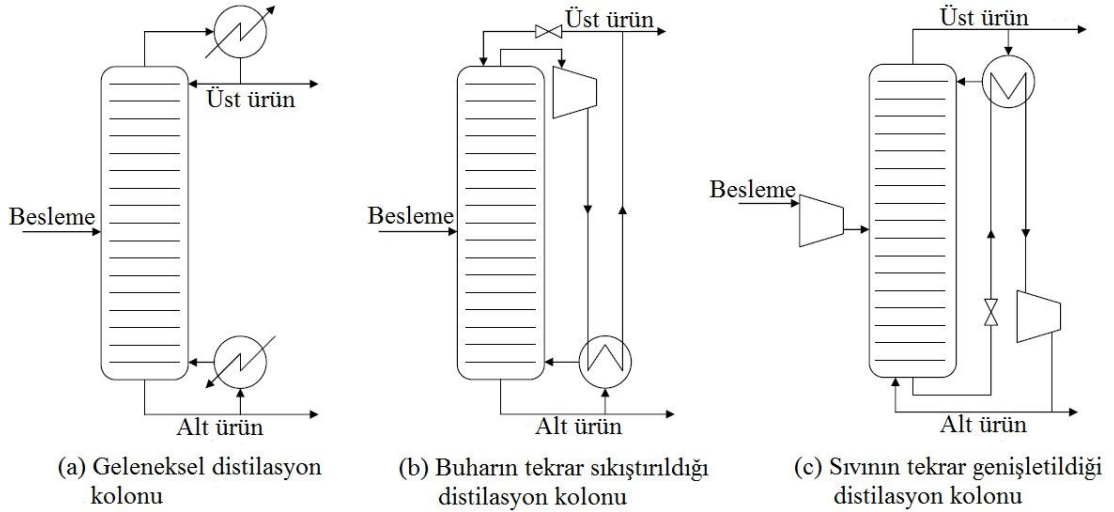
Şekil 1.2. Claude'nin kullandığı hava sıvılaştırma makinesi [25]

1902'de dünyanın oksijen ayırıştırma için ilk hava ayırıştırma tesisinin kurulmasından sonra, azot ayırıştırma için ilk tesisin kurulması adımı da 1904'te Linde'den gelmiştir. 1910'da ilk çift kolonlu hava ayırıştırma tesisi kurulmuştur. 1930'da Linde-Frankl prosesi geliştirilmiştir. 1950'de rejenerasyonda ilk defa taş kütle kullanılmış; 1954'te ilk defa havanın oksijen, azot, argon dışındaki bileşenleri ön arıtmaya tabi tutulmuştur. 1968'de ilk defa yine havayı ön arıtmadan geçirmek için moleküler elek teknolojisi kullanılmıştır. 1981'de ilk defa azot kompresörü çıkışındaki gazın basıncını yükseltmek için genişleme türbinleriyle birlikte çalışan booster kompresörler kullanılmıştır [28].

Linde prosesiyle ilgili yapılan termodinamik çalışmalarda 2 kolonlu HAT'ın ekserji veriminin %35 civarında olduğu ve ekserji yıkımının çoğunun kompresör ara soğutmalarında, distilasyon kısmında ve ana ısı değiştiricide olduğu gösterilmiştir [29].

Distilasyon kısmının verimini iyileştirmenin iki yolu vardır. Birincisi 2 kolonlu hava ayırıştırma prosesine 3. kolonu eklemektir. İkinci seçenek ise 2 kolonlu distilasyon yapısında distilasyon kolonları arasındaki ısı dağılımını çeşitli yapılandırma şekilleriyle iyileştirmektir [10].

Şekil 1.3 (a)'da görüldüğü gibi geleneksel distilasyon kolonlarında buhar, sıvı veya her ikisinin karışımı kolonun tepe noktasına beslenir. Kolonun içinde sıvı sürekli olarak aşağı akarken buhar da sürekli olarak yukarı yükselir. Kaynama noktası en düşük olan (diğer tabirle en uçucu olan) buhar kolonun üstünden ayrılır. Kaynama noktası en yüksek olan (diğer tabirle en az uçucu olan) sıvı kolonun altında toplanır [30].

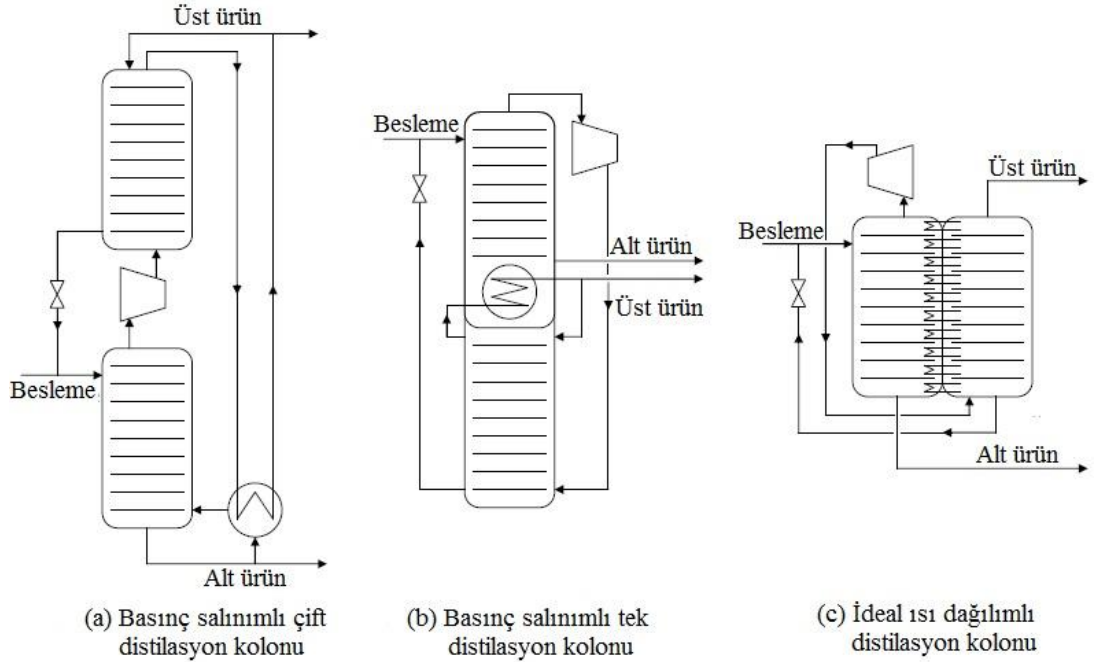


Şekil 1.3. (a) Geleneksel, (b) Tekrar buhar sıkıştırımlı, (c) Tekrar sıvı genişletilen distilasyon kolonları [31]

Verimi artırmak için ilk yaklaşım, kaynatıcıda ısı kaynağı olarak üst ürünü kullanmak suretiyle yoğuşturucudan atılan enerjiyi tekrar kullanmaktır. Kaynatıcıda yoğuşturucudan daha yüksek sıcaklıkta işletmek için üst ürünün sıcaklığını artırmak gerekir. Bunun için Şekil 1.3 (b)'de gösterildiği gibi üst ürünü sıkıştırmak gerekir. Sıkıştırma oranı, gerekli sıcaklık artışına bağlıdır [30].

Hava ayrışımının distilasyon aşamaları, ortam sıcaklığının çok altında gerçekleşir. Bu sebeple kaynatıcıdan atılan düşük sıcaklıktaki ısının tekrar kullanılması amaçlanır. Bu soğuk akış, kaynatıcıdan çıktıktan sonra sıkıştırılır ve sıcaklığını daha da düşürmek için Şekil 1.3 (c)'de gösterildiği gibi tekrar genişletilir [30].

Buharın tekrar sıkıştırılması ve sıvının tekrar genişletilmesinin farklı bir versiyonu Şekil 1.4 (a)'da gösterildiği gibi, tek kolonun 2 parçaya ayrılması ve farklı basınçlarda işletilmesidir. Kompresör ve genişletici 2 kolonun arasındadır [12].



Şekil 1.4. Çift, tek basınç salımlı ve ideal ısı dağılımlı distilasyon kolonları [31]

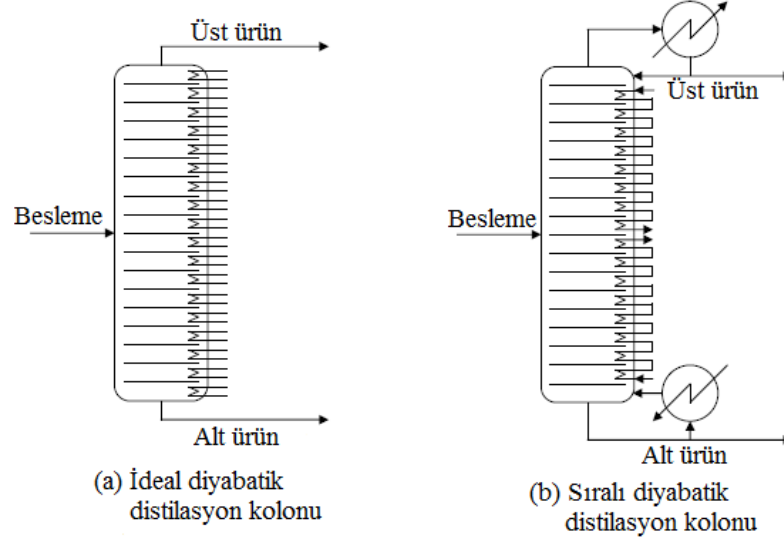
İki ayrı kolon yerine aynı yapılandırma tek kolon üzerinde Şekil 1.4 (b)'deki gibi de uygulanabilir. Bu tipte yoğuşurucu ve kaynatıcı yerine geçen ısı değiştirici, kolonun içindedir. Bu tezde incelenmiş olan Linde prosesi de dahil olmak üzere kriyojenik distilasyon prosesleri genellikle bu şekilde çalışır [12].

Diğer bir yapılandırmada iki yarım kolon birbirlerine Şekil 1.4 (c)'deki gibi temas edecek şekilde konumlanır. Bu şekilde yalnızca merkezi ısı değiştirici yerine, tüm kolon yüksekliği boyunca ısı transferi gerçekleştirilebilir. Bu yapılandırma ısı dağılımlı distilasyon kolonu olarak adlandırılır. Bu ideal durumda ısı dağılımlı distilasyon kolonu, yoğuşurucu ve kaynatıcı olmadan çalıştırılır [12].

HAT'ta ısı dağılımlı distilasyon kolonları kullanmak, YBK'da gerekli operasyon basıncının düşmesine, dolayısıyla HAT için gerekli ısı girdisinin düşmesine yol açar. Isı dağılımlı distilasyon kolonu kullanımıyla distilasyon kolonundaki ekserji yıkımı %20-30 oranında düşebilir. Isı dağılımlı distilasyon kolonları henüz endüstriyel kullanımda değildir [31].

Bir diğer yapılandırmada kolonun bir yüzü ısı değiştirici olarak kullanılır ve diyabatik distilasyon olarak adlandırılır. Isı değiştirici, tüm kolon yüksekliği boyunca kaynatıcı ve yoğuşurucunun işlevini görebilir. Şekil 1.5 (a)'daki gibi ideal durumda,

ısı değiştirici kolonun tüm tepleri arasında gösterilir. Şekil 1.5 (b)'deki gibi pratikte ısı değiştiriciler kolonun alt ve üstünde olmak üzere 2 tanedir. Bu kolon, ayrı birer kaynatıcı ve yoğuşturucuyada sahip olan sıralı ısı değiştiricili diyabatik bir distilasyon kolonudur [32].



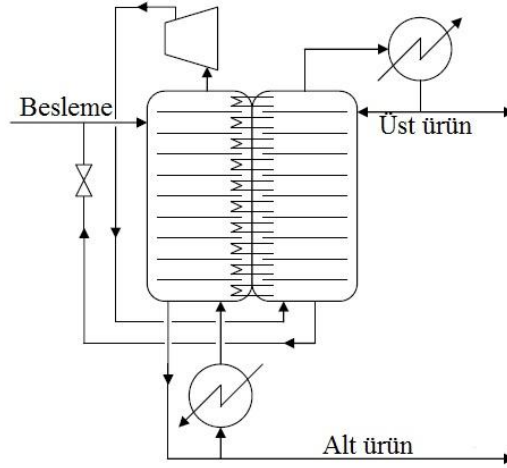
Şekil 1.5. İdeal diyabatik ve sıralı diyabatik distilasyon kolonları [31]

Geleneksel distilasyon kolonlarında termal enerji kolonun üst, alt ve besleme bölgelerinde yoğunlaşmıştır. Bu lokasyonlar, ilave besleme, ürün toplanma noktaları ve ara ısı değiştiriciler kullanılarak artırılabilir. Şekil 1.6'da iki parçalı, birbirleriyle temas halinde, yüksek basınç kısmından alçak basınç kısmına termal enerji transfer edilebilen, kaynatıcı ve yoğuşturuculu ısı dağılımlı distilasyon kolonu görölmektedir [33].

Geleneksel distilasyon kolonlarına kıyasla bir ısı dağılımlı distilasyon kolonu, iki büyük avantaja sahiptir. Bunların birincisi kolonların tüm yüksekliği boyunca ısı transferinin mümkün olmasıdır; termodinamik olarak daha verimli bir tasarıma imkan verir. İkincisi de bu ısı transferini gerçekleştirmekte kullanılacak olan yoğuşturucu ve kaynatıcının görevlerinde azalmadır. Bununla birlikte bu avantajları gerçekleştirmek için Şekil 1.6'da gösterildiği gibi ilave kompresör ve kısma valfi gereklidir [34].

Isı dağılımlı distilasyon kolonlarının (HIDiC) kullanımıyla HAT'larda enerji gereksinimi %30 civarında azaltılabilir. Plakalı ısı değiştirici tipinde HIDiC

kullanımıyla bir HAT için gerekli enerjinin %40'a kadar azaltılabileceği gösterilmiştir. Distilasyon kolonları arasında ısıl bütünleşmenin sağlanmasıyla distilasyon bölmesindeki ekserji kaybı %25 azaltılabilir [35].



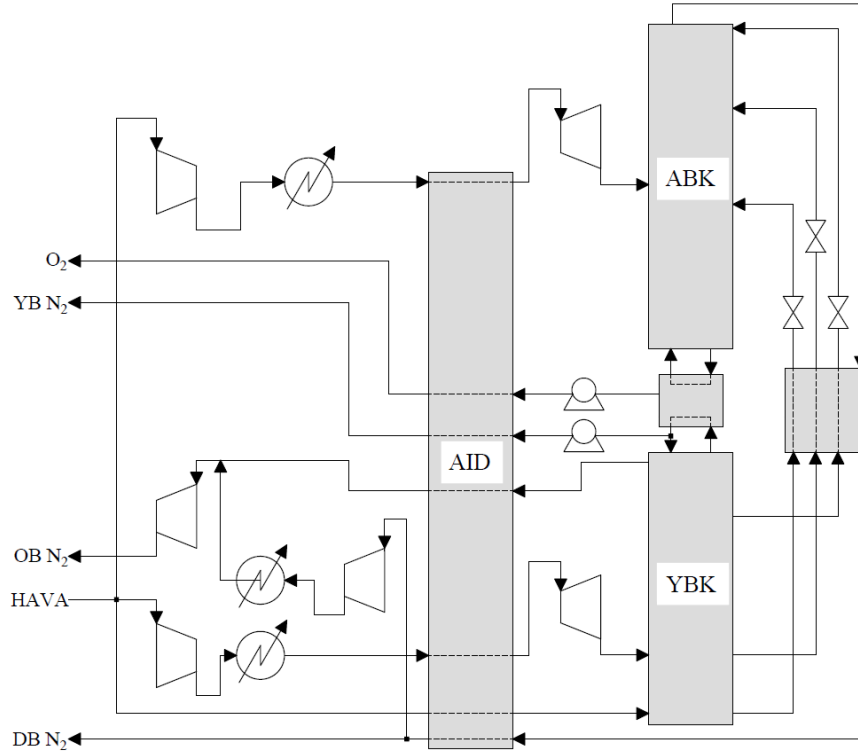
Şekil 1.6. Kaynatici ve yoğuşturucu, ısı dağılımlı distilasyon kolonu [31]

İki kolonlu HAT'ın akış şeması Şekil 1.7'de gösterilmiştir. En önemli unsurları 4,8 bar işletme basıncındaki YBK, 1,3 bar işletme basıncındaki ABK ve AID (ana ısı değiştirici) dir. İki kolon, YBK için bir yoğuşturucu, ABK için de kaynatici olarak işlev gören bir ısı değiştirici ile termal olarak birleştirilmiştir [8].

Bu tezin konusu olan HAT, 2 kolonlu bir proses olmasına karşın, Şekil 1.7'de gösterilen prosesle aralarında bazı farklar vardır. Bu tezde incelenen procesle temizlenen ve basınçlandırılan hava AID'den geçtikten sonra direkt olarak YBK'da genişletilir. YBK'nın 2 çıkışı vardır ve ikisi de ABK'ya girer. ABK'nın 4 çıkışı vardır. Bir akış evaporatif su soğutucusuna, bir akış rejenerasyon işleme, bir akış argon üretimi için argon kolonuna ve son akış da sıvı azot üretimine ayrılır [36].

Şekil 1.7'deki procesle ise hava, girişte 3 akışa ayrılmaktadır. İlk akış, sıkıştırılıp ortam sıcaklığına soğutulduktan sonra AID'den geçip sıvılaşır ve YBK'da genişletilir. İkinci akış direkt olarak kriyojenik bir sıcaklığa soğutulup YBK'ya beslenir. Üçüncü akış sıkıştırılıp soğutulduktan sonra genişletilerek ABK'ya beslenir. YBK'nın 5 çıkışı vardır. Bunların üçü kısılıp soğutularak ABK'ya girer. Diğer 2 akış, azot üretim akışıdır. ABK'nın 2 çıkışı vardır. Üst ürün AID'de YBK'dan gelen 3 akışı soğutmak için kullanılır. Diğer kısım OB ve DB azotu olarak kullanılır [8].





Şekil 1.7. İki kolonlu HAT şematik gösterimi [8]

Şekil 1.7’de şeması verilen 2 kolonlu prosesin simülasyonu yapılmış; simülasyonda pompa verimleri %50, kompresör verimleri %87, YBK’den önceki sıvı genişletici verimi %75, booster kompresör verimi %80 ve türbin verimi %87 olarak modellenmiştir. Bu verimler adyabatik verimlerdir [37]. Kullanılan verim değerleri, HAT cihazlarının ortalama verim değerleridir. Ayrıca 2 ve 3 kolonlu proseslerin sağlıklı kıyaslanabilmesi bakımından her iki simülasyonda da aynı verimler kullanılmıştır.

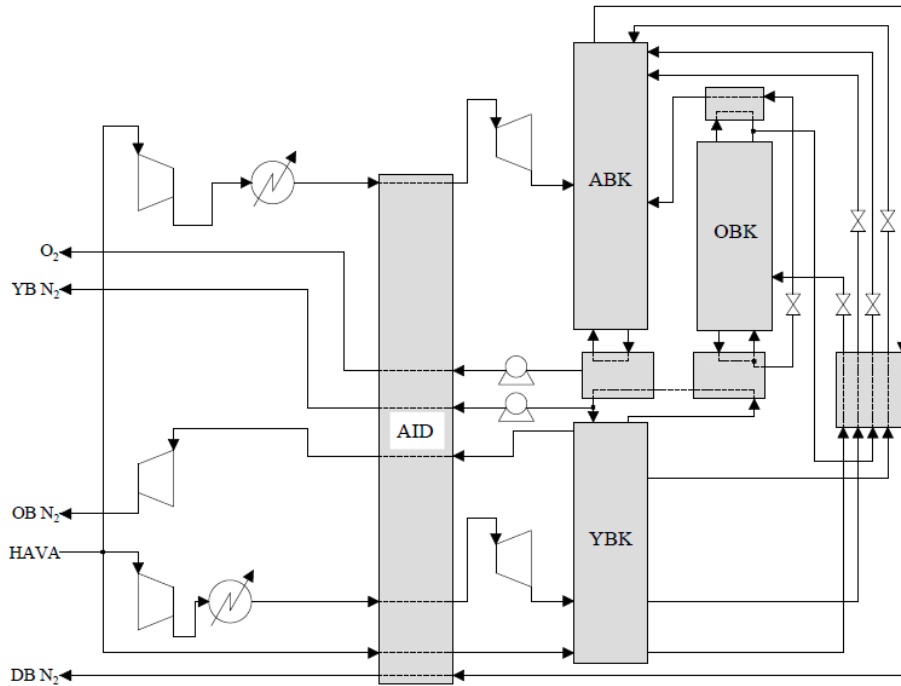
Simülasyon sonucu olarak Şekil 1.7’de gösterilen 2 kolonlu proses için ekserji verimi %34,7 olarak belirlenmiştir. Toplam ekserji kaybının %47,1’i ön besleme prosesinde (%6,3 kompresörler, %38,7 kompresör ara soğutucuları, %2,1 türbinler), %16,7’si AID’de, %26,5’i distilasyon prosesinde (%5,7 YBK, %14,1 DBK, %4,5 ısı değiştiriciler, %2,2 kısılma vanaları) ve %9,7’si ürün çıkış prosesinde (%3,3 pompalar, %3,8 kompresörler, %2,5 soğutucular, %0,1 karıştırıcılar) gerçekleşmektedir [37].

Şekil 1.8’de gösterilen 3 kolonlu HAT’ın, Şekil 1.7’de verilmiş olan 2 kolonlu HAT’tan ana farkı, YBK ve DBK arasında bir basınçta işletilen orta basınç

kolonudur (OBK). İşletme basıncı 2,8 bardır. OBK'nın altı, DBK'ya benzer şekilde ısı olarak YBK ile birleştirilmiştir [31].

OBK'nın üstündeki yoğuşturucu, soğutucu akışkan olarak kısılma valfinden geçen alt ürünü kullanır. OBK, YBK'nın alt ürünüyle beslenir ve OBK'dan çıkan ürün soğutulup kısıldıktan sonra DBK'ya beslenir [8].

Şekil 1.8'de gösterilen 3 kolonlu prosesin simülasyonu yapılmış; simülasyonda pompa verimleri %50, kompresör verimleri %87, YBK'dan önceki sıvı genişletici verimi %75, booster kompresör verimi %80 ve türbin verimi %87 olarak modellenmiştir. Bu verimler adyabatik verimlerdir [37].



Şekil 1.8. Üç kolonlu HAT şematik gösterimi [31]

Simülasyon sonucu olarak 3 kolonlu proses için ekserji verimi %37,8 olarak belirlenmiştir. Toplam ekserji kaybının %54,1'i ön besleme prosesinde (%7,2 kompresörler, %44,5 kompresör ara soğutucuları, %2,4 türbinler), %18,3'ü AID'de, %20,8'i distilasyon prosesinde (%5,9 YBK, %0,7 OBK, %6,1 DBK, %6,5 ısı değiştiriciler, %1,6 kısılma vanaları), ve %6,8'i ürün çıkış prosesinde (%3,7 pompalar, %3,1 kompresörler) gerçekleşmektedir. 3. kolonun ilave edilmesiyle HAT'a beslenmesi gereken işte %7 azalma olmuştur [8].



suyu hattı, P1 pompasıyla basınçlandırılarak 11 nolu boyler besi suyu hattı olarak kullanılır [16].

12 nolu ilave ortam havası C2 adyabatik kompresöründe 13 nolu hat olarak sıkıştırılır. 13 nolu hat C1 kompresöründen çıkan 14 nolu hatla birleştirilerek 15 nolu hava hattını oluşturur. C1 ve C2 kompresörleri, çevre şartlarına göre kontrollü olarak birlikte işletilir ve böylece aynı çıkış şartlarını sağlarlar [16].

Toplam sıkıştırılmış besi havası 15, indirekt olarak ısı değiştiricisi HE1'de 27 ve 24 nolu akımlara karşı soğutulur ve 16 nolu orta derecede soğutulmuş besi havası elde edilir. 16 nolu besi havası, HE2 ısı değiştiricisinde azotça zengin ürün akışları 26 ve 19'a karşı daha da soğutulur. Soğutulan 17 nolu hat hava ayrışım sistemine besi akımı olarak girmeden önce atık arıtma sistemi ME (Moleküler Elek)'de su, karbondioksit ve diğer kirliliklerinden temizlenir. Adsorber sisteminin rejenerasyon işleminde, adsorberin ısıtılması ve purge işlemi HE2 ısı değiştiricisinde ısıtılan 22 nolu sıcak azotça zengin ürün akımıyla ve adsorber tankının soğutulması da yaklaşık ortam sıcaklıklarındaki azotça zengin ürün akımı 19'dan ayrılan 29 nolu hatla sağlanır. Soğutulmuş ve temizlenmiş 18 nolu basınçlı hava akımı HAT'a girer. Burada azotça zengin 19 akımı (mol olarak konsantrasyonu %80-99,999 aralığında olabilir) ve oksijence zengin 20 akımı (mol olarak konsantrasyonu %50-99,9 aralığında olabilir) ayrıştırılır [16].

Azotça zengin gaz akımı 19 indirekt ısı transferiyle ısı değiştirici HE2'de orta soğutulmuş hava akımı 16'ya karşı ısıtılarak 21 nolu orta ısıtılmış azotça zengin akım elde edilir. Bu akımdan 22 nolu akım çekilir. 23 nolu azotça zengin akım, ET (Expansion Türbin)'de yaklaşık atmosfer basıncına genişletilir. ET ile eş çalışan C3 booster kompresörü, 20 nolu oksijence zengin akımı sıkıştırır ve 24 nolu akım elde edilir. 24 akımı HE1 ısı değiştiricisinde ısıtılır ve bu 25 nolu hat, sentez gazı üretmek için hidrokarbonların kısmi oksidasyonunda kullanılabilir [16].

Genişletilen azotça zengin ürün 26, HE2 ısı değiştiricisinde 16 akımına karşı ısıtılır. 27 akımı, HE1 ısı değiştiricisinde 15 akımına karşı daha da ısıtılır ve 28 akımı olarak HRSG'ye girer [16].

HAT ile GT'nin birlikte çalıştırılmasıyla proste 5 önemli kazanım sağlanır [16]:



Sistem, 1 nolu atmosfer havasından 2 nolu oksijen akışının ve en az bir (3 nolu akış) azot akışının üretildiği hava ayrışım tesisine sahiptir. Azot akışı, geleneksel tesislerde kısmen veya tamamen atmosfere atılmaktadır [17].

Hava ayrışımından üretilen azot akışı, yaklaşık ortam sıcaklığında, 200-1000 kPa basınç aralığındadır. 5 nolu azot akışı, ET genişleticisinde yaklaşık ortam basıncına genişletilerek sıcaklığı 288 K'den 208 K'e düşürülür [17].

Gaz türbininin hava kompresörüne beslenen hava akışının soğutulmasıyla giriş havasının miktarında %10, sistemin veriminde %4, sistemin net güç çıkışında %10 artış olur. Gaz türbini kompresörüne azot akışının beslenmesinin sonucu olarak gaz türbininin NO<sub>x</sub> emisyonlarında azalma olur [17].

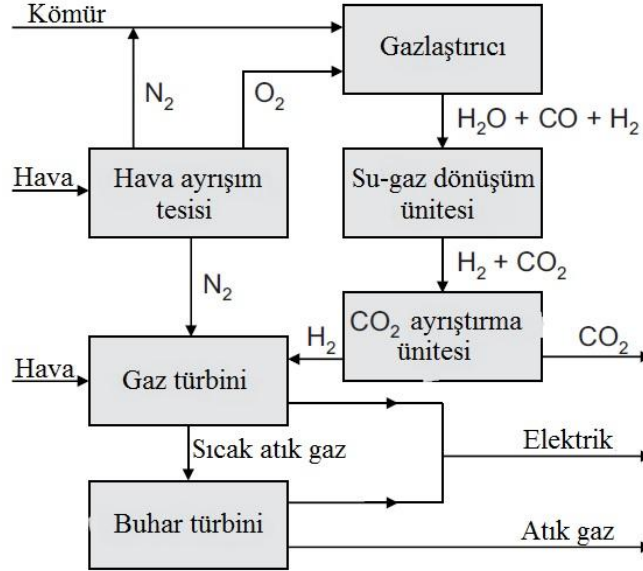
Opsiyonel olarak gaz türbini kompresörünün girişine havayı ön soğutmak için bir evaporatif soğutucu yerleştirilerek verimde bir miktar daha iyileşme sağlanabilir [17].

Dünya çapında oluşan sera gazı emisyonlarının dörtte biri fosil yakıtlı güç ünitelerinden kaynaklanmaktadır. Bu emisyonların sebep olduğu iklim değişikliğini engellemek için CO<sub>2</sub> yakalama santralleri geliştirilmiştir. Entegre gazlaştırma kombine çevrimi IGCC (Integrated gasification combined cycle) bu konuda en umut verici santrallerden biridir. HAT, IGCC'nin ana ünitelerinden biri olarak hem gazlaştırıcıya oksijen ve azot, hem de gaz türbinine azot sağlar [38].

Şekil 1.11'de görülen proste toz halindeki kurutulmuş kömür, yüksek basınçlı azot kullanılarak gazlaştırıcıya gönderilir. Kömüre gazlaştırıcıda saf oksijen verilir. Su-gaz dönüşüm ünitesinde CO ve H<sub>2</sub>O, CO<sub>2</sub> ve H<sub>2</sub>'e dönüştürülür. CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>'den ayrıştırılarak depolanır. Hidrojen, azotla seyreltilerek gaz ve buhar türbinlerinde elektrik üretmek için sıkıştırılmış havayla yakılır [39].

CO<sub>2</sub> yakalama ve IGCC ile birlikte çalışan HAT, kompresörler için %87, sıvı pompaları için %50, sıvı genişleticiler için %75, booster kompresör için %80 ve türbin için %87 adyabatik verimleriyle modellenmiştir. Sonuç olarak HAT'taki toplam ekserji kaybının %41'ini oluşturan kompresör ara soğutucularının ekserji kaybı, IGCC ile birlikte çalışma durumunda toplamın %10'una kadar düşmüştür.

Toplam ekserji kaybına oranla ısı değiştircilerin ekserji kaybı %38, distilasyon kolonlarının %30 ve kompresörlerin %19'dur. Bu sistemle çalışan IGCC'nin net elektrik veriminde de %0,74 artış sağlanmaktadır [31].



Şekil 1.11.CO<sub>2</sub> yakalama ve IGCC ile birlikte çalışan hava ayrıştırma tesisi [39]

Türkiye'nin 2009 yılı itibariyle yıllık bilinen yalnızca oksijen üretimi 2 500 000 000 Nm<sup>3</sup>'ün üzerindedir. Azot ve argon ise bunun dışındadır [40].

Türkiye'deki hava ayrıştırma ünitelerinin bir kısmı eski teknolojiye sahip ya da düşük kapasitelidir. Elektrik sarfiyatları yüksektir. Bu yüzden bazı hava ayrıştırma üniteleri çalıştırılmamaktadır. Türkiye'de bulunan pek çok hava ayrıştırma ünitesinde 1 Nm<sup>3</sup> oksijen üretmek için takriben 0,8-1 kWh arasında elektrik kullanılmaktadır. Bu yüksek bir sarfiyattır. Yeni kurulan fabrikalarda bu oran kapasiteye bağlı olarak oldukça aşağlara çekilmiştir. İsdemir'in 2008 de devreye alınan 7. Hava ayrıştırma ünitesinde elektrik tüketimi 1 Nm<sup>3</sup> oksijen için 0,39 kWh'tir [40].

Yaşadığımız dünyada elektrik üretiminin %80'i fosil yakıtlardan sağlanmaktadır. Türkiye'de de benzer durum mevcuttur. Türkiye'nin elektrik üretiminde doğalgazın payı %40'ın üzerindedir. Kombine çevrim teknolojilerinde elektrik üretiminde doğalgazın kullanılması, linyitle sağlanan %32 verimliliği, %60'lara taşımiştır. [41].

Geleneksel elektrik üretim sistemlerinde verim %35-40 civarındayken, trijenerasyon veya kojenerasyon sistemiyle üretilen enerji verimliliği %95'e, yakıt tasarrufu %40'a kadar çıkmaktadır.[42].

Bu çalışmada şimdiye kadar yapılmış çalışmalardan farklı olarak Linde prosesinin bir trijenerasyon tesisiyle entegre olarak çalıştırılması durumu incelenerek prosesin şebekeden bağımsız olmak üzere şebeke elektriğiyle işletme durumuna göre daha az güçle işletilmesi, cihaz verimlerinde artış ve birim ürün başına maliyette azalma sağlanması hedeflenmiştir.



## 2. HAVANIN ANA BİLEŞENLERİ VE ENDÜSTRİYEL KULLANIM ALANLARI

Atmosfer havasının bileşimi (nem oranı hariç) çok dar sınırlar arasında değişir. Kuru havanın en önemli bileşenleri aşağıda Tablo 2.1’de listelenmiştir.

Tablo 2.1. Kuru hava bileşenlerinin mol kütleleri ve kaynama noktaları [2]

Bileşen	Kimyasal Sembol	Mol Kütle (kg/kmol)	Hacimsel Yüzde	Kütleli Yüzde	Kaynama Noktası (K)
Azot	N <sub>2</sub>	28,014	78,09	75,56	77,4
Oksijen	O <sub>2</sub>	31,999	20,95	23,16	90,2
Argon	Ar	39,948	0,93	1,28	87,3
Karbondioksit	CO <sub>2</sub>	44,010	0,01	0,05	-
Helyum	He	3,017	0,00046	0,00006	3,2
Neon	Ne	20,183	0,0016	0,0011	27,1
Kripton	Kr	83,800	0,00011	0,00032	119,9
Ksenon	Xe	131,300	0,000008	0,00004	165

Hacimsel olarak bu bileşimin %99,04’ünü oksijen ve azot oluşturur. Bu iki gazın konsantrasyonu dünyanın her yerinde neredeyse aynıdır. Bu hacimce %0,93 olan argon için de geçerlidir. Hidrojen, karbondioksit ve hidrokarbon konsantrasyonları ise belli sınırların altındadır. Havadaki su buharı içeriği ise, sıcaklık, buharlaşma, meteorolojik ve yerel şartlar sonucu çok değişkendir [43].

Hava ayrışım tesislerinde emişteki akış her zaman kuru hava üzerinden belirlenir. Prosesin çalışmasını etkileyecek, hatta donma ve tıkanmaya sebep olabilecek CO<sub>2</sub> ve nemi tutan molekül yakalayıcı eleklerden (Moleküler sieve bataryaları) sonra hatta bulunan bir orifisten ölçüm yapılarak emilen kuru hava akımı istenen debide ayarlanır. Bu molekül yakalayıcı eleklerden sonra geriye sadece mamül olacak olan gazlar oksijen, azot ve argon kalmaktadır [44].

## 2.1. Oksijen

Oksijen canlıların yaşamı için hayati önem taşır. Oksijen solunum için gerekli olup organik maddelerin yükseltgenmesinde, kömür, gaz, odun gibi maddelerin yanmasında yoğun şekilde tüketilir. Oksijenin kaynağını fotosentez sonucunda ortaya çıkan serbest oksijen oluşturur. Oksijen, havada serbest halde, suda ise çözülmüş olarak ve toprak içinde de en çok nitrat, fosfat ve karbonat bileşikleri içinde yer kabuğunda bulunmaktadır [45].

Oksijenin kritik sıcaklığı 154,6 K'dir. Oksijen, bu sıcaklığın üzerinde basınç ile sıvılaşmaz. Oksijenin kritik basıncı 5043 kPa'dır. 101,325 kPa basınçtaki ergime noktası 54,4 K ve kaynama noktası 90,2 K'dir. Şayet belli hacimdeki sıvı oksijen, normal şartlar altında (101,325 kPa ve 293,15 K) buharlaştırılırsa, buharın hacmi sıvı hacminin 860 misli olur [46].

Oksijen gazının kullanım alanları oldukça çoktur [47]:

- Asetilen, LPG, hidrojen gibi gazların yanında metallerin kesimi, kaynağı ve sertleştirilmesinde;
- Yüksek irtifa uçuşlarında;
- Çelik ocaklarında karbonun tasfiyesinde;
- Roketlerde hidrojenle birlikte yakıt olarak;
- Nitrik asit ve etilen üretiminde;
- Cam ve seramik fırınlarında;
- Demir çelik fırınlarında;
- Evrensel ve atık su tasfiyesinde;
- Ozon üretiminde;
- İçme suyunun temizlenmesinde;
- Kimyasal oksitleme proseslerinde;
- Tıpta, akciğer enfeksiyonlarında anestezide;
- Alüminyum, kurşun, bakır, çinko gibi maddelerin eritilmesinde;
- Balık üretme çiftliklerinde sudaki oksijenin zenginleştirilmesinde;
- Endüstriyel fırın ve ocaklarda üretim kapasitesinin ve verimin artması için yanma havasının zenginleştirilmesinde oksijen kullanılmaktadır.

## 2.2. Azot

Azot, renksiz, kokusuz, tatsız ve atıl bir gazdır. Azot tüm canlı dokularında bulunur ve ayrıca aminoasit, amonyak, nitrik asit ve siyanür gibi önemli bileşikler de meydana getirir. Hayvan dışkılarının yine büyük bir kısmını üre ve ürik asit olarak azot oluşturur [48].

Azotun kritik sıcaklığı 126,2 K'dir. Azot, bu sıcaklığın üzerinde sadece basınçla sıvılaştırılmaz. Azotun kritik basıncı 3398 kPa'dır. 101,325 kPa basınçtaki ergime noktası 63,2 K ve kaynama noktası 77,4 K'dir [49].

Azotun da kullanım alanı çok geniş olup, oksidasyonun istenmediği ortamlarda hava yerine kullanılabilir[50]:

- Paketlenmiş gıdaların tazeliğini korumak için: Azot gıda ürünüde oksidatif bozulmayı, bakteri ve küf üremesini geciktirerek, ürünün raf ömrünü uzatır, güvenli ve kaliteli olmasını sağlar.
- Güvenlik amacıyla sıvı patlayıcıların üzerini örtmek için,
- Geçirgeç (transistör), diyot ve tümeşik devre gibi elektronik bileşenlerin üretiminde,
- Paslanmaz çelik üretiminde,
- İnert, nemsiz ve oksitleyici olmayan özelliklerinden dolayı otomobil tekerlerinin dolusunda.
- Gıda ürünlerinin daldırılarak dondurulması ve taşınımında,
- Canlı dokuların, üreme hücrelerinin (sperm, yumurta) ve diğer biyolojik örnek ve malzemelerin dondurularak korunmasında,
- Bilim eğitimindeki görsel deneylerde,
- Yüksek hassasiyetteki algılayıcılar ve düşük gürültü seviyeli amplifikatörlerde soğutucu olarak,
- Dermatolojide nahoş görünümlü siğil veya potansiyel kanser riski taşıyan cilt yaralarının alınmasında,
- CPU ve GPU gibi bilgisayar donanımlarının soğutma sistemlerinde soğutucu olarak.

### 2.3. Argon

Renksiz, kokusuz ve tatsız bir gazdır. Soygazlardandır. Sanayide gazla doldurulan elektrik lambalarında yaygın olarak kullanılır. Dünya atmosferinde %1'den az oranda bulunmakta ve böylece en yaygın soygaz olmaktadır [51].

Argon gazının kullanım alanları aşağıdaki gibi sıralanabilir [52]:

- Kaynak işleminde (MIG/MAG ve TIG kaynağı) koruyucu atmosfer oluşturmak için
- Kaliteli çelik üretiminde, homojen bir çelik banyosu sağlanması ve banyo içerisinde oluşan, döküm sonrası mekanik özellikleri kötü yönde etkileyecek gazların tasfiyesi için (Argon degassing).
- Ampul imalatında,
- Elektronik sanayinde bazı kristallerin üretimi sırasında inert koruyucu atmosfer sağlamada,
- Spektrometrik analiz cihazlarında taşıyıcı gaz olarak,
- Bazı özel metallerin saflaştırılması sırasında inert koruyucu atmosfer oluşturulmasında kullanılır.

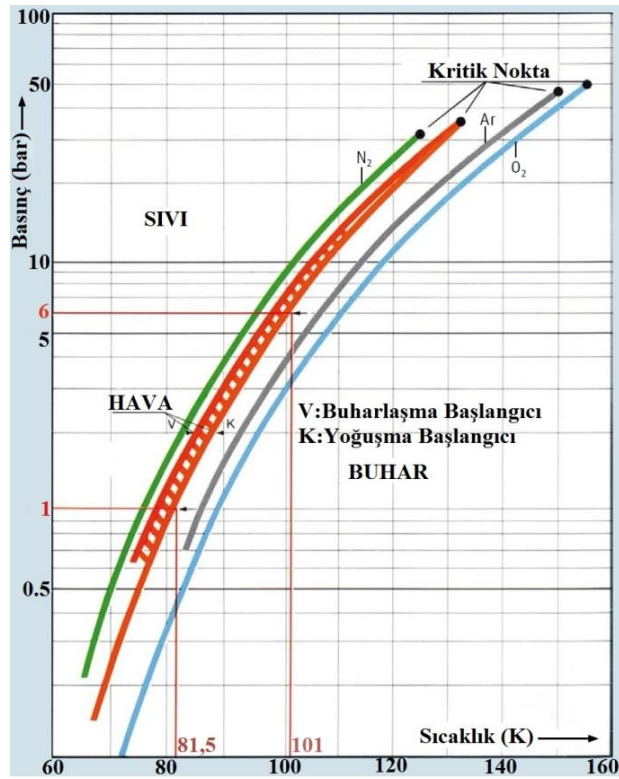
Oksijen, azot ve argon gazları saf olarak bu kadar geniş kullanım alanları yanında ayrıca belirli oranlarda hazırlanan karışım gazları olarak da çok geniş kullanım alanları bulmaktadır[53]:

- Lazer kesim rezonatör gazları.
- Plazma kaynağı koruyucu gazları ve plazma kesim gazları.
- Çeşitli ısı işlem gazları.
- Gıda paketlemesi için koruyucu gaz karışımları.
- Kalibrasyon gaz karışımları.

### 3. LİNDE PROSESİ

Linde prosesiyle havanın ayrıştırılmasında temel prensip Şekil 3.1’de gösterildiği gibi havanın basıncının yaklaşık 6 bara çıkarılması ve sıcaklığının da yaklaşık 101 K civarına düşürülmesidir. Bu şartlarda azot, gaz fazda kalıp direkt olarak ayrışmaktadır. Geriye kalan sıvı oksijen-argon karışımına da bir dizi distilasyon işlemi uygulanmaktadır [28].

Şekil 3.1’de görüldüğü gibi ayrıştırma işlemi 1 bar 81,5 K’de yapılabileceği gibi, yaklaşık 120 K sıcaklık ve buna uygun bir basınçta da yapılabilir. Fakat seçilmiş olan 6 bar ve 101 K değerleri çalışma şartları açısından en optimum değerlerdir [28].



Şekil 3.1. Atmosferik gazların buhar basıncı eğrileri [28].

Linde prosesiyle havanın ayrıştırıldığı üniteler hava ayırışım tesisi (HAT) olarak adlandırılır. HAT, havanın molekül yakalayıcı kimyasal malzemelerden oluşan bir

elekten geçirilmek suretiyle ön temizliğinin yapılarak, düşük sıcaklıklarda basınç ve sıcaklık farkları oluşturularak ayrıştırılması esasına göre çalışır [54].

Bir hava ayrışım tesisi; hava basınçlandırma, ön soğutma ve filtrasyon prosesi (HBÖSFP), azot basınçlandırma ve genişletme prosesi (ABGP), distilasyon ve saflaştırma prosesi (DSP) ve soğutma kulesi olmak üzere dört alt proseste incelenebilir.

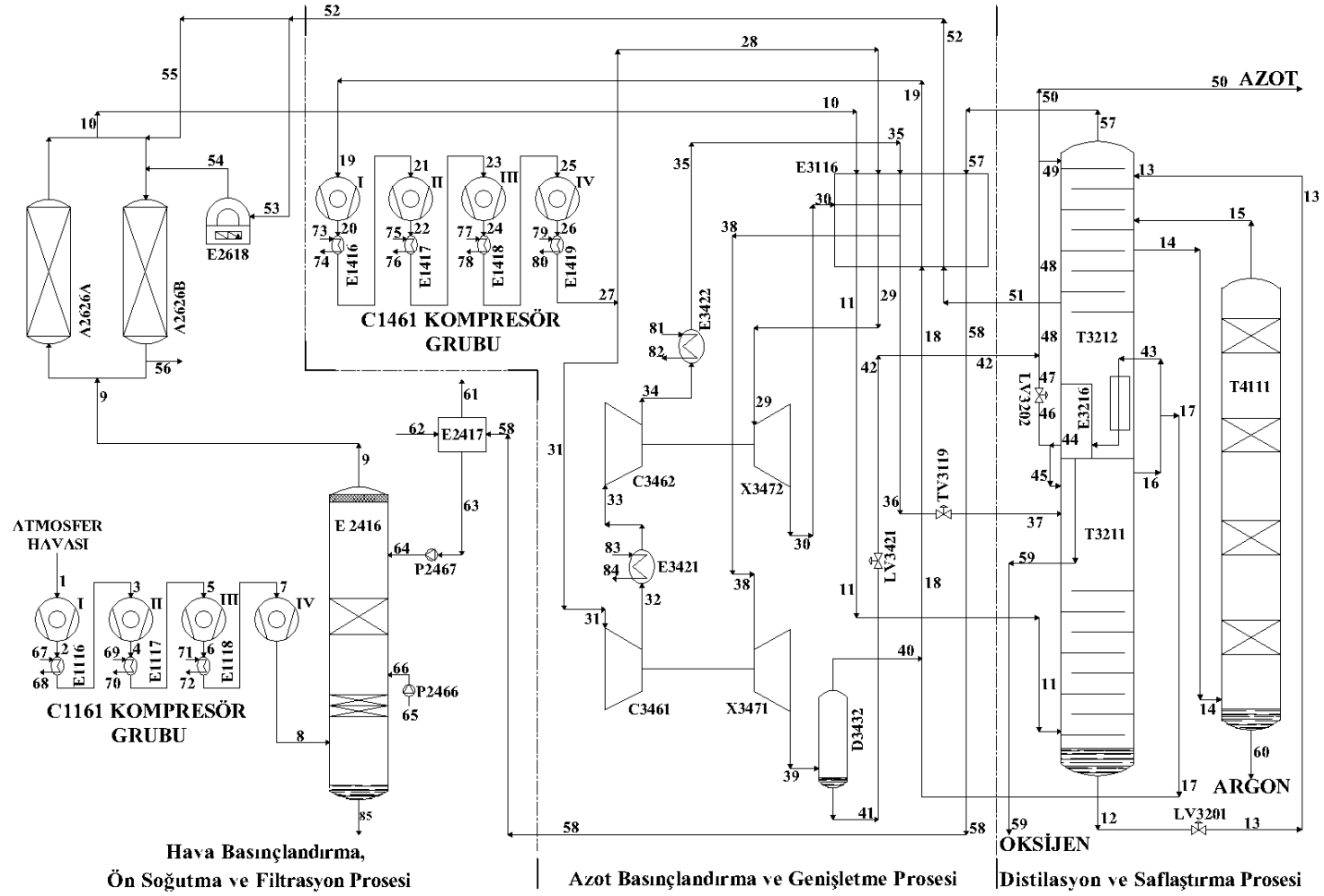
Bu çalışmada Linde A.Ş. firmasının inşa ettiği 250 t/gün kapasiteli bir HAT termodinamik olarak incelenmiştir. Bu tesisinin komple akım şeması

Şekil 3.2’de gösterilmiştir. Diğer alt proseslerin akım şemaları sırasıyla Şekil 3.3, Şekil 3.4, Şekil 3.5 ve Şekil 3.6’da gösterilmiştir.

Proses havası, kompresöre girmeden önce hava filtrelerinden geçirilme yoluyla filtrelendir. Bu filtrelerden geçirmedeki amaç havadaki toz, yaprak, böcek vs. katı partiküllerin tutulmasıdır [36].

Hava filtresinden geçen proses havası, C1161 hava kompresör grubuna girer. C1161, 4 kademeli, elektrik motoruyla tahrik edilen santrifüj bir kompresör grubudur. Hava kompresör grubunda kademeli olarak sıkıştırılan hava, kompresör grubu çıkışında 648,5 kPa basınca ulaşır. Hava kompresör grubunun dört kademesi arasına 3 adet soğutma suyu ara kademe eşanjörü yerleştirilmiştir. Son kademededen sonra eşanjör yoktur. Bunun nedeni havanın kompresör grubundan 648,5 kPa çıkış basıncında 343,15 K gibi yüksek sıcaklıklarda çıkmasını sağlayarak bağıl nemini düşük tutmaktır. Kısacası kompresör grubu çıkışında havanın bağıl neminin düşük olması istenmektedir. Çünkü bundan sonraki adımda hava evaporatif bir soğutucuda üzerine soğutma suyu yağmurlanarak soğutulacak; bu sayede havanın içeriğinde bulunabilecek NH<sub>3</sub> gibi istenmeyen ağır bileşikler de çöktürülecektir [36].

Kompresör grubunun dördüncü kademesinin çıkışında su zerrecileriyle temas yoluyla soğutma yapan E2416 evaporatif hava soğutucusu yer alır. Proses havası soğutucunun alt kısmından girer ve üst kısmına doğru geçerken yağmurlanan suyla 285,15-288,15 K’lere kadar soğutulur. Bu metot kullanılarak SO<sub>2</sub>, SO<sub>3</sub> ve NH<sub>3</sub> gibi zararlı bileşenler de uzaklaştırılmış olur [36].



Şekil 3.2. İki defa basınçlandırılmalı Linde çevrimine göre çalışan hava ayırışım tesisi akım şeması

E2416 soğutucusunda proses havasını soğutmak için soğutma suyu kullanılır. Soğutma suyu soğutma kuleleri çıkışında 430 kPa, 305,85K şartlarındadır. Soğutucunun alt kısmına soğutma suyu, direkt olarak sistemden pompalar vasıtasıyla taşınır. İstenen proses havası sıcaklık değerlerine ulaşılması açısından E2416 soğutucusunun üst kısmına fazladan soğutulmuş soğutma suyu beslenir [36].

Bu soğutma, Cold Box'tan buraya gelen saf kuru azot gazının yağmurlanan su içinden geçirilmesi suretiyle doyurulması; bu sayede suyun da soğutulması etkisinden faydalanılarak iş gören bir evaporatif su soğutucusunda (E2417) elde edilir. Amaç E2416 soğutucusundan geçirilen proses havasının çıkış sıcaklığını 285,15-288,15 K şartlarına getirmektir [36].

Proses havasını soğutmak üzere yağmurlanan soğutma suyu ve fazladan soğutulmuş su, E2416 soğutucusunun alt kısmında belli bir seviyede toplanır ve buradan soğutma suyu sistemine dahil olur [36].

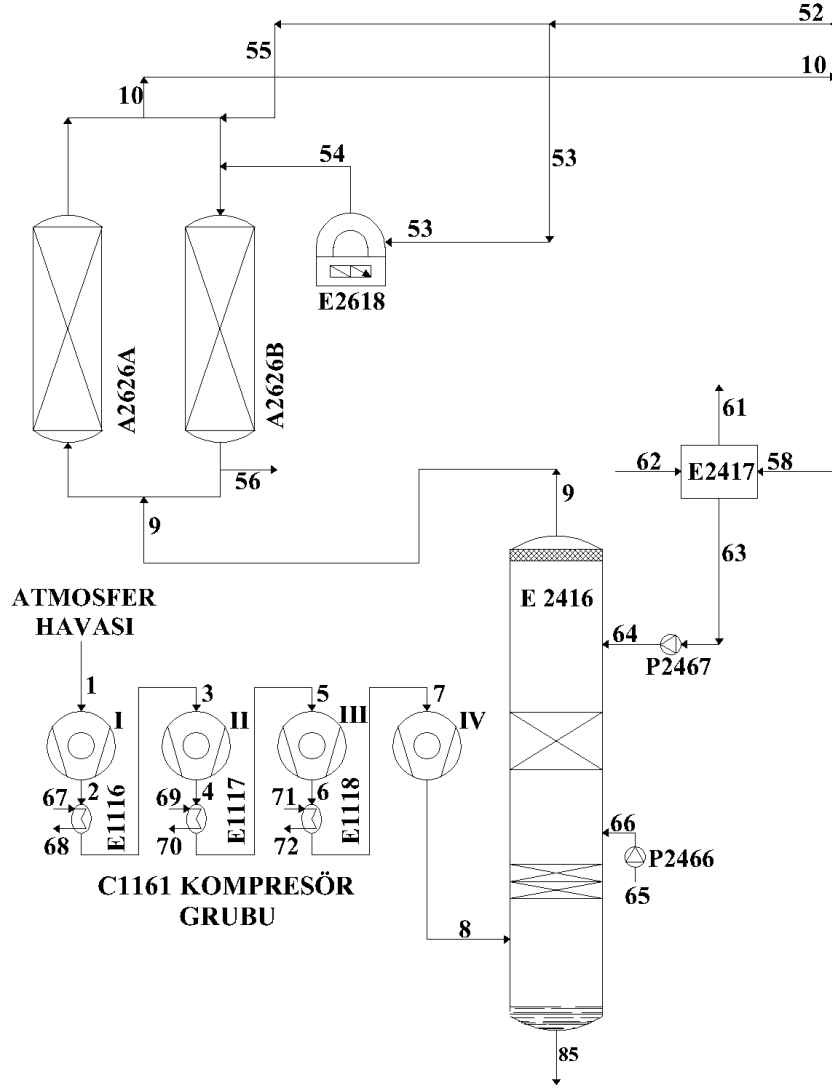
Bundan sonra soğutulmuş proses havası, tesisin mevcut iki adet sırayla çalışan molekül emicilerinin (A2626A ve A2626B) birinden geçirilir ve burada istenmeyen CO<sub>2</sub>, hidrokarbon bileşikleri ve arta kalan su buharı proses havasından uzaklaştırılır. Tesisteki mevcut iki molekül emiciden biri çalışır durumdayken; diğeri tuttuğu istenmeyen moleküllerden temizlenme (rejenerasyon) işlemindedir [36].

Tesiste debi ölçümü molekül emicilerden sonraki bir orifisten yapılır. Buradan alınan ölçümle hava emiş vanası FIC2615, PLC kontrollü olarak debiyi setlenmiş değere ayarlar. Dolayısıyla tesisin emişinde okunan hava debisi kuru havayı göstermektedir [36].

Molekül emicilerin temizlenmesi için, elektrik ısıtıcısı H2618 vasıtasıyla ısıtılan (alçak basınç kolonu T 3212'nin üst kısmında üretilen) kuru, azotça zengin oksijen, argon karışımı gaz (54 nolu hat) kullanılır. Temizleme işleminden sonra soğutma da yine aynı yerden temin edilen soğuk kirli azot (55 nolu hat) ilgili valfler tarafından yönlendirilerek sağlanır. Temizlenme işlemi ve molekül emicilerin sıra değişimleri PLC tarafından otomatik olarak gerçekleştirilir [36].



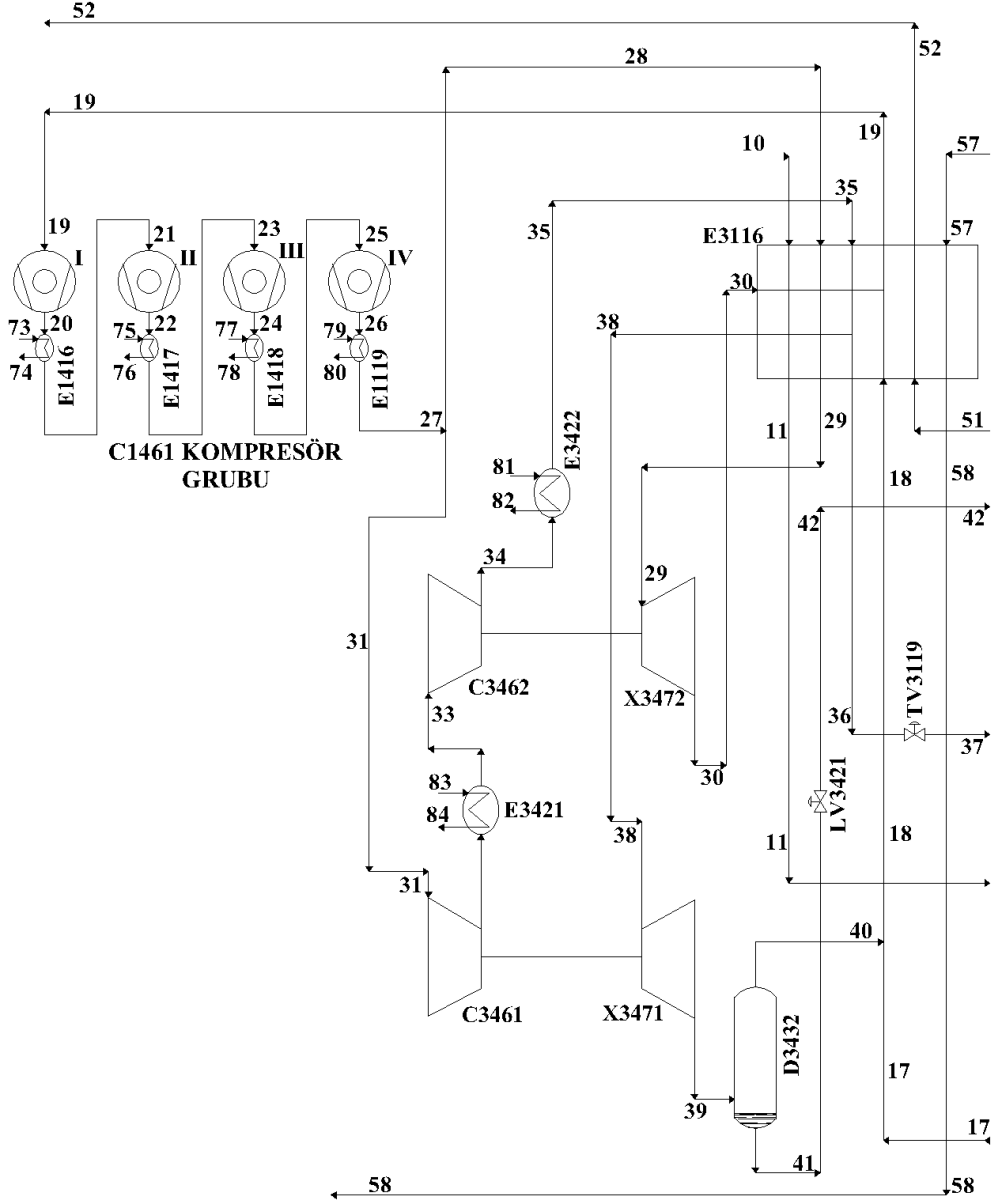
Molekül emicilerden çıkan proses havası, yüksek basınç kolonu (YBK) T3211'in alt kısmına beslenmeden önce direkt olarak Coldbox'a girer. Burada proses havası, ana ısı değıştircisi E3116 sayesinde yaklaşık sıvılaşma sıcaklığı olan 101,15 K seviyelerine kadar soğutulur. Ana ısı değıştircisinde karşı akış olarak kullanılan azot gazlarının sıcaklıklarını 293,15 K ile 303,15 K'lere kadar çıkar [36].



şekil 3.3. Hava Basınçlandırma, Ön Soğutma ve Filtrasyon Prosesi

T3211 YBK'daki proses havası, alt kısımda sıvı oksijen-azot-argon karışımı ve üst kısımda saf azot şeklinde ayrıştırılmış şekildedir. Yani saf azot gazının elde edildiği yer YBK'dır. Altta ki ürün, LV3201 valfinde adyabatik kısılmadan sonra T3212 alçak basınç kolonunda (ABK) genişletilir [36].

Üstteki saf azot üretiminin yaklaşık yarısı, E3216 yoğuşturucusunda, ABK tarafındaki oksijenin buharlaştırılmasına karşın sıvılaştırılır ve bu sıvı azot YBK ve ABK'ları arasındaki dengeyi kurmada karşı akış olarak hizmet eder. Bu sıvı azotun fazlası, sıvı azot tankına üretim olarak gönderilir [36].



Şekil 3.4. Azot Basınçlandırma ve Genişletme Prosesi

T3211 kolonunun üst kısmındaki saf gaz halindeki azotun diğer yarısı, proses havasının soğutulmasında kullanılan dönüşüm azotu olarak ve ana ısı değiştiricisi E3116'da ısı transferindeki dönüşüm azotu olarak kullanılır [36].

Bu 519 kPa basıncındaki azot, azot kompresör grubu C1461 tarafından emilir. C1461, bir elektrik motoru tarafından tahrik edilen 4 kademeli santrifüj bir kompresör grubudur. Azot kompresör grubunun dört kademesi arasındaki 3 adet soğutma suyu ara kademe eşanjöründen başka, kompresör grubunun çıkışında da bir eşanjör bulunur. Bu sayede azotun çıkış sıcaklığı 303,15-323,15K civarlarındadır. Azot, C1461'in çıkışında iki kısma bölünür [36].

İlk kısım direkt olarak Coldbox'a girer. Burada E3316 ısı değiştiricilerinde yaklaşık 263,75 K'e kadar soğutulur. Daha sonra sıcak türbine (X3472) beslenir ve burada 537 kPa civarlarına genişletilir [36].

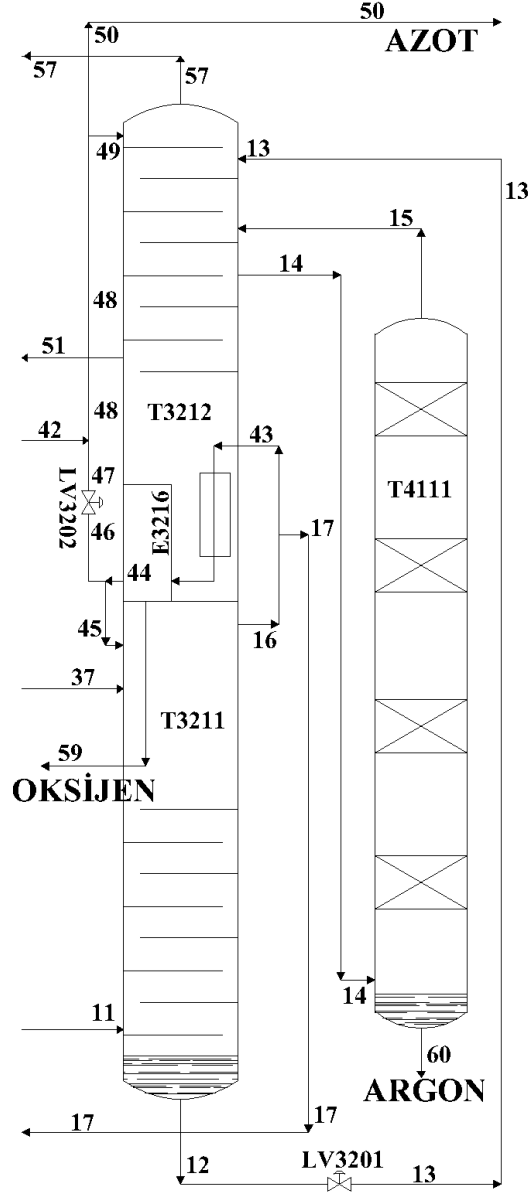
Azotun diğer kısmı, genişleme türbinleriyle bağlantılı olan 2 adet seri olarak çalışan basınç yükseltici (booster) kompresör vasıtasıyla yaklaşık 5895,5 kPa basınca kadar sıkıştırılır. Bu yüksek basınçlı azot, Coldbox'a girer. Burada soğutulduktan sonra ikiye ayrılır. Bir kısmı yaklaşık 171,65 K'e soğutulduktan sonra soğuk genişleme türbinine (X3471) beslenir. Diğer kısım daha da fazla (yaklaşık 142 K'e kadar) soğutulur ve tamamı TV3119 genişletme valfinden geçtikten sonra yüksek basınç kolonunun üstüne beslenir [36].

Sıcak türbinde genişletilen azotun tümü YBK'dan gelen 539,3 kPa basınçtaki azotun içine beslenir. Buradan E3116 ana ısı değiştiricisine gidip karşı akışta kullanılıp ısındıktan sonra tekrar azot kompresör grubuna döner [36].

Soğuk türbinde genişletilen azotun hemen hemen tümü de YBK'dan gelen 539,3 kPa basınçtaki azotun içine beslenir ve azot kompresör grubuna döner. Bu azotun çok küçük bir miktarı, türbindeki genişleme esnasında sıvılaşmıştır. Bu sıvı azot, D3432 azot separatörünün altından ayrılır ve sıvı azot üretim hattına beslenir [36].

ABK'nın alt kısmında saf sıvı oksijen, üst kısmında saf-kirli karışık gaz halde azot ayrışır. Saf sıvı oksijen, bir sıvı pompası vasıtasıyla oksijen tankına gönderilir. Gaz haldeki saf ve kirli azot, soğutucu ve ısı değiştiricilerde karşı akış olarak kullanılmak suretiyle bir miktar ısı kaybeder. Bundan sonra iki tip işlev icra eder [36].

Kirli azot (51 nolu hat), molekül emicilerin temizlenmesinde kullanılır. Saf azot (57 nolu hat) ise buharlaşma vasıtasıyla ısı taşıma yoluyla soğutma suyunu aşırı soğutmak amacıyla E2417 evaporatif su soğutucusunda kullanılır [36].

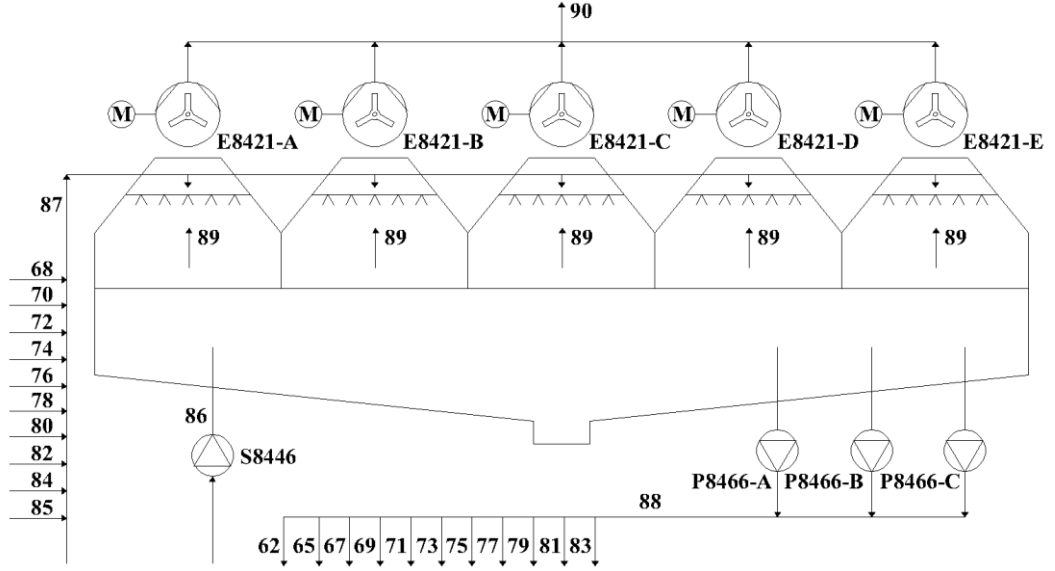


Şekil 3.5. Distilasyon ve Saflaştırma Prosesi

Tüm prosesin başlıca soğutma gereksinimi, 2 genişletme türbini ve 2 genişletme valfi sayesinde azotun genişletilmek suretiyle soğutulması yoluyla sağlanır [36].

Argon oluşumu, argon kolonu T4111’de gerçekleştirilir. Argonca zengin oksijen gazı, alçak basınç kolonundan bir kolla ayrılıp T4111 argon kolonuna beslenir.

T4111 argon kolonunun alt kısmında sıvı argon ayrıştırılır ve argon tankına gönderilir. Üst kısımlardaki oksijence zengin gaz, ABK'ya geri beslenir [36].



Şekil 3.6. Soğutma Kulesi

Tesiste kullanılan su soğutma kulesi cebri çekişli karşı akışlı tip bir su soğutma kulesidir. İşletmeden ısınmış gelen su, özel olarak imal edilmiş su dağıtım sistemi ve fiskiyeler yardımı ile kulenin tüm kesitine yukarıdan aşağı doğru homojen olarak püskürtülür. Püskürtülen su kütleleri, kule dolguları arasından süzülerek parçalanır. Dış ortamın nemine sahip hava, motor fan grubu yardımı ile dolgular üzerinden aşağıdan yukarıya doğru emilir. Dolgu soğutma yüzeyinde hava ile buluşan su havaya ısı vererek soğur ve az bir kısmı buharlaşır. Soğuyan su, kulenin soğuk su havuzunda toplanarak işletmeye gönderilir. Suyun buharlaşması sonucu nem artan hava (doyma oranına yakın), kulenin en üstünde bulunan fan bacasından atmosfere atılır [55].

#### 4. LİNDE PROSESİNİN TERMODİNAMİK OLARAK İNCELENMESİ

Linde A.Ş. tarafından 1994 yılında inşa edilmiş olan Linde Prosesine göre çalışan toplamda maksimum 250 t/gün sıvı oksijen, azot ve argon üretim kapasiteli bir kriyojenik hava ayırışım tesisinin tüm cihazları, prosesleri ve bir bütün olarak tesisin kendisi için Termodinamiğin I. Kanun ve II. Kanun analizleri yapılmıştır. Ayrıca cihazlarda yok edilen ekserjiler ve cihazların ekserji verimleri hesaplanmıştır.

Linde prosesi cihazlarının şebekeden çektikleri güç miktarları Tablo 4.1’de gösterilmiştir.

Tablo 4.1. Linde Prosesi cihazlarının şebekeden çektiği güçler [36]

Cihaz Adı	Adet	Gücü (kW)	Toplam Güç (kW)
C1161 Hava Kompresör Grubu Tahrik Motoru	1	2380	2380
C1161 Hava Kompresör Grubu Yağ Pompası	1	7,5	7,5
C1161 Hava Kompresör Grubu Yağ Tankı Egzoz Fanı	1	0,55	0,55
C1461 Azot Kompresör Grubu Tahrik Motoru	1	4420	4420
C1461 Azot Kompresör Grubu Yağ Pompası	1	7,5	7,5
C1461 Azot Kompresör Grubu Yağ Tankı Egzoz Fanı	1	0,75	0,75
X3471/X3472 Genleşme Türbinleri Yağ Pompası	1	5,5	5,5
X3471/X3472 Genleşme Türbinleri Yağ Tankı Egzoz Fanı	1	0,55	0,55
E2618 Elektrikli Isıtıcı	1	87	87
S8446 Sondaj pompası	1	22	22
E8421-A,B,C,D,E Soğutma Kulesi Fanları	5	30	150
P8466-A,B,C Soğutma Kulesi Pompaları	3	77	231
P2466 Precooling Su Pompası	1	22	22
P2467 Precooling Su Pompası	1	18	18
P3566 Sıvı Oksijen Pompası	1	1,5	1,5
P4566 Ham Argon Pompası	1	4	4
P7167 Oksijen Araç Dolum Pompası	2	22	44
P7367 Azot Araç Dolum Pompası	1	22	22
Ofis Isıtma/Soğutma	1	150	150
Saha Aydınlatmaları	1	196,15	196,15
		<b>Toplam</b>	<b>7770</b>

Bu analizlerin yapılması için gerekli olan debi, sıcaklık ve basınç değerlerinin tamamına yakını PLC kontrollü çalışan tesisin Scada sistemi üzerinden belirli bir anda alınan ekran çıktılarında sağlanmıştır. PLC'ye bağlı olmayan bazı sıcaklık ve basınç değerleri de tesisin belirli noktalarındaki manuel göstergelerden okunmuştur.

Linde prosesinin üretim kapasitesi maksimum 250 t/gün olmakla birlikte bu kapasite yaz aylarında hava sıcaklığına bağlı olarak 235 t/gün'e kadar düşebilmektedir. Çünkü sıcaklıkla havanın genleşmesi dolayısıyla hava kompresör grubunun emdiği kütleli hava debisinde azalma olur.

#### 4.1. Linde Prosesinin Termodinamik Modeli ve Modelde Yapılan Kabuller

Sürekli rejimde kütle korunumu Eşitlik (4.1)'deki gibi yazılabilir [56];

$$\sum \dot{m}_g = \sum \dot{m}_\varphi \quad (4.1)$$

Açık sistem ve kararlı rejim durumu için Termodinamiğin I. Kanunu veya enerji dengesi bağıntısı Eşitlik (4.2)'deki gibi yazılabilir [57];

$$\sum \dot{Q} - \sum \dot{W} = \sum \dot{m}_\varphi \left( h_\varphi + \frac{V_\varphi^2}{2} + gz_\varphi \right) - \sum \dot{m}_g \left( h_g + \frac{V_g^2}{2} + gz_g \right) \quad (4.2)$$

Türbin, kompresör, pompa, kısılma vanaları, karışma odaları ve ısı değiştirici gibi cihazlar için kinetik ve potansiyel enerjiler rahatlıkla gözardı edilebilir. Sistem adyabatikse ısı terimi de sıfır olur. Kısılma vanaları küçük elemanlar olduklarından adyabatik kabul edilebilirler. Diğer cihazlar da ısı terimi çok küçükse adyabatik kabul edilebilir [58].

Sürekli akış koşullarında çalışan bu cihazlar için adyabatik hal değişimi model alınarak, bu modele ne kadar yakın koşullarda çalıştıklarının ifadesi olan parametre, izentropik veya adyabatik verimdir [59].

1 giriş ve 2 çıkış halleri arasında çalışan bir türbinin adyabatik verimi, Eşitlik (4.3)'teki gibi tanımlanır;

$$\eta_T = \frac{\text{gerçek türbin işi}}{\text{izentropik türbin işi}} = \frac{w}{w_s} = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_{2s}} \quad (4.3)$$

1 giriş ve 2 çıkış halleri arasında çalışan bir kompresörün ve pompanın adyabatik verimleri ise;

$$\eta_c = \frac{\text{izentropik kompresör işi}}{\text{gerçek kompresör işi}} = \frac{w_s}{w} = \frac{h_{2s} - h_1}{h_2 - h_1} \quad (4.4)$$

$$\eta_p = \frac{\text{izentropik pompa işi}}{\text{gerçek pompa işi}} = \frac{w_s}{w} = \frac{v(P_2 - P_1)}{h_2 - h_1} \quad (4.5)$$

şeklinde yazılabilir [61].

Bir hal değişimi bir yönde gerçekleştikten sonra, çevre üzerinde hiçbir iz bırakmadan ters yönde de gerçekleşebiliyorsa bu hal değişimine tersinirdir denir. Doğadaki tüm hal değişimleri tersinmezdir. Türbin gibi iş üreten makineler en çok işi tersinir hal değişimine en yakın oldukları durumda yaparlar. Kompresör ve pompa gibi iş tüketen makineler de en az işi tersinir hal değişimine en yakın oldukları durumda gerektirirler [62].

Bir hal değişimi için tersinmezliğe neden olan ana etmenler, sürtünme, dengesiz genişleme, iki gazın karıştırılması, sonlu sıcaklık farkında ısı geçişi, elektrik direnci, katıların elastik olmayan şekil değiştirmeleri ve kimyasal reaksiyonlardır [63].

Termodinamik sistemler için sistem içinde oluşan tersinmezliklerden kaynaklı entropi değişiminden başka kütle akışı ve ısı transferiyle de entropi transferi olur. T sistem sınırındaki sıcaklık,  $\partial Q$  sonsuz küçük hal değişiminde sistemin çevre ile ısı alışverişi olmak üzere ısı geçişinden kaynaklı entropi transferi;

$$S_{\text{isi}} = \int_1^2 \left( \frac{\partial Q}{T} \right) \cong \sum \frac{Q_y}{T_y} \quad (4.6)$$

şeklinde ifade edilir [64].

Bir sistemin SASA durumu için entropi üretimi şu şekildedir [65];

$$\dot{S}_{\text{gen}} = \sum \dot{m}_\phi s_\phi - \sum \dot{m}_g s_g - \sum \frac{\dot{Q}_y}{T_y} \quad (4.7)$$



$\dot{Q}_y/T_y$  terimindeki  $T_y$  sistem sınırındaki mutlak sıcaklığı (yüzey sıcaklığı),  $\dot{Q}_y$  ise sistemden çevreye veya çevreden sisteme olan ısı transferini ifade eder.  $\dot{Q}_y$ 'nin işareti ısı geçişinin sistemden çevreye olduğu durumda eksi, çevreden sisteme olduğu durumda artı alınır. Yani entropi geçişinin işareti ısı geçişiyle aynı olmaktadır.

Termofiziksel ekserji, iş potansiyelinin veya enerjinin kullanılabilirliğinin bir ölçüsüdür. Bir akışın kullanılabilirliği (termofiziksel ekserjisi),  $\psi$  ile gösterilir ve "0" indisi çevre şartını göstermek üzere sürekli akışlı sürekli açık sistemler için bir akış hattının özgül termofiziksel ekserjisi, kinetik ve potansiyel enerjiler ihmal edilerek;

$$\psi = (h - h_0) - T_0 (s - s_0) \quad (4.8)$$

şeklinde yazılır. Akışın toplam termofiziksel ekserjisi  $\dot{E}_{tfiz}$ , kütleli debi  $\dot{m}$  ile özgül ekserji  $\psi$ 'nin çarpımıdır [66];

$$\dot{E} = \dot{m}\psi \quad (4.9)$$

Ekserji, ısı, iş ve kütleyle transfer edilir. Sürekli akışlı sürekli açık sistem ekserji dengesi;

$$\sum \left( 1 - \frac{T_0}{T_y} \right) \dot{Q}_y - \dot{W} + \sum_g \dot{m}\psi - \sum_{\dot{c}} \dot{m}\psi - \dot{E}_D = 0 \quad (4.10)$$

şeklinde dir. Bu denklemlerle verilen  $\dot{W}$ , açık sistemde yapılan gerçek iştir, bu aynı zamanda yararlı işe eşittir, çünkü sürekli akışlı açık sistemlerin sınırları sabit olup çevre işi söz konusu değildir [57].

Tersinir iş, yukarıdaki denklemde yok edilen ekserji ( $\dot{E}_D$ ) terimi sıfıra eşitlenerek bulunur. Tek akışlı bir cihaz için tersinir iş ifadesi şu şekildedir [68];

$$\dot{W}_{tr} = \dot{m}(\psi_1 - \psi_2) + \sum \left( 1 - \frac{T_0}{T_y} \right) \dot{Q}_y \quad (4.11)$$

Belirli bir haldeki sistemde varolan enerjinin iş potansiyeli (ekserjisi), sistemden elde edilebilecek en fazla yararlı iştir. Bir sistemden elde edilebilecek en çok iş, sistem

belirli bir başlangıç halinden, tersinir bir hal değişimiyle çevrenin bulunduğu hale (ölü hale) getirilirse elde edilir. Bu değer, sistemin verilen başlangıç halinde, yararlı iş potansiyelini veya iş yapma olanağını gösterir ve kullanılabilirlik olarak adlandırılır [69].

Sürekli akışlı açık sistemlerin ikinci yasa verimleri aşağıdaki genel tanımdan belirlenebilir [70];

$$\eta_{II} = \frac{\text{kurtarılan ekserji}}{\text{beslenen ekserji}} = 1 - \frac{\text{yıkılan ekserji}}{\text{beslenen ekserji}} \quad (4.12)$$

İkinci yasa verimi iş yapan makineler için makineden elde edilen yararlı işin elde edilebilecek en çok işe (tersinir) oranı olarak tanımlanabilir. Kinetik ve potansiyel enerji değişimleri ihmal edildiği zaman adyabatik türbinin II. yasa verimi aşağıdaki gibidir [71];

$$\eta_{II,T} = \frac{w}{w_{tr}} = \frac{h_1 - h_2}{\psi_1 - \psi_2} \quad (4.13)$$

Kompresör gibi iş gerektiren makineler için II. Yasa verimi gerekli en az işin (tersinir), yapılan yararlı işe oranı olur. Kinetik ve potansiyel enerji değişimleri ihmal edildiği zaman adyabatik kompresör için II. yasa verimi aşağıdaki gibidir [72];

$$\eta_{II,K} = \frac{w_{tr}}{w} = \frac{\psi_2 - \psi_1}{h_2 - h_1} \quad (4.14)$$

Soğutma makinesi ve ısı pompası için II. Yasa verimi şu şekilde ifade edilebilir [73];

$$\eta_{II} = \frac{\sum E_c}{\sum E_g} \quad (4.15)$$

Akışların karışmadığı, karışık akışlı, 2 giriş ve 2 çıkışlı adyabatik ısı değiştiricisi için, sağlanan kullanılabilirlik, sıcak akışın kullanılabilirliğindeki azalmadır, elde edilen kullanılabilirlik ise soğuk akış çevre sıcaklığının altında olmamak koşuluyla, soğuk akışın kullanılabilirliğindeki artıştır. Bu durumda ısı değiştirici için ikinci yasa verimi şöyle yazılabilir [74];

$$\eta_{II, ID} = \frac{\psi_{\zeta, soğ} - \psi_{g, soğ}}{\psi_{g, sic} - \psi_{\zeta, sic}} \quad (4.16)$$

Bir termodinamik proses esnasında tersinmezlikler sonucu yok edilen ekserji aşağıdaki iki şekilde ifade edilebilir [75];

$$\dot{E}_D = \dot{W}_{tr} - \dot{W} \quad (4.17)$$

$$\dot{E}_D = T_0 \dot{S}_{gen} \quad (4.18)$$

Kimyasal ekserji referans haldeki ( $T_0, P_0$ ) bir maddenin civarı ile kimyasal bileşim bakımından termodinamik denge haline gelmesi sırasında elde edilebilecek maksimum faydalı iştir. Her bir maddenin kimyasal yapısı farklı olduğundan kimyasal ekserjisi de farklıdır.

Bileşenin mol sayısının ( $n_i$ ), toplam mol sayısına ( $n$ ) oranı olmak üzere mol oranı  $y_i$ ;

$$y_i = \frac{n_i}{n} \quad (4.19)$$

şeklinde hesaplanır.

İki veya daha fazla saf maddeden oluşan bir karışım gazının kimyasal ekserjisi ise aşağıdaki şekilde belirlenir [76];

$$\bar{e}_{kim, kar} = \sum_{i=1}^n y_i \bar{e}_{kim, i} + \bar{R}T_0 \sum_{i=1}^n y_i \ln y_i \quad (4.20)$$

Böylece bir akışın ya da kontrol kütesinin toplam ekserjisi şöyle yazılabilir;

$$\dot{E} = \dot{E}_{tfiz} + \dot{E}_{kim} \quad (4.21)$$

Çevrimin termodinamik analizi yapılırken aşağıdaki kabuller yapılmıştır:

- Prosesin çalışması sürekli akışlı sürekli açık sistemdir (SASA).
- Proses incelendiği anda çevre şartları 273,15 K ve 101,325 kPa'dır.

- Gaz veya sıvı haldeki oksijen, azot ve argon veya birbirleriyle olan karışımları ilgili sıcaklık ve basınç altında dengededir.
- Hatlardaki ve cihazlardaki basınç kayıpları dikkate alınmıştır.
- Hava kompresör grubu ve azot kompresör grubunda her kademeye iletilen güçler eşit alınmıştır.
- X3471 ve X3472 genişleme türbinleri çok iyi yalıtıldıkları için adyabatik kabul edilmişlerdir.

## 4.2. Linde Prosesinde Kullanılan Cihazların Birinci Kanun ve İkinci Kanun Analizleri

### 4.2.1. Hava kompresör grubu (C1161)

4 kademeli, ara soğutmalı, turbo hava kompresör grubunun termodinamik analizi her kademe için ayrı ayrı yapılmıştır. Hava kompresör grubunun tahrik motorundan her kademeye iletilen güçler eşittir;

$$\dot{W}_{C1161-I,el} = \dot{W}_{C1161-II,el} = \dot{W}_{C1161-III,el} = \dot{W}_{C1161-IV,el} = \frac{\dot{W}_{C1161}}{4} \quad (4.22)$$

Elektrik motorunun gücü, elektrik motor verimi  $\eta_{em}$ , kayış kasnak verimi  $\eta_{kk}$ , ve mekanik verim  $\eta_{mek}$  ile çarpılarak kademelerde sıkıştırma için harcanan net güçler belirlenmiştir;

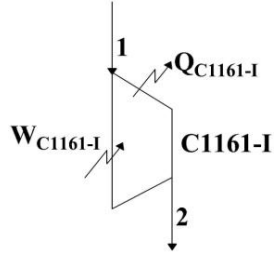
$$\dot{W}_{C1161-I} = \dot{W}_{C1161-II} = \dot{W}_{C1161-III} = \dot{W}_{C1161-IV} = \frac{\dot{W}_{C1161}}{4} \eta_{em} \eta_{kk} \eta_{mek} \quad (4.23)$$

Elektrik motoru, iletim ve mekanik verimler hesaba katıldığından kontrol hacmi olarak kompresör grubu kademeleri ele alınmıştır.

#### 4.2.1.1. Hava kompresör grubu I. kademe (C1161-I)

Kademenin kütle dengesi aşağıdaki gibidir;

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_2 \quad (4.24)$$



Kademe için enerji dengesi yazılarak kademeden çevreye olan ısı kaybı ( $\dot{Q}_{C1161-I}$ ) aşağıdaki şekilde belirlenir;

$$\dot{Q}_{C1161-I} - \dot{W}_{C1161-I} = \dot{m}_1 (h_2 - h_1) \quad (4.25)$$

Kademedeki izentropik iş şöyle hesaplanır;

$$w_{S,C1161-I} = h_{2s} - h_1 \quad (4.26)$$

Kademenin izentropik verimi aşağıdaki gibidir;

$$\eta_{S,C1161-I} = \frac{\dot{m}_1 w_{S,C1161-I}}{\dot{W}_{C1161-I}} \quad (4.27)$$

Kompresörün gövdesinde ısı yalıtımı olmadığı için kademenin yüzey sıcaklığı olarak giren ve çıkan hava akışlarının sıcaklıklarının aritmetik ortalaması alınmıştır;

$$T_{y,C1161-I} = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad (4.28)$$

Kademenin entropi üretimi için aşağıdaki denklem kullanılır;

$$\dot{S}_{gen,C1161-I} = \dot{m}_1 (s_2 - s_1) - \frac{\dot{Q}_{C1161-I}}{T_{y,C1161-I}} \quad (4.29)$$

Tersinir iş şu formülle belirlenir;

$$\dot{W}_{tr,C1161-I} = \dot{m}_1 (\psi_1 - \psi_2) + \left( 1 - \frac{T_0}{T_{y,C1161-I}} \right) \dot{Q}_{C1161-I} \quad (4.30)$$

Özgül ekserjiler için aşağıdaki denklemler kullanılır;

$$\psi_1 = (h_1 - h_0) - T_0 (s_1 - s_0) \quad (4.31)$$

$$\psi_2 = (h_2 - h_0) - T_0 (s_2 - s_0) \quad (4.32)$$

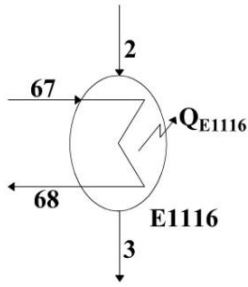
Kademenin II. kanun verimi için aşağıdaki denklem geçerlidir;

$$\eta_{II,C1161-I} = \frac{\dot{W}_{tr,C1161-I}}{\dot{W}_{C1161-I}} \quad (4.33)$$

Yok edilen ekserji için aşağıdaki denklem kullanılır;

$$\dot{E}_{D,C1161-I} = T_0 \dot{S}_{gen,C1161-I} \quad (4.34)$$

#### 4.2.1.2. Hava kompresör grubu I. kademe eşanjörü (E1116)



Eşanjörün kütle dengesi aşağıdaki gibidir;

$$\dot{m}_2 = \dot{m}_3 \quad (4.35)$$

$$\dot{m}_{67} = \dot{m}_{68} \quad (4.36)$$

Eşanjörden çevreye olan ısı kaybı aşağıdaki şekilde belirlenir;

$$\dot{Q}_{E1116} = \dot{m}_2 (h_3 - h_2) + \dot{m}_{67} (h_{68} - h_{67}) \quad (4.37)$$

Eşanjörde ısı yalıtımı yoktur. Yüzey sıcaklığı olarak giren ve çıkan hava akışlarının sıcaklıklarının aritmetik ortalaması alınmıştır;

$$T_{y,E1116} = \frac{T_2 + T_3}{2} \quad (4.38)$$

Eşanjörün entropi üretimi için aşağıdaki denklem kullanılır;

$$\dot{S}_{\text{gen,E1116}} = \dot{m}_2 (s_3 - s_2) + \dot{m}_{67} (s_{68} - s_{67}) - \frac{\dot{Q}_{\text{E1116}}}{T_{y,\text{E1116}}} \quad (4.39)$$

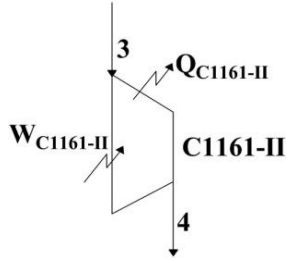
Eşanjörün II. kanun verimi için aşağıdaki denklem geçerlidir;

$$\eta_{\text{II,E1116}} = \frac{\dot{m}_{67} (\psi_{68} - \psi_{67})}{\dot{m}_2 (\psi_2 - \psi_3)} \quad (4.40)$$

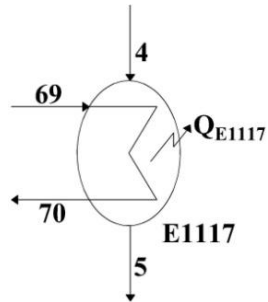
Yok edilen ekserji, aşağıdaki denklemle hesaplanır;

$$\dot{E}_{\text{D,E1116}} = T_0 \dot{S}_{\text{gen,E1116}} \quad (4.41)$$

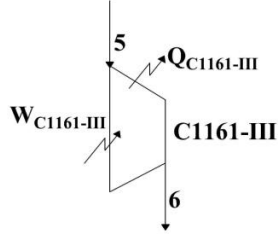
Hava kompresör grubunun II, III ve IV. kademelerinin ve kademe ara eşanjörlerinin kontrol hacimlerinin şekil olarak gösterimleri aşağıda verilmiştir. Analizde kullanılacak olan denklemler, yukarıda yazılmış olan hava kompresör grubu birinci kademesi C1161-I ve ara eşanjörü E1116 ile aynıdır.



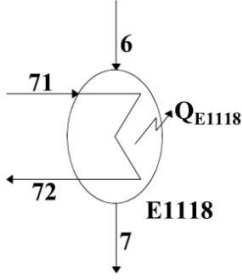
Hava kompresör grubu II. kademe (C1161-II)



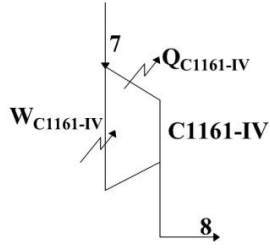
Hava kompresör grubu II. kademe eşanjörü (E1117)



Hava kompresör grubu III. kademe (C1161-III)



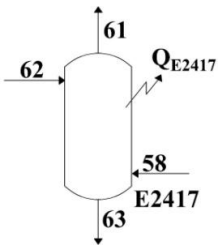
Hava kompresör grubu III. kademe eşanjörü (E1118)



Hava kompresör grubu IV. kademe (C1161-IV)

Hava kompresör grubunun IV. Kademe çıkışında eşanjör yoktur.

#### 4.2.2. Evaporatif su soğutucusu (E2417)



$$\dot{m}_{58} + \dot{m}_{62} = \dot{m}_{61} + \dot{m}_{63} \quad (4.42)$$

Dışında ısı yalıtımı olan evaporatif soğutucu adyabatik kabul edilerek aşağıdaki gibi yazılabilir;



$$\dot{Q}_{E2417} = \dot{m}_{61} h_{61} - \dot{m}_{58} h_{58} + \dot{m}_{63} h_{63} - \dot{m}_{62} h_{62} = 0 \quad (4.43)$$

Su buharının kısmi basıncı Eşitlik (4.44)'teki gibi yazılır.

$$P_{sb,61} = \varphi_{61} P_{d,61} \quad (4.44)$$

Kuru azotun kısmi basıncı Eşitlik (4.45)'teki gibi yazılabilir.

$$P_{kN2,61} = P_{61} - P_{sb,61} \quad (4.45)$$

Genel olarak bir gazın özgül nemi aşağıdaki şekilde belirlenir [77];

$$\omega_{gaz} = \frac{m_{sb}}{m_g} = \frac{P_{sb} V / R_{sb} T}{P_{gaz} V / R_{gaz} T} = \frac{P_{sb} / R_{sb}}{P_{gaz} / R_{gaz}} \quad (4.46)$$

61 nolu azot hattının özgül nemi, su buharı ve azotun gaz sabitleri Eşitlik (4.47)'de yerlerine konarak aşağıdaki şekilde hesaplanabilir;

$$\omega_{nN2,61} = \frac{P_{sb} / R_{sb}}{P_{N2} / R_{N2}} = \frac{P_{sb} / 0,4615}{P_{N2} / 0,2968} = 0,643 \frac{P_{sb}}{P_{N2}} \quad (4.47)$$

61 nolu nemli azotun debisi, kuru azot debisi ve nem miktarı toplanarak bulunur;

$$\dot{m}_{61} = (1 + \omega) \dot{m}_{k,61} \quad (4.48)$$

63 nolu su hattının debisi, giren su debisinden nem miktarı çıkarılarak hesaplanır;

$$\dot{m}_{63} = \dot{m}_{62} - \omega \dot{m}_{k,61} \quad (4.49)$$

61 nolu nemli azot hattının entalpisi kuru azot ve su buharının entalpilerinin toplamıdır;

$$h_{61} = h_{61,kN2} + \omega h_{61,sb} \quad (4.50)$$

61 nolu nemli azot hattının entropisi kuru azot ve su buharının entropilerinin toplamıdır;

$$s_{61} = s_{61,kN2} + \omega s_{61,sb} \quad (4.51)$$

Çevre şartlarındaki azotun entalpi ve entropisi de çevre şartlarındaki kuru azot ve su buharının entalpi ve entropisinin toplamları olarak belirlenebilir;

$$h_{\text{çev}} = h_{\text{çev,kN2}} + \omega h_{\text{çev,sb}} \quad (4.52)$$

$$s_{\text{çev}} = s_{\text{çev,kN2}} + \omega s_{\text{çev,sb}} \quad (4.53)$$

Dışında ısı yalıtımı olan evaporatif soğutucunun yüzey sıcaklığı;

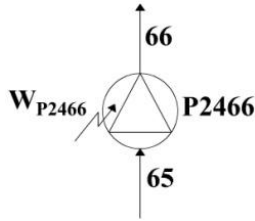
$$T_{y,E2417} = (T_0 + 5) K \quad (4.54)$$

olarak alınmıştır.

$$\eta_{II,E2417} = \frac{\dot{E}_{61} + \dot{E}_{63}}{\dot{E}_{58} + \dot{E}_{62}} = \frac{\dot{m}_{61}\psi_{61} + \dot{m}_{63}\psi_{63}}{\dot{m}_{58}\psi_{58} + \dot{m}_{62}\psi_{62}} \quad (4.55)$$

$$\dot{E}_{D,E2417} = T_0 \dot{S}_{gen,E2417} \quad (4.56)$$

#### 4.2.3. Hava ön soğutucusu pompası (P2466)



$$\dot{m}_{65} = \dot{m}_{66} \quad (4.57)$$

Elektrik motorunun verimi, kayış kasnak verimi ve mekanik verim hesaba katılırsa pompada sıkıştırma için harcanacak net güç;

$$\dot{W}_{P2466} = \dot{W}_{em,P2466} \eta_{em} \eta_{kk} \eta_{mek} \quad (4.58)$$

şeklinde belirlenir.

$$-\dot{W}_{P2466} = \dot{m}_{65} (h_{66} - h_{65}) \quad (4.59)$$

$$\eta I_{P2466} = \frac{\dot{W}_{S,P2466}}{\dot{W}_{P2466}} = \frac{\dot{m}_{65} v_{65} (P_{66} - P_{65})}{\dot{W}_{P2466}} \quad (4.60)$$

Pompadan çevreye olan ısı kaybı ihmal edilirse entropi üretimi şu şekildedir;

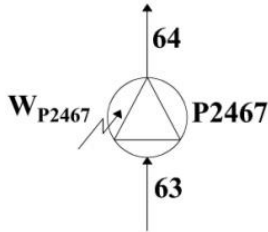
$$\dot{S}_{gen,P2466} = \dot{m}_{63} (s_{66} - s_{65}) \quad (4.61)$$

$$\dot{W}_{tr,P2466} = \dot{m}_{65} (\psi_{65} - \psi_{66}) \quad (4.62)$$

$$\eta_{II,P2466} = \frac{\dot{W}_{tr,P2466}}{\dot{W}_{P2466}} \quad (4.63)$$

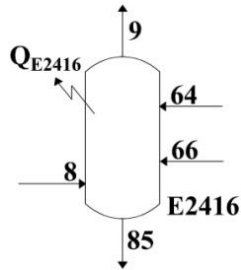
$$\dot{E}_{D,P2466} = T_0 \dot{S}_{gen,P2466} \quad (4.64)$$

P2467 Hava ön soğutucusu su pompasının kontrol hacmi aşağıdaki gibi olup enerji ve ekserji denklemleri P2466 su pompasıyla aynıdır.



Hava ön soğutucusu su pompası (P2467)

#### 4.2.4. Hava ön soğutucusu (E2416)



$$\dot{m}_8 = \dot{m}_9 \quad (4.65)$$

$$\dot{m}_{64} + \dot{m}_{66} = \dot{m}_{85} \quad (4.66)$$

Dışında ısı yalıtımı olan hava ön soğutucusu adyabatik kabul edilerek Eşitlik (4.67) yazılabilir;

$$\dot{Q}_{E2416} = \dot{m}_8 (h_9 - h_8) + \dot{m}_{85} h_{85} - \dot{m}_{64} h_{64} - \dot{m}_{66} h_{66} = 0 \quad (4.67)$$

Dışında ısı yalıtımı olan hava ön soğutucusunun yüzey sıcaklığı;

$$T_{y,E2416} = (T_0 + 5) K \quad (4.68)$$

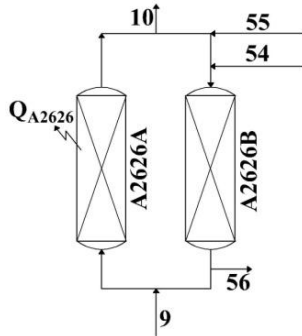
olarak ortam sıcaklığının 5 K üzerinde alınır.

$$\dot{S}_{gen,E2416} = \dot{m}_8 (s_9 - s_8) + \dot{m}_{85} s_{85} - \dot{m}_{64} s_{64} - \dot{m}_{66} s_{66} - \frac{\dot{Q}_{E2416}}{T_{y,E2416}} \quad (4.69)$$

$$\eta_{III,E2416} = \frac{\dot{E}_9 + \dot{E}_{85}}{\dot{E}_8 + \dot{E}_{64} + \dot{E}_{66}} \quad (4.70)$$

$$\dot{E}_{D,E2416} = T_0 \dot{S}_{gen,E2416} \quad (4.71)$$

#### 4.2.5. Moleküler sieve (molekül emici) bataryaları (A2626A/B)



$$\dot{m}_9 = \dot{m}_{10} \quad (4.72)$$

$$\dot{m}_{54} + \dot{m}_{55} = \dot{m}_{56} \quad (4.73)$$

Dışında ısı yalıtımı olan moleküler sieve (molekül emici) bataryaları adyabatik kabul edilerek Eşitlik (4.74) yazılabilir;

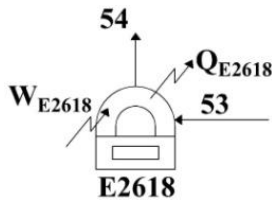
$$\dot{Q}_{A2626} = \dot{m}_9 (h_{10} - h_9) + \dot{m}_{56} h_{56} - \dot{m}_{54} h_{54} - \dot{m}_{55} h_{55} = 0 \quad (4.74)$$

$$\dot{S}_{gen,A2626A/B} = \dot{m}_{10}s_{10} - \dot{m}_9s_9 + \dot{m}_{56}s_{56} - \dot{m}_{54}s_{54} - \dot{m}_{55}s_{55} - \frac{\dot{Q}_{A2626A/B}}{T_{y,A2626A/B}} \quad (4.75)$$

$$\eta_{II,A2626A/B} = \frac{\dot{E}_{10} + \dot{E}_{56}}{\dot{E}_9 + \dot{E}_{54} + \dot{E}_{55}} \quad (4.76)$$

$$\dot{E}_{D,A2626A/B} = T_0 \dot{S}_{gen,A2626A/B} \quad (4.77)$$

#### 4.2.6. Elektrikli ısıtıcı (E2618)



$$\dot{m}_{53} = \dot{m}_{54} \quad (4.78)$$

$$\dot{Q}_{E2618} - \dot{W}_{E2618} = \dot{m}_{53} (h_{54} - h_{53}) \quad (4.79)$$

$$\eta I_{E2618} = \frac{\dot{m}_{53} (h_{54} - h_{53})}{\dot{W}_{E2618}} \quad (4.80)$$

$$\dot{S}_{gen,E2618} = \dot{m}_{53} (s_{54} - s_{53}) - \frac{\dot{Q}_{E2618}}{T_{dy,E2618}} \quad (4.81)$$

$$\eta_{II,E2618} = \frac{\dot{E}_{54}}{\dot{W}_{E2618} + \dot{E}_{53}} \quad (4.82)$$

$$\dot{E}_{D,E2618} = T_0 \dot{S}_{gen,E2618} \quad (4.83)$$

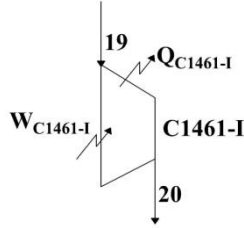
#### 4.2.7. Azot kompresör grubu (C1461)

4 kademeli ara soğutmalı azot kompresör grubunun termodinamik analizi her kademe için ayrı ayrı yapılmıştır. Azot kompresör grubunda 4 kademeye iletilen güçler eşittir. Kompresör grubunun motor gücü  $\eta_{em}$ ,  $\eta_{kk}$  ve  $\eta_{mek}$  verimleriyle çarpılarak kademelere iletilen net güçler belirlenmiştir;

$$\dot{W}_{C1461-I} = \dot{W}_{C1461-II} = \dot{W}_{C1461-III} = \dot{W}_{C1461-IV} = \frac{\dot{W}_{C1461}}{4} \eta_{em} \eta_{kk} \eta_{mek} \quad (4.84)$$

Elektrik motoru, iletim ve mekanik verimler hesaba katıldığından kontrol hacmi olarak kompresör grubu kademeleri ele alınmıştır.

#### 4.2.7.1. Azot kompresör grubu I. kademe (C1461-I)



Kademenin kütle dengesi aşağıdaki gibidir;

$$\dot{m}_{19} = \dot{m}_{20} \quad (4.85)$$

Kademe için enerji dengesi yazılarak kademedeki ısı kaybı ( $\dot{Q}_{C1461-I}$ ) aşağıdaki şekilde belirlenir;

$$\dot{Q}_{C1461-I} - \dot{W}_{C1461-I} = \dot{m}_{19} (h_{20} - h_{19}) \quad (4.86)$$

Kademedeki izentropik iş şöyle hesaplanır;

$$w_{S,C1461-I} = h_{20s} - h_{19} \quad (4.87)$$

Kademenin izentropik verimi aşağıdaki gibidir;

$$\eta_{S,C1461-I} = \frac{\dot{m}_{19} w_{S,C1461-I}}{\dot{W}_{C1461-I}} \quad (4.88)$$

Kademedeki ısı yalıtımı yoktur. Yüzey sıcaklığı olarak giren ve çıkan azot akışlarının sıcaklıklarının aritmetik ortalaması alınmıştır;

$$T_{y,C1461-I} = \frac{T_{19} + T_{20}}{2} \quad (4.89)$$

Kademenin entropi üretimi için aşağıdaki denklem kullanılır;

$$\dot{S}_{gen,C1461-I} = \dot{m}_{19} (s_{20} - s_{19}) - \frac{\dot{Q}_{C1461-I}}{T_{y,C1461-I}} \quad (4.90)$$

Tersinir iş şu formülle belirlenir;

$$\dot{W}_{tr,C1461-I} = \dot{m}_{19} (\psi_{19} - \psi_{20}) + \left( 1 - \frac{T_0}{T_{y,C1461-I}} \right) \dot{Q}_{C1461-I} \quad (4.91)$$

Kademenin II. kanun verimi için aşağıdaki denklem geçerlidir;

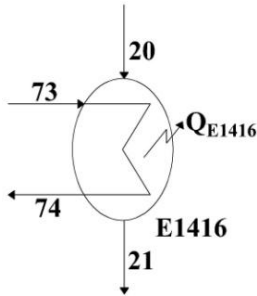
$$\eta_{II,C1461-I} = \frac{\dot{W}_{tr,C1461-I}}{\dot{W}_{C1461-I}} \quad (4.92)$$

Kayıp ekserji için aşağıdaki denklem kullanılır;

$$\dot{E}_{D,C1461-I} = T_0 \dot{S}_{gen,C1461-I} \quad (4.93)$$

Giren ve çıkan azot saf olup kimyasal bileşimi aynı olduğundan giriş ve çıkış şartları için kimyasal ekserjileri aynıdır.

#### 4.2.7.2. Azot kompresör grubu I. kademe eşanjörü (E1416)



Eşanjörün kütle dengesi aşağıdaki gibidir;

$$\dot{m}_{20} = \dot{m}_{21} \quad (4.94)$$

$$\dot{m}_{73} = \dot{m}_{74} \quad (4.95)$$

Eşanjör için enerji dengesi yazılarak eşanjörden çevreye olan ısı kaybı ( $\dot{Q}_{E1416}$ ) aşağıdaki şekilde belirlenir;

$$\dot{Q}_{E1416} = \dot{m}_{20}(h_{21} - h_{20}) + \dot{m}_{73}(h_{74} - h_{73}) \quad (4.96)$$

Eşanjörün entropi üretimi için aşağıdaki denklem kullanılır;

$$\dot{Q}_{E1416} = \dot{m}_{20}(h_{21} - h_{20}) + \dot{m}_{73}(h_{74} - h_{73}) \quad (4.97)$$

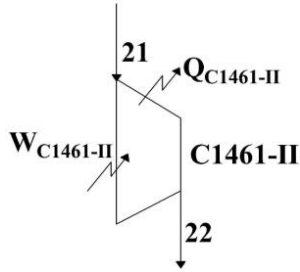
Eşanjörün II. kanun verimi için aşağıdaki denklem geçerlidir;

$$\eta_{II,E1416} = \frac{\dot{m}_{73}(\psi_{74} - \psi_{73})}{\dot{m}_{20}(\psi_{20} - \psi_{21})} \quad (4.98)$$

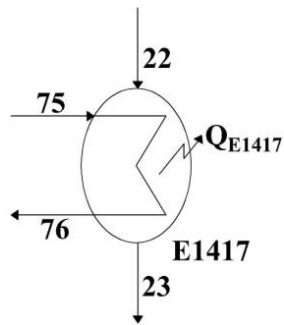
Kayıp ekserji, aşağıdaki denklemle hesaplanır;

$$\dot{E}_{D,E1416} = T_0 \dot{S}_{gen,E1416} \quad (4.99)$$

Azot kompresör grubunun II, III ve IV. kademeleriyle kademeler arasındaki ara eşanjörlerin kontrol hacimlerinin şekil olarak gösterimleri aşağıda verilmiştir. Analizde kullanılan denklemler, yukarıda yazılmış olan I. kademe ile aynıdır.

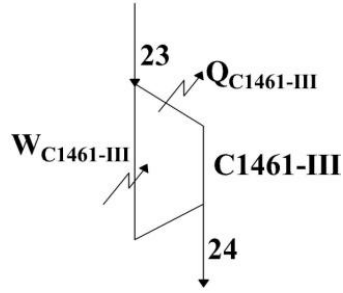


Azot kompresör grubu II. kademe (C1461-II)

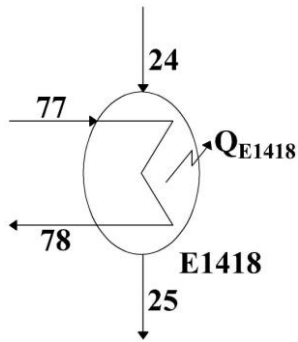


Azot kompresör grubu II. kademe eşanjörü (E1417)

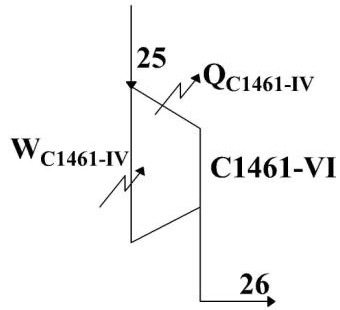




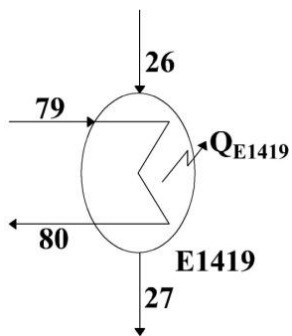
Azot kompresör grubu III. kademe (C1461-III)



Azot kompresör grubu III. kademe eşanjörü (E1418)

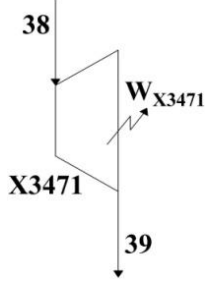


Azot kompresör grubu IV. kademe (C1461-IV)



Azot kompresör grubu IV. kademe eşanjörü (E1419)

#### 4.2.8. Soğuk türbin (X3471)



Türbin çok iyi yalıtılmıştır ve adyabatiktir.

$$\dot{m}_{38} = \dot{m}_{39} \quad (4.100)$$

$$-\dot{W}_{X3471} = \dot{m}_{38} (h_{39} - h_{38}) \quad (4.101)$$

$$-\dot{W}_{S,X3471} = \dot{m}_{38} (h_{39s} - h_{38}) \quad (4.102)$$

$$\eta_{S,X3471} = \frac{\dot{W}_{X3471}}{\dot{W}_{S,X3471}} \quad (4.103)$$

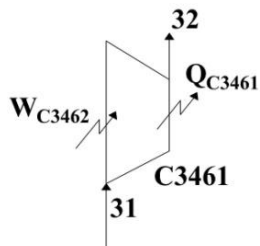
$$\dot{S}_{gen,X3471} = \dot{m}_{38} (s_{39} - s_{38}) - \frac{\dot{Q}_{X3471}}{T_{y,X3471}} \quad (4.104)$$

$$\dot{W}_{tr,X3471} = \dot{m}_{38} (\psi_{38} - \psi_{39}) \quad (4.105)$$

$$\eta_{II,X3471} = \frac{\dot{W}_{X3471}}{\dot{W}_{tr,X3471}} \quad (4.106)$$

$$\dot{E}_{D,X3471} = T_0 \dot{S}_{gen,X3471} \quad (4.107)$$

#### 4.2.9. Booster kompresörü (C3461)



$$\dot{m}_{31} = \dot{m}_{32} \quad (4.108)$$

Türbinden kompresöre güç iletiminde türbin çıkış gücü şaft verimi  $\eta_{şaft}$  ve mekanik verim  $\eta_{mek}$  ile çarpılarak booster kompresöre etkiyen net güç bulunur;

$$-\dot{W}_{C3461} = \dot{W}_{X3471} \eta_{şaft} \eta_{mek} \quad (4.109)$$

$$\dot{Q}_{C3461} - \dot{W}_{C3461} = \dot{m}_{31} (h_{32} - h_{31}) \quad (4.110)$$

$$-\dot{W}_{S,C3461} = \dot{m}_{31} (h_{32s} - h_{31}) \quad (4.111)$$

$$\eta_{S,C3461} = \frac{\dot{W}_{S,C3461}}{\dot{W}_{C3461}} \quad (4.112)$$

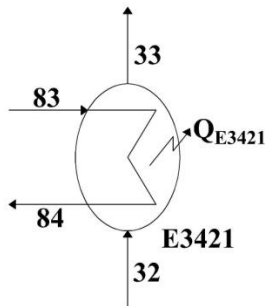
$$\dot{S}_{gen,C3461} = \dot{m}_{31} (s_{32} - s_{31}) - \frac{\dot{Q}_{E1419}}{T_{y,E1419}} \quad (4.113)$$

$$\dot{W}_{tr,C3461} = \dot{m}_{31} (\psi_{31} - \psi_{32}) + \left(1 - \frac{T_0}{T_{y,C3461}}\right) \dot{Q}_{C3461} \quad (4.114)$$

$$\eta_{II,C3461} = \frac{\dot{W}_{tr,C3461}}{\dot{W}_{C3461}} \quad (4.115)$$

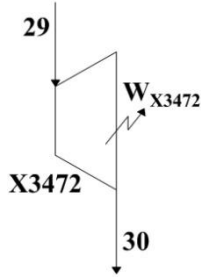
$$\dot{E}_{D,C3461} = T_0 \dot{S}_{gen,C3461} \quad (4.116)$$

E3421 (C3461 Booster kompresörü çıkış) eşanjörünün kontrol hacmi aşağıdaki gibi olup termodinamik analizinde kullanılacak denklemler hava ve azot kompresör gruplarının ara eşanjörleriyle aynıdır.



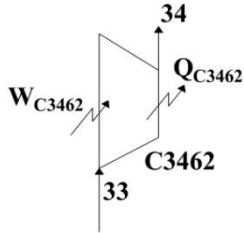
E3421 (C3461 Booster kompresörü çıkış) eşanjörü

X3472 Sıcak türbin çok iyi yalıtılmıştır ve adyabatiktir. Kontrol hacmi aşağıdaki şekildeki gibi olup termodinamik analizinde kullanılacak denklemler X3471 soğuk türbini ile aynıdır.



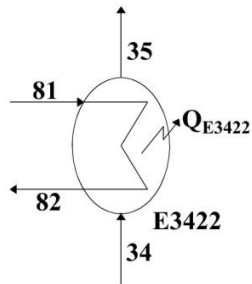
X3472 Sıcak türbin

C3462 Booster kompresörünün kontrol hacmi aşağıdaki şekildeki gibi olup termodinamik analizinde kullanılacak denklemler C3461 booster kompresörüyle aynıdır.



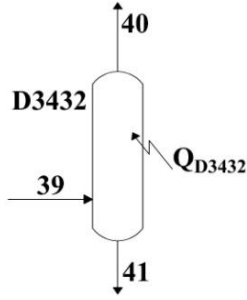
C3462 Booster kompresörü

E3422 (C3462 Booster kompresörü çıkış) eşanjörünün kontrol hacmi aşağıdaki gibi olup termodinamik analizinde kullanılacak denklemler hava ve azot kompresör gruplarının ara eşanjörleriyle aynıdır.



E3422 (C3462 Booster kompresörü çıkış) eşanjörü

#### 4.2.10. Genişleme tankı (D3432)



$$\dot{m}_{39} = \dot{m}_{40} + \dot{m}_{41} \quad (4.117)$$

$$\dot{Q}_{D3432} = \dot{m}_{40}h_{40} + \dot{m}_{41}h_{41} - \dot{m}_{39}h_{39} \quad (4.118)$$

$$\dot{S}_{gen,D3432} = \dot{m}_{40}s_{40} + \dot{m}_{41}s_{41} - \dot{m}_{39}s_{39} - \frac{\dot{Q}_{D3432}}{T_{y,D3432}} \quad (4.119)$$

$$\eta_{II,D3432} = \frac{\dot{E}_{40} + \dot{E}_{41}}{\dot{E}_{39}} \quad (4.120)$$

$$\dot{E}_{D,D3432} = T_0 \dot{S}_{gen,D3432} \quad (4.121)$$

#### 4.2.11. Kısılma vanası (TV3119)



$$\dot{m}_{36} = \dot{m}_{37} \quad (4.122)$$

$$h_{36} = h_{37} \quad (4.123)$$

$$\dot{S}_{gen,TV3119} = \dot{m}_{37}s_{37} - \dot{m}_{36}s_{36} \quad (4.124)$$

$$\eta_{II,TV3119} = \frac{\dot{E}_{37}}{\dot{E}_{36}} \quad (4.125)$$

$$\dot{E}_{D,TV3119} = T_0 \dot{S}_{gen,TV3119} \quad (4.126)$$

LV3201 kısılma vanası için kontrol hacmi şekil olarak aşağıdaki gibi olup termodinamik analizinde kullanılacak denklemler TV3119 kısılma vanasıyla aynıdır.



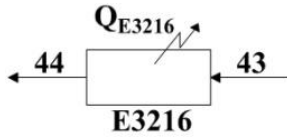
LV3202 Kısılma vanası için kontrol hacmi şekil olarak aşağıdaki gibi olup termodinamik analizinde kullanılacak denklemler TV3119 kısılma vanasıyla aynıdır.



LV3421 Kısılma vanası için kontrol hacmi şekil olarak aşağıdaki gibi olup termodinamik analizinde kullanılacak denklemler TV3119 kısılma vanasıyla aynıdır.



#### 4.2.12. Isı değiştiricisi (E3216)



$$\dot{m}_{43} = \dot{m}_{44} \quad (4.127)$$

$$\dot{Q}_{E3216} = \dot{m}_{43} (h_{44} - h_{43}) \quad (4.128)$$

Bu ısı değiştiricisinin görevi alçak basınç kolonunun alt kısmındaki oksijence zengin eriyiğin içindeki diğer bileşenleri buharlaştırarak sıvı oksijenin saflığını artırmaktır. Bu nedenle kaynatıcı olarak da isimlendirilmektedir. Isı kaybı alçak basınç kolonunun içine doğru olmaktadır.

$$\dot{S}_{gen,E3216} = \dot{m}_{43} (s_{44} - s_{43}) - \frac{\dot{Q}_{E3216}}{T_{y,E3216}} \quad (4.129)$$

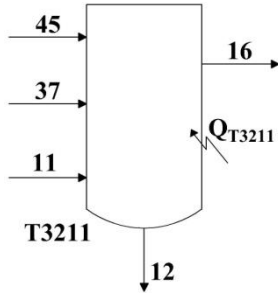
Isı geçişiyle alçak basınç kolonuna geçen ekserji aşağıdaki gibi belirlenir;

$$\dot{E}_{E3216} = \left(1 - \frac{T_0}{T_{y,E3216}}\right) \dot{Q}_{E3216} \quad (4.130)$$

$$\eta_{II,E3216} = \frac{\dot{E}_{E3216}}{\dot{E}_{44} - \dot{E}_{43}} \quad (4.131)$$

$$\dot{E}_{D,E3216} = T_0 \dot{S}_{gen,E3216} \quad (4.132)$$

#### 4.2.13. Yüksek basınç kolonu (T3211)



$$\dot{m}_{11} + \dot{m}_{37} + \dot{m}_{45} = \dot{m}_{12} + \dot{m}_{16} \quad (4.133)$$

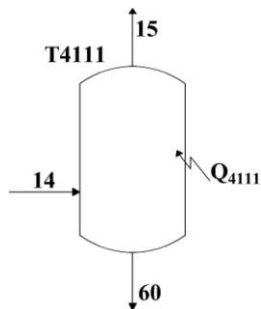
$$\dot{Q}_{T3211} = \dot{m}_{12}h_{12} + \dot{m}_{16}h_{16} - \dot{m}_{11}h_{11} - \dot{m}_{37}h_{37} - \dot{m}_{45}h_{45} \quad (4.134)$$

$$\dot{S}_{gen,T3211} = \dot{m}_{12}s_{12} + \dot{m}_{16}s_{16} - \dot{m}_{11}s_{11} - \dot{m}_{37}s_{37} - \dot{m}_{45}s_{45} - \frac{\dot{Q}_{T3211}}{T_{y,T3211}} \quad (4.135)$$

$$\eta_{II,T3211} = \frac{\dot{E}_{12} + \dot{E}_{16}}{\dot{E}_{11} + \dot{E}_{37} + \dot{E}_{45}} \quad (4.136)$$

$$\dot{E}_{D,T3211} = T_0 \dot{S}_{gen,T3211} \quad (4.137)$$

#### 4.2.14. Argon kolonu (T4111)



$$\dot{m}_{14} = \dot{m}_{15} + \dot{m}_{60} \quad (4.138)$$

$$\dot{Q}_{T4111} = \dot{m}_{15}h_{15} + \dot{m}_{60}h_{60} - \dot{m}_{14}h_{14} \quad (4.139)$$

$$\dot{S}_{gen,T4111} = \dot{m}_{15}s_{15} + \dot{m}_{60}s_{60} - \dot{m}_{14}s_{14} - \frac{\dot{Q}_{T4111}}{T_{y,T4111}} \quad (4.140)$$

$$\eta_{II,T4111} = \frac{\dot{E}_{15} + \dot{E}_{60}}{\dot{E}_{14}} \quad (4.141)$$

15 nolu gaz karışım hattının kimyasal ekserjisini elde etmek için her bir gazın kimyasal ekserjileri aşağıdaki denklemlerle elde edilebilir;

$$\bar{e}_{kim,N2,15} = \bar{R}T_0 \ln \frac{1}{y_{N2}} \quad (4.142)$$

$$\bar{e}_{kim,O2,15} = \bar{R}T_0 \ln \frac{1}{y_{O2}} \quad (4.143)$$

$$\bar{e}_{kim,Ar,15} = \bar{R}T_0 \ln \frac{1}{y_{Ar}} \quad (4.144)$$

Gaz karışımının kimyasal ekserjisi;

$$\bar{e}_{kim,15} = \sum_i y_i \bar{e}_{kim,i} + \sum_i y_i \ln y_i \quad (4.145)$$

şeklinde belirlenir.

Ekserji kaybı için;

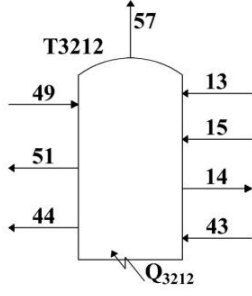
$$\dot{E}_{D,T4111} = T_0 \dot{S}_{gen,T4111} \quad (4.146)$$

denklemleri kullanılır.

#### 4.2.15. Alçak basınç kolonu (T3212)

$$\dot{m}_{13} + \dot{m}_{15} + \dot{m}_{43} + \dot{m}_{49} = \dot{m}_{14} + \dot{m}_{44} + \dot{m}_{51} + \dot{m}_{57} + \dot{m}_{59} \quad (4.147)$$





$$\dot{Q}_{T3212} + \dot{Q}_{E3216} = \dot{m}_{14}h_{14} + \dot{m}_{44}h_{44} + \dot{m}_{51}h_{51} + \dot{m}_{57}h_{57} + \dot{m}_{59}h_{59} - \dot{m}_{13}h_{13} - \dot{m}_{15}h_{15} - \dot{m}_{43}h_{43} - \dot{m}_{49}h_{49} \quad (4.148)$$

$$\dot{S}_{gen,T3212} = \dot{m}_{14}s_{14} + \dot{m}_{44}s_{44} + \dot{m}_{51}s_{51} + \dot{m}_{57}s_{57} + \dot{m}_{59}s_{59} - \dot{m}_{13}s_{13} - \dot{m}_{15}s_{15} - \dot{m}_{43}s_{43} - \dot{m}_{49}s_{49} - \frac{\dot{Q}_{T3212}}{T_{y,T3212}} \quad (4.149)$$

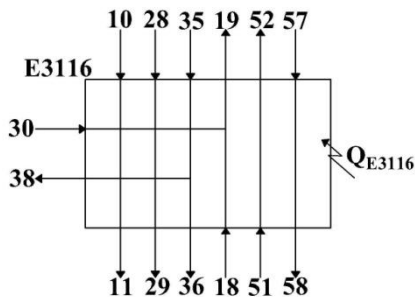
$$\eta_{II,T3212} = \frac{\dot{E}_{14} + \dot{E}_{44} + \dot{E}_{51} + \dot{E}_{59} + \dot{E}_{57}}{\dot{E}_{13} + \dot{E}_{15} + \dot{E}_{43} + \dot{E}_{49}} \quad (4.150)$$

51 nolu gaz karışım hattı kimyasal ekserjisi için önce karışımdaki gazların tek tek kimyasal ekserjileri Eşitlik (4.142), (4.143) ve (4.144) ile hesaplanarak; Eşitlik (4.145) ile de karışımın kimyasal ekserjisi belirlenir.

Ekserji kaybı için aşağıdaki denklem kullanılır;

$$\dot{E}_{D,T3212} = T_0 \dot{S}_{gen,T3212} \quad (4.151)$$

#### 4.2.16. Ana ısı değiştirici (E3116)



$$\dot{m}_{10} = \dot{m}_{11} \quad (4.152)$$

$$\dot{m}_{28} = \dot{m}_{29} \quad (4.153)$$

$$\dot{m}_{35} + \dot{m}_{36} = \dot{m}_{38} \quad (4.154)$$

$$\dot{m}_{18} + \dot{m}_{30} = \dot{m}_{19} \quad (4.155)$$

$$\dot{m}_{51} = \dot{m}_{52} \quad (4.156)$$

$$\dot{m}_{57} = \dot{m}_{58} \quad (4.157)$$

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{E3116} = & \dot{m}_{10}(h_{11} - h_{10}) + \dot{m}_{28}(h_{29} - h_{28}) + \dot{m}_{36}h_{36} + \dot{m}_{38}h_{38} - \dot{m}_{35}h_{35} + \dot{m}_{19}h_{19} \\ & - \dot{m}_{18}h_{18} - \dot{m}_{30}h_{30} + \dot{m}_{51}(h_{52} - h_{51}) + \dot{m}_{57}(h_{58} - h_{57}) \end{aligned} \quad (4.158)$$

$$\begin{aligned} \dot{S}_{gen,E3116} = & \dot{m}_{10}(s_{11} - s_{10}) + \dot{m}_{28}(s_{29} - s_{28}) + \dot{m}_{36}s_{36} + \dot{m}_{38}s_{38} - \dot{m}_{35}s_{35} + \dot{m}_{19}s_{19} \\ & - \dot{m}_{18}s_{18} - \dot{m}_{30}s_{30} + \dot{m}_{51}(s_{52} - s_{51}) + \dot{m}_{57}(s_{58} - s_{57}) - \frac{\dot{Q}_{E3116}}{T_{y,E3116}} \end{aligned} \quad (4.159)$$

$$\eta_{II,E3116} = \frac{\dot{E}_{11} + \dot{E}_{19} + \dot{E}_{29} + \dot{E}_{36} + \dot{E}_{38} + \dot{E}_{52} + \dot{E}_{58}}{\dot{E}_{10} + \dot{E}_{18} + \dot{E}_{28} + \dot{E}_{30} + \dot{E}_{35} + \dot{E}_{51} + \dot{E}_{57}} \quad (4.160)$$

$$\dot{E}_{D,E3116} = T_0 \dot{S}_{gen,E3116} \quad (4.161)$$

#### 4.2.17. Soğutma kulesi (E8421A/B/C/D/E)

Şekil 3.6’da akım şeması verilmiş olan soğutma kulesine beslenen su miktarı Eşitlik (4.162) ile belirlenir.

$$\dot{m}_{87} = \dot{m}_{68} + \dot{m}_{70} + \dot{m}_{72} + \dot{m}_{74} + \dot{m}_{76} + \dot{m}_{78} + \dot{m}_{80} + \dot{m}_{82} + \dot{m}_{84} + \dot{m}_{85} \quad (4.162)$$

Soğutma kulesinden dönen su miktarı;

$$\dot{m}_{88} = \dot{m}_{62} + \dot{m}_{65} + \dot{m}_{67} + \dot{m}_{69} + \dot{m}_{71} + \dot{m}_{73} + \dot{m}_{75} + \dot{m}_{77} + \dot{m}_{79} + \dot{m}_{81} + \dot{m}_{83} \quad (4.163)$$

eşitliğiyle elde edilir.

Soğutma kulesi girişi için enerji dengesi aşağıdaki gibi yazılarak;

$$\begin{aligned} \dot{m}_{87}h_{87} = & \dot{m}_{68}h_{68} + \dot{m}_{70}h_{70} + \dot{m}_{72}h_{72} + \dot{m}_{74}h_{74} + \dot{m}_{76}h_{76} + \dot{m}_{78}h_{78} + \dot{m}_{80}h_{80} + \dot{m}_{82}h_{82} \\ & + \dot{m}_{84}h_{84} + \dot{m}_{85}h_{85} \end{aligned} \quad (4.164)$$

giriş hattının entalpisi ve sıcaklığı belirlenir. Kuru hava kütlesi;

$$\dot{m}_{kh} = \dot{m}_{89} = \dot{m}_{90} \quad (4.165)$$

şeklinde hesaplanır. Buharlaşan su kütlesi;

$$\dot{m}_{86} + \dot{m}_{87} + \dot{m}_{89}\omega_{89} = \dot{m}_{88} + \dot{m}_{90}\omega_{90} \quad (4.166)$$

$$\dot{m}_{89}(\omega_{90} - \omega_{89}) = \dot{m}_{86} + \dot{m}_{87} - \dot{m}_{88} \quad (4.167)$$

şeklinde belirlenir.

89 nolu hatla 308,15 K sıcaklık ve %70 bağıl nemle soğutma kulesine giren hava, 90 nolu hatla doymuş olarak ve 310,95 K sıcaklıkta soğutma kulesinden çıkmaktadır. 89 ve 90 nolu nemli hava hatlarının entalpi ve entropileri, kuru havanın ve barındırdığı nemin entalpi ve entropilerinin toplamıdır.

$$P_{sb,89} = \phi_{89} P_{d,89} \quad (4.168)$$

$$P_{sb,90} = \phi_{90} P_{d,90} \quad (4.169)$$

Kuru havanın kısmi basıncı Eşitlik (4.170) ile belirlenir.

$$P_{kh,89} = P_{89} - P_{sb,89} \quad (4.170)$$

Nemli hava için özgül nem ifadeleri aşağıdaki gibi yazılabilir;

$$\omega = 0,622 \frac{P_{sb}}{P_{kh}} \quad (4.171)$$

$$\omega_{89} = 0,622 \frac{P_{sb,89}}{P_{kh,89}} \quad (4.172)$$

$$\omega_{90} = 0,622 \frac{P_{sb,90}}{P_{kh,90}} \quad (4.173)$$

89 ve 90 nolu nemli hava hatlarının toplam entalpi ve entropileri;

$$h_{89} = h_{89,kh} + \omega_{89} h_{89,sb} \quad (4.174)$$

$$s_{89} = s_{89,kh} + \omega_{89} s_{89,sb} \quad (4.175)$$

$$h_{90} = h_{90,kh} + \omega_{90} h_{90,sb} \quad (4.176)$$

$$s_{90} = s_{90,kh} + \omega_{90} s_{90,sb} \quad (4.177)$$

şeklinde elde edilir. Nemli hava için çevre şartları Eşitlik (4.178) ile bulunur.

$$P_{sb,\text{çev}} = \phi_{\text{çev}} P_{d,\text{çev}} \quad (4.178)$$

Kuru havanın kısmi basıncı Eşitlik (4.178)'deki gibidir.

$$P_{kh,\text{çev}} = P - P_{sb,\text{çev}} \quad (4.179)$$

Çevrenin toplam entalpi ve entropisi;

$$h_{\text{çev}} = h_{\text{çev},kh} + \omega_{h,\text{çev}} h_{\text{çev},sb} \quad (4.180)$$

$$s_{\text{çev}} = s_{\text{çev},kh} + \omega s_{\text{çev},sb} \quad (4.181)$$

şeklinde elde edilir.

Soğutma kulesinin tamamı için enerji dengesi aşağıdaki gibi yazılır;

$$\dot{Q}_{E8421} - \dot{W}_{E8421} = \dot{m}_{89} (h_{90} - h_{89}) + \dot{m}_{88} h_{88} - \dot{m}_{86} h_{86} - \dot{m}_{87} h_{87} \quad (4.182)$$

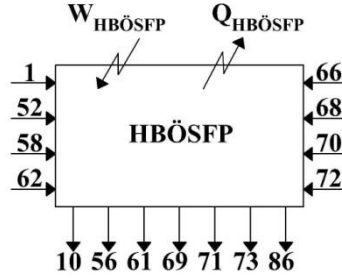
$$\dot{S}_{gen,E8421} = \dot{m}_{89} (s_{90} - s_{89}) + \dot{m}_{88} s_{88} - \dot{m}_{86} s_{86} - \dot{m}_{87} s_{87} - \frac{\dot{Q}_{E8421}}{T_{y,E8421}} \quad (4.183)$$

$$\eta_{II,8421} = \frac{\dot{E}_{88} + \dot{E}_{90}}{\dot{E}_{86} + \dot{E}_{87} + \dot{E}_{89} + \dot{W}_{E8421}} \quad (4.184)$$

$$\dot{E}_{D,E8421} = T_0 \dot{S}_{gen,E8421} \quad (4.185)$$

#### 4.2.18. Hava basınçlandırma, ön soğutma ve filtrasyon prosesi

Hava basınçlandırma, ön soğutma ve filtrasyon prosesi komple kontrol hacmi olarak Şekil 4.1’de gösterilmiştir.



Şekil 4.1. HBÖSFP’nin komple kontrol hacmi olarak gösterimi

Prosesin şebekeden çektiği toplam güç HBÖSFP’ndeki cihazların güçlerinin toplamıdır;

$$\dot{W}_{HBÖSFP} = \dot{W}_{C1161} + \dot{W}_{P2466} + \dot{W}_{P2467} + \dot{W}_{E2618} + \dot{W}_{C1161,yp} + \dot{W}_{C1161,ef} \quad (4.186)$$

Proses giren enerji miktarı “A”, çıkan enerji miktarı “B” olmak üzere;

$$A = \dot{m}_1 h_1 + \dot{m}_{52} h_{52} + \dot{m}_{58} h_{58} + \dot{m}_{62} h_{62} + \dot{m}_{66} h_{66} + \dot{m}_{68} h_{68} + \dot{m}_{70} h_{70} + \dot{m}_{72} h_{72} \quad (4.187)$$

$$B = \dot{m}_{10} h_{10} + \dot{m}_{56} h_{56} + \dot{m}_{61} h_{61} + \dot{m}_{69} h_{69} + \dot{m}_{71} h_{71} + \dot{m}_{73} h_{73} + \dot{m}_{86} h_{86} - \dot{m}_{70} h_{70} - \dot{m}_{72} h_{72} \quad (4.188)$$

şeklinde yazılır. Böylece I. kanun;

$$\dot{Q}_{HBÖSFP} - \dot{W}_{HBÖSFP} = B - A \quad (4.189)$$

şeklinde yazılabilir. I. kanun verimi de;

$$\eta_{I,HBÖSFP} = \frac{B}{A + \dot{W}_{HBÖSFP}} \quad (4.190)$$

şeklinde yazılır.

Prosesin entropi üretimi Eşitlik (4.191) ile belirlenir.

$$\dot{S}_{gen,HBÖSFP} = \dot{m}_{10}s_{10} + \dot{m}_{56}s_{56} + \dot{m}_{61}s_{61} + \dot{m}_{69}s_{69} + \dot{m}_{71}s_{71} + \dot{m}_{73}s_{73} + \dot{m}_{86}s_{86} - \dot{m}_1s_1 - \dot{m}_{52}s_{52} - \dot{m}_{58}s_{58} - \dot{m}_{62}s_{62} - \dot{m}_{66}s_{66} - \dot{m}_{68}s_{68} - \dot{m}_{70}s_{70} - \dot{m}_{72}s_{72} \quad (4.191)$$

Proses için ekserji verimi Eşitlik (4.192) ile hesaplanabilir.

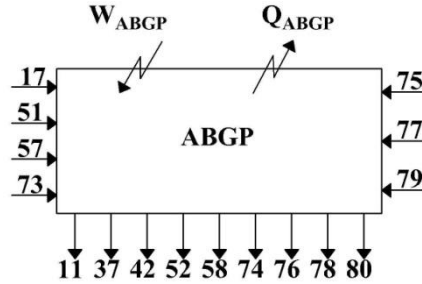
$$\eta_{II,HBÖSFP} = \frac{\dot{E}_{10} + \dot{E}_{56} + \dot{E}_{61} + \dot{E}_{69} + \dot{E}_{71} + \dot{E}_{73} + \dot{E}_{86}}{\dot{E}_1 + \dot{E}_{52} + \dot{E}_{58} + \dot{E}_{62} + \dot{E}_{66} + \dot{E}_{68} + \dot{E}_{70} + \dot{E}_{72} + \dot{W}_{HBÖSFP}} \quad (4.192)$$

Prosesin ekserji kaybı Eşitlik (4.193) ile belirlenir.

$$\dot{E}_{D,HBÖSFP} = T_0 \dot{S}_{gen,HBÖSFP} \quad (4.193)$$

#### 4.2.19. Azot basınçlandırma ve genişletme prosesi (ABGP)

ABGP komple kontrol hacmi olarak Şekil 4.2'de gösterilmiştir.



Şekil 4.2. ABGP'nin komple kontrol hacmi olarak gösterimi

Prosesin şebekeden çektiği toplam güç ABGP'deki cihazların güçlerinin toplamı olarak hesaplanır;

$$\dot{W}_{ABGP} = \dot{W}_{C1461} + \dot{W}_{C1461,yp} + \dot{W}_{C1461,ef} + \dot{W}_{X3471,yp} + \dot{W}_{X3471,ef} \quad (4.194)$$

Prosesin giren enerji miktarı "C", çıkan enerji miktarı "D" olmak üzere, prosesin I. kanun verimi şu şekilde hesaplanır;

$$C = \dot{m}_{17}h_{17} + \dot{m}_{51}h_{51} + \dot{m}_{57}h_{57} + \dot{m}_{73}h_{73} + \dot{m}_{75}h_{75} + \dot{m}_{77}h_{77} + \dot{m}_{79}h_{79} \quad (4.195)$$

$$D = \dot{m}_{11}h_{11} + \dot{m}_{37}h_{37} + \dot{m}_{42}h_{42} + \dot{m}_{52}h_{52} + \dot{m}_{58}h_{58} + \dot{m}_{74}h_{74} + \dot{m}_{76}h_{76} + \dot{m}_{78}h_{78} + \dot{m}_{80}h_{80} \quad (4.196)$$

$$\dot{Q}_{ABGP} - \dot{W}_{ABGP} = D - C \quad (4.197)$$

$$\eta_{I,ABGP} = \frac{D}{C + \dot{W}_{ABGP}} \quad (4.198)$$

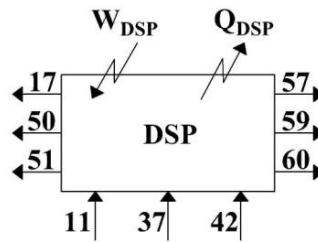
$$\begin{aligned} \dot{S}_{gen,ABGP} = & \dot{m}_{11}s_{11} + \dot{m}_{37}s_{37} + \dot{m}_{42}s_{42} + \dot{m}_{52}s_{52} + \dot{m}_{58}s_{58} + \dot{m}_{74}s_{74} + \dot{m}_{76}s_{76} \\ & + \dot{m}_{78}s_{78} + \dot{m}_{80}s_{80} - \dot{m}_{17}s_{17} - \dot{m}_{51}s_{51} - \dot{m}_{57}s_{57} - \dot{m}_{73}s_{73} - \dot{m}_{75}s_{75} \\ & - \dot{m}_{77}s_{77} - \dot{m}_{79}s_{79} \end{aligned} \quad (4.199)$$

$$\eta_{II,ABGP} = \frac{\dot{E}_{11} + \dot{E}_{37} + \dot{E}_{42} + \dot{E}_{52} + \dot{E}_{58} + \dot{E}_{74} + \dot{E}_{76} + \dot{E}_{78} + \dot{E}_{80}}{\dot{E}_{17} + \dot{E}_{51} + \dot{E}_{57} + \dot{E}_{73} + \dot{E}_{75} + \dot{E}_{77} + \dot{E}_{79} + \dot{W}_{ABGP}} \quad (4.200)$$

$$\dot{E}_{D,ABGP} = T_0 \dot{S}_{gen,ABGP} \quad (4.201)$$

#### 4.2.20. Distilasyon ve saflaştırma prosesi

Distilasyon ve Saflaştırma Prosesi (DSP) komple kontrol hacmi olarak Şekil 4.3'te gösterilmiştir.



Şekil 4.3. DSP komple kontrol hacmi olarak gösterimi

Prosesin şebekeden çektiği toplam güç sıvı oksijen ve sıvı argon pompalarının çektiği gücün toplamıdır;

$$\dot{W}_{DSP} = \dot{W}_{P3566} + \dot{W}_{P4566} \quad (4.202)$$

$$\dot{Q}_{DSP} - \dot{W}_{DSP} = \dot{m}_{17}h_{17} + \dot{m}_{50}h_{50} + \dot{m}_{51}h_{51} + \dot{m}_{57}h_{57} + \dot{m}_{59}h_{59} + \dot{m}_{60}h_{60} - \dot{m}_{11}h_{11} - \dot{m}_{37}h_{37} - \dot{m}_{42}h_{42} \quad (4.203)$$

$$\eta_{I,DSP} = \frac{\dot{m}_{17}h_{17} + \dot{m}_{50}h_{50} + \dot{m}_{51}h_{51} + \dot{m}_{57}h_{57} + \dot{m}_{59}h_{59} + \dot{m}_{60}h_{60}}{\dot{m}_{11}h_{11} + \dot{m}_{37}h_{37} + \dot{m}_{42}h_{42} + \dot{W}_{DSP}} \quad (4.204)$$

$$\dot{S}_{gen,DSP} = \dot{m}_{17}s_{17} + \dot{m}_{50}s_{50} + \dot{m}_{51}s_{51} + \dot{m}_{57}s_{57} + \dot{m}_{59}s_{59} + \dot{m}_{60}s_{60} - \dot{m}_{11}s_{11} - \dot{m}_{37}s_{37} - \dot{m}_{42}s_{42} \quad (4.205)$$

$$\eta_{II,DSP} = \frac{\dot{E}_{17} + \dot{E}_{50} + \dot{E}_{51} + \dot{E}_{57} + \dot{E}_{59} + \dot{E}_{60}}{\dot{E}_{11} + \dot{E}_{37} + \dot{E}_{42} + \dot{W}_{DSP}} \quad (4.206)$$

$$\dot{E}_{D,DSP} = T_0 \dot{S}_{gen,DSP} \quad (4.207)$$

#### 4.2.21. Linde prosesi (LP)

Linde prosesi komple kontrol hacmi olarak alınırse prosesin şebekeden çektiği toplam güç  $\dot{W}_{LP} = 7770 kW$  'dır. Linde prosesi cihazlarının şebekeden çektiği güçler Tablo 4.1'de ayrı ayrı verilmiştir.

Linde prosesi için termodinamiğin I. kanun eşitliği aşağıdaki şekilde yazılabilir;

$$\dot{Q}_{LP} - \dot{W}_{LP} = \dot{m}_{50}h_{50} + \dot{m}_{59}h_{59} + \dot{m}_{60}h_{60} + \dot{m}_{90}h_{90} - \dot{m}_1h_1 - \dot{m}_{86}h_{86} - \dot{m}_{89}h_{89} \quad (4.208)$$

Linde prosesi için enerji verimi şöyledir;

$$\eta_{I,LP} = \frac{\dot{m}_{50}h_{50} + \dot{m}_{59}h_{59} + \dot{m}_{60}h_{60} + \dot{m}_{90}h_{90}}{\dot{m}_1h_1 + \dot{m}_{86}h_{86} + \dot{m}_{89}h_{89} + \dot{W}_{LP}} \quad (4.209)$$

Linde prosesinin entropi üretimi şu şekilde ifade edilir;

$$\dot{S}_{gen,LP} = \dot{m}_{50}s_{50} + \dot{m}_{59}s_{59} + \dot{m}_{60}s_{60} + \dot{m}_{90}s_{90} - \dot{m}_1s_1 - \dot{m}_{86}s_{86} - \dot{m}_{89}s_{89} \quad (4.210)$$

Linde prosesinin ekserji verimi Eşitlik (4.211)'de olduğu gibidir;

$$\eta_{II,LP} = \frac{\dot{E}_{50} + \dot{E}_{59} + \dot{E}_{60} + \dot{E}_{90}}{\dot{E}_1 + \dot{E}_{86} + \dot{E}_{89} + \dot{W}_{LP}} \quad (4.211)$$



Linde prosesinde yok edilen ekserji Eşitlik (4.212) ile hesaplanır;

$$\dot{E}_{D,LP} = T_0 \dot{S}_{gen,LP} \quad (4.212)$$

Linde prosesinin hat özellikleri Tablo 4.2’de gösterilmiştir. Hesaplamalarda kuru hava, kuru azot, kuru oksijen, kuru argon için entalpi ve entropi değerleri ilgili tablolar kullanılarak enterpolasyonla hesaplanmıştır [49]. Soğutma suyu ve nem hesapları için de su buhar tablolarından faydalanılmıştır [78]. Özgül ekserji hesaplanırken referans şartları 273,15 K ve 101,325 kPa olarak alınmıştır.

Tablo 4.2. Linde prosesinin hat özellikleri

Hat No	Bileşen adı Faz durumu	Debi (kg/s)	Karışımdaki Bileşenler			Basınç (kPa)	Sıcaklık (K)	Entalpi (kJ/kg)	Entropi (kJ/kgK)	Ekserji (kJ/kg)
			N <sub>2</sub> (kg/s)	O <sub>2</sub> (kg/s)	Ar (kg/s)					
1	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	101,325	308,15	308,51	6,8946	2,06
2	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	162,2	361,45	362,17	6,9341	44,93
3	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	161,2	314,25	314,53	6,7948	35,34
4	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	264,5	369,1	369,77	6,8231	82,85
5	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	262,8	319,45	319,57	6,6786	72,12
6	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	413,5	372,65	373,16	6,7015	119,46
7	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	411,2	313,95	313,71	6,5299	106,88
8	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	648,5	355,35	355,26	6,5173	151,87
9	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	638	296,15	295,18	6,3365	141,18
10	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	610	306,6	305,85	6,383	139,14
11	sıvı-gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	584	100,9	23,02	4,6029	342,55
12	sıvı-gaz karışım	5,1927	3,1365	1,9483	0,1079	560	100,2	-0,58	4,2525	353,85
13	sıvı-gaz karışım	5,1927	3,1365	1,9483	0,1079	162	86,4	-0,58	4,3433	329,04
14	sıvı-gaz karışım	1,038	0,0164	0,9374	0,0842	150	93,35	-21,61	4,2071	264,04
15	gaz karışım	0,9725	0,0164	0,9374	0,0187	120	92	39,54	5,0604	92,11
16	gaz azot	9,3485	9,3485	-	-	560	102	76,73	5,0107	267,27
17	gaz azot	3,3712	3,3712	-	-	560	102	76,73	5,0107	267,27
18	gaz azot	10,4312	10,4312	-	-	539,3	94,75	76,82	4,9679	279,05
19	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	519	312,75	323,63	6,4008	134,46
20	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	823,9	368,9	382,02	6,4471	180,21
21	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	818	324,55	335,44	6,3149	169,74
22	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	1225	380,1	393,31	6,3582	215,78
23	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	1223	323,55	333,66	6,1886	202,46
24	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	1804,7	380,7	393,26	6,2384	248,45
25	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	1801,7	323,75	332,83	6,067	234,84
26	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	2842,9	380,4	391,8	6,1172	280,1

Tablo 4.2. (Devam) Linde prosesinin hat özellikleri

Hat No	Bileşen adı Faz durumu	Debi (kg/s)	Karışımdaki Bileşenler			Basınç (kPa)	Sıcaklık (K)	Entalpi (kJ/kg)	Entropi (kJ/kgK)	Ekserji (kJ/kg)
			N <sub>2</sub> (kg/s)	O <sub>2</sub> (kg/s)	Ar (kg/s)					
27	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	2837,1	316,6	323,33	5,9206	265,33
28	gaz azot	5,03	5,03	-	-	2897,9	316,6	323,22	5,9147	266,83
29	gaz azot	5,03	5,03	-	-	2776,3	263,75	265,87	5,7274	260,64
30	gaz azot	5,03	5,03	-	-	537	177,35	180,66	5,7936	157,35
31	gaz azot	10,4312	10,4312	-	-	2897,9	316,6	323,22	5,9147	266,83
32	gaz azot	10,4312	10,4312	-	-	3965	346	353,57	5,9274	303,71
33	gaz azot	10,4312	10,4312	-	-	3894,1	313,05	317,55	5,8064	290,74
34	gaz azot	10,4312	10,4312	-	-	5262	342,8	348,04	5,7881	326,21
35	gaz azot	10,4312	10,4312	-	-	5191,1	303,75	304,83	5,6571	318,81
36	gaz azot	3,3188	3,3188	-	-	5272,5	142	74,52	4,5045	403,33
37	sıvı-gaz azot	3,3188	3,3188	-	-	550	95	74,52	4,9402	284,32
38	gaz azot	7,1124	7,1124			5915,8	171,65	135,32	4,8831	360,71
39	sıvı-gaz azot	7,1124	7,1124	-	-	537	95,15	74,57	4,9863	271,77
40	sıvı-gaz azot	7,06	7,06	-	-	530	94,4	75,94	5,0053	267,95
41	sıvı-gaz azot	0,0524	0,0524	-	-	530	94,4	75,94	5,0053	267,95
42	sıvı azot	0,0524	0,0524	-	-	144	80,1	76,85	5,3241	181,78
43	gaz azot	5,9773	5,9773	-	-	560	102	76,73	5,0109	267,21
44	sıvı-gaz azot	5,9773	5,9773	-	-	550	94	68,07	4,9263	281,66
45	sıvı-gaz azot	2,8119	2,8119	-	-	550	94	68,07	4,9263	281,66
46	sıvı-gaz azot	3,1654	3,1654	-	-	550	94	68,07	4,9263	281,66
47	sıvı azot	3,1654	3,1654	-	-	144	80	68,07	5,2142	203,02
48	sıvı azot	3,2178	3,2178	-	-	144	80	68,61	5,221	201,71
49	sıvı azot	2,4171	2,4171	-	-	144	80	68,61	5,221	201,71
50	sıvı azot	0,8007	0,8007	-	-	144	80	68,61	5,221	201,71
51	gaz karışım	2,0301	1,8993	0,0884	0,0424	150	100,2	99,66	5,5252	132,54
52	gaz karışım	2,0301	1,8993	0,0884	0,0424	130	291,35	297,27	6,6727	16,71
53	gaz karışım	0,1794	0,1678	0,0078	0,0038	130	291,35	297,27	6,6727	16,71
54	gaz karışım	0,1794	0,1678	0,0078	0,0038	125	582	586,46	7,3663	116,44
55	gaz karışım	1,8507	1,7315	0,0806	0,0386	125	291,35	297,24	6,682	14,14
56	gaz karışım	2,0301	1,8993	0,0884	0,0424	110	268,15	273,45	6,6262	5,59
57	gaz azot	3,6543	3,6543	-	-	155	100,2	101,25	5,5771	137,08
58	gaz azot	3,6543	3,6543	-	-	110	297,7	308,78	6,8169	5,96
59	sıvı oksijen	1,8599	-	1,8599	-	120	84	-143,82	2,8211	565,96
60	sıvı argon	0,0655	-	-	0,0655	120	85	-119,53	1,3435	417,22
61	nemli azot ( $\varphi=1$ )	3,7767	3,7767	-	-	105	306,5	403,78	7,1492	10,18
62	soğutma suyu	3,6111	-	-	-	310	305,85	137,28	0,4716	8,38
63	soğutma suyu	3,4887	-	-	-	290	282,35	38,86	0,1363	1,54

Tablo 4.2. (Devam) Linde prosesinin hat özellikleri

Hat No	Bileşen adı Faz durumu	Debi (kg/s)	Karışımdaki Bileşenler			Basınç (kPa)	Sıcaklık (K)	Entalpi (kJ/kg)	Entropi (kJ/kgK)	Ekserji (kJ/kg)
			N <sub>2</sub> (kg/s)	O <sub>2</sub> (kg/s)	Ar (kg/s)					
64	soğutma suyu	3,4887	-	-	-	1013,25	282,75	41,27	0,1422	2,34
65	soğutma suyu	15	-	-	-	290	305,85	137,28	0,4716	8,38
66	soğutma suyu	15	-	-	-	1013,25	305,95	138,35	0,4727	9,15
67	soğutma suyu	19,46	-	-	-	290	305,85	137,28	0,4716	8,38
68	soğutma suyu	19,46	-	-	-	286	310,35	156,08	0,5337	10,21
69	soğutma suyu	17,15	-	-	-	290	305,85	137,28	0,4716	8,38
70	soğutma suyu	17,15	-	-	-	283	311,15	159,42	0,5447	10,55
71	soğutma suyu	16,97	-	-	-	290	305,85	137,28	0,4716	8,38
72	soğutma suyu	16,97	-	-	-	285	312,45	164,86	0,5626	11,1
73	soğutma suyu	28,03	-	-	-	290	305,85	137,28	0,4716	8,38
74	soğutma suyu	28,03	-	-	-	283	311,65	161,51	0,5516	10,75
75	soğutma suyu	23,82	-	-	-	290	305,85	137,28	0,4716	8,38
76	soğutma suyu	23,82	-	-	-	284	314,65	174,05	0,5917	12,34
77	soğutma suyu	25,18	-	-	-	290	305,85	137,28	0,4716	8,38
78	soğutma suyu	25,18	-	-	-	286	314,35	172,8	0,5878	12,16
79	soğutma suyu	24,33	-	-	-	290	305,85	137,28	0,4716	8,38
80	soğutma suyu	24,33	-	-	-	284	315,85	179,07	0,6072	13,13
81	soğutma suyu	18,85	-	-	-	290	305,85	137,28	0,4716	8,38
82	soğutma suyu	18,85	-	-	-	284	311,25	159,84	0,5461	10,59
83	soğutma suyu	20,4	-	-	-	290	305,85	137,28	0,4716	8,38
84	soğutma suyu	20,4	-	-	-	284	311,85	162,35	0,5544	10,83
85	soğutma suyu	18,4887	-	-	-	400	308,85	149,93	0,5129	9,74
86	soğutma suyu	2,3148	-	-	-	250	288,15	63,17	0,2223	2,36
87	soğutma suyu	212,6787	-	-	-	120	313,35	168,46	0,575	10,04
88	soğutma suyu	212,8011	-	-	-	430	305,85	137,42	0,4715	8,54
89	hava ( $\phi=0,70$ )	157,5944	-	-	-	101,325	308,15	373,93	7,1156	7,36
90	hava ( $\phi=1,0$ )	157,5944	-	-	-	101,325	310,95	459,82	8,0569	7,33

Linde prosesindeki tüm cihaz ve proseslerle ilgili yapılmış olan termodinamik hesaplamaların sonucunda belirlenen ısı kaybı, I. Kanun verimi, II. Kanun verimi ve kayıp ekserji değerleri Tablo 4.3'te verilmiştir.

Tablo 4.3. Linde prosesi cihazlarının kapasiteleri, ısı kayıpları, I. kanun (veya kompresör ve türbinler için izentropik) verimleri, II. kanun verimleri ve kayıp ekserji değerleri

Cihaz Kodu	Cihaz Adı	Cihaz Kapasitesi (kW)	Isı Kaybı (kW)	I. Kanun Verimi veya İzentropik Verim	II. Kanun Verimi	Kayıp Ekserji (kW)
C1161-I	Hava Kompresör Grubu I. Kademe	595	-63,69	0,6738 <sup>1</sup>	0,7229	142,71
E1116	Hava Kompresör Grubu I. Kademe Eşanjörü	399,84	-34,83	-	0,4415	38,24
C1161-II	Hava Kompresör Grubu II. Kademe	595	-50,4	0,7710 <sup>1</sup>	0,7955	105,30
E1117	Hava Kompresör Grubu II. Kademe Eşanjörü	422,21	-42,51	-	0,4124	44,2
C1161-III	Hava Kompresör Grubu III. Kademe	595	-64,28	0,7780 <sup>1</sup>	0,7994	103,35
E1118	Hava Kompresör Grubu III. Kademe Eşanjörü	500	-31,97	-	0,4363	53,03
C1161-VI	Hava Kompresör Grubu IV. Kademe	595	-165,54	0,7797 <sup>1</sup>	0,7938	106,17
E2417	Evaporatif Su Soğutucusu	396,58	36,42	-	0,8420	7,52
P2466	Hava Ön Soğutucusu Su Pompası	22	0	0,1570 <sup>1</sup>	0,6066	4,51
P2467	Hava Ön Soğutucusu Su Pompası	18	0	0,4604 <sup>1</sup>	0,1791	5,62
E2416	Hava Ön Soğutucusu	505,30	47,48	-	0,9612	62,80
A2626A/B	Moleküler Sieve (Molekül Emici) Bataryaları	-	-10,44	-	0,9590	49,06
E2618	Elektrikli Isıtıcı	87	-35,12	0,5963	0,2321	55,96
C1461-I	Azot Kompresör Grubu I. Kademe	1105	-53,33	0,7457 <sup>1</sup>	0,7507	238,28
E1416	Azot Kompresör Grubu I. Kademe Eşanjörü	720,18	-41,02	-	0,4104	86,52
C1461-II	Azot Kompresör Grubu II. Kademe	1105	-61,68	0,6998 <sup>1</sup>	0,7588	230,69
E1417	Azot Kompresör Grubu II. Kademe Eşanjörü	922,26	-46,40	-	0,4580	101,19
C1461-III	Azot Kompresör Grubu III. Kademe	1105	-34,93	0,6827 <sup>1</sup>	0,7517	237,42
E1418	Azot Kompresör Grubu III. Kademe Eşanjörü	934,32	-39,93	-	0,4523	106,32
C1461-IV	Azot Kompresör Grubu IV. Kademe	1105	-44,67	0,7008 <sup>1</sup>	0,7421	246,66
E1419	Azot Kompresör Grubu IV. Kademe Eşanjörü	1058,63	-41,88	-	0,5061	103,70
X3471	Soğuk Türbin	432,08	0	0,9109 <sup>1</sup>	0,7498	200,49
C3461	Booster Kompresörü	381,61	-65,02	0,7954 <sup>1</sup>	0,7970	139,00
E3421	C3461 Booster Komp. Çıkış Eşanjörü	375,73	-31,91	-	0,4136	51,01

Tablo 4.3. (Devam) Linde prosesi cihazlarının kapasiteleri, ısı kayıpları, I. kanun (veya kompresör ve türbinler için izentropik) verimleri, II. kanun verimleri ve kayıp ekserji değerleri

Cihaz Kodu	Cihaz Adı	Cihaz Kapasitesi (kW)	Isı Kaybı (kW)	I. Kanun Verimi veya İzentropik Verim	II. Kanun Verimi	Kayıp Ekserji (kW)
X3472	Sıcak Türbin	428,61	0	0,8848 <sup>1</sup>	0,8250	90,96
C3462	Booster Kompresörü	378,55	-60,50	0,8303 <sup>1</sup>	0,8038	80,44
E3422	C3462 Booster Komp. Çıkış Eşanjörü	372,73	-25,48	-	0,5397	31,68
D3432	Genişleme Tankı	-	9,74	-	0,9859	8,82
E3116	Ana Isı Değiştirici	4637,19	183,98	-	0,9492	719,89
E3216	Isı Değiştiricisi	-	-51,76	-	0,5993	6,14
T3211	Yüksek Basınç Kolonu	-	60,99	-	0,9392	280,61
T4111	Argon Kolonu	-	53,06	-	0,4266	12,95
T3212	Alçak Basınç Kolonu	-	129,35	-	0,8350	640,02
E8421	Soğutma Kulesi	6584,73	-2349,68	-	0,4496	1616,96
HBÖSFP	Hava Basınçlandırma, Ön Soğutma ve Filtrasyon Prosesi	2515,05	-414,76	0,6417	0,6835	778,59
ABGP	Azot Basınçlandırma ve Genişletme Prosesi	4434,3	-347,26	0,8184	0,5802	2672,99
DSP	Distilasyon ve Saflaştırma Prosesi	5,5	-192,08	0,7097	0,7777	939,69
LP	<b>KOMPLE LİNDE PROSESİ</b>	<b>7770<sup>2</sup></b>	<b>-2910,61</b>	<b>0,6254</b>	<b>0,2285</b>	<b>5994,56</b>

### 4.3. Şebeke Elektriğinden Beslenen Hava Ayrışım Tesisinin Ürün Maliyetlerinin Belirlenmesi

HAT'a giren hava debisi 8,4105 kg/s ve çıkan ürünler 0,8007 kg/s sıvı azot, 1,8599 kg/sıvı oksijen ve 0,0655 kg/s sıvı argondur. Bu üretim miktarları yaz çalışma şartlarına aittir. Prosese giren 8,4105 kg/s hava debisine karşılık toplam üretim miktarı 2,7261 kg/s'dir. Kalan miktar proseste belirli noktalarda kullanıldıktan sonra atmosfere atılmaktadır. Alçak basınç kolonunun üst kısmından ayrılan 51 nolu 2,0301 kg/s debisindeki kirli azot gazı moleküler eleklerin rejenerasyon işleminde kullanıldıktan sonra atmosfere atılmaktadır.

<sup>1</sup> İzentropik verim

<sup>2</sup> Elektrik gücü

Alçak basınç kolonunun en üst noktasından çekilen 3,6543 kg/s debisindeki saf ve kuru azot gazı E2417 evaporatif su soğutucusunda kullanıldıktan sonra atmosfere atılmaktadır.

Havanın ayrıştırılması işlemi için HAT'a beslenen elektrik enerjisi 7770 kW'tır.

Saatte HAT'a beslenen hava;

$$8,4105 \times 3600 = 30277,8 \text{ kg / h } (= 23420 \text{ Nm}^3 / \text{ h } = 1045,14 \text{ kmol / h}) \text{ kuru hava}$$

olarak hesaplanır.

Beslenen hava başına enerji girişi;

$$7770 / 30277,8 = 0,2566 \text{ kWh / kg kuru hava}$$

$$7770 / 23420 = 0,3318 \text{ kWh / Nm}^3 \text{ kuru hava}$$

$$7770 \times 3600 / 1045143,25 = 0,027 \text{ kJ / kmol kuru hava}$$

şeklinde belirlenir.

Saatteki ürün miktarları ise;

$$0,8007 \times 3600 = 2882,52 \text{ kg / h } (= 2034,54 \text{ Nm}^3 / \text{ h } = 102,90 \text{ kmol / h}) \text{ sıvı azot}$$

$$1,8599 \times 3600 = 6695,64 \text{ kg / h } (= 4683,90 \text{ Nm}^3 / \text{ h } = 209,25 \text{ kmol / h}) \text{ sıvı oksijen}$$

$$0,0655 \times 3600 = 235,8 \text{ kg / h } (= 132,14 \text{ Nm}^3 / \text{ h } = 5,90 \text{ kmol / h}) \text{ sıvı argon}$$

şeklinde hesaplanır. Saatteki toplam ürün miktarı aşağıdaki gibidir;

$$2882,52 + 6695,64 + 235,8 = 9813,96 \text{ kg / h } (= 6850,58 \text{ Nm}^3 / \text{ h } = 318,05 \text{ kmol / h})$$

Şebeke elektriğinden beslenen hava ayrışım tesisi için hesaplanan birim ürün başına enerji tüketimleri Tablo 4.4'te verilmiştir.

European Industrial Gases Association (EIGA)'ya göre 1 kg sıvı oksijen için elektrik tüketimi 0,638 kWh/kg; 1 kg sıvı azot için elektrik tüketimi ise 0,549 kWh/kg'dır [79].

Tablo 4.4. Şebeke elektriğiyle işletilen Linde prosesinin birim ürün başına harcanan enerji miktarları

Giriş havası veya ürün adı	Ürün Başına Enerji	
	(kWh/kg)	(kJ/kg)
Giriş Havası	0,257	925,2
Oksijen üretimi	1,160	4176,0
Azot üretimi	2,696	9705,6
Argon üretimi	32,952	118627,2
Toplam üretim	0,792	2851,2

2012 yılında Fu ve Gundersen'in yaptığı çalışmada giriş havası başına 0,219 kWh/kg özgül güç tüketimi sağlanmıştır [7].

2015 yılında Aneke ve Wang'ın yaptığı çalışmada oksijen için 0,316 kWh/kg, azot için 0,323 kWh/kg, argon için 17,346 kWh/kg ve toplam ürün için 0,170 kWh/kg enerji tüketim değerleri elde edilmiştir [3].

Enerji tüketimlerini verdiğimiz HAT'ların proseslerinde, gaz veya sıvı olmak üzere üretim şekillerinde veya kapasitelerinde olabilecek çeşitli farklar nedeniyle birebir bizim çalıştığımız tesisle enerji sarfiyatı bakımından kıyaslanmaları çok doğru olmasa da belirlediğimiz ürün başına enerji tüketim değerleri çok yüksektir.

Enerji enstitüsü Ekim 2014 – Aralık 2014 elektrik tarifesine göre tek zamanlı sanayi elektriği fiyatı 18,5 Krş/kWh'tir [80]. HAT'tan 1 kg %99,5 safiyette sıvı ürün elde etmek için gerekli elektrik enerjisi maliyeti;

$$0,792 \times 18,5 = 14,7 \text{ Krş / kg sıvı ürün}$$

olarak belirlenir.

#### **4.4. Mevcut Hava Ayırışım Tesisinin Termodinamik Analiz Sonuçlarının Değerlendirilmesi**

Hava kompresör grubu Mannesmann Demag VK20-4 tipi, 4 kademeli, 4 kademe arası 3 adet soğutma eşanjörlü, 25000 Nm<sup>3</sup>/h kapasiteli santrifüj bir kompresör grubudur. Basınç oranı 1,6'dır [81]. Bu özelliklerde bir turbo kompresör için izentropik verim 0,80-0,85 civarında olmalıdır [82].

Hava kompresör grubu kademelerinin izentropik verimleri oldukça düşüktür. Hava, kademeler arasında dolaşırken çevreye olan ısı kaybı basınç artışına oranla normalden fazla olmaktadır.

Kompresör grubunun kapasitesi 25000 Nm<sup>3</sup>/h (32330 kg/h) olmasına rağmen özellikle yaz havasının sıcak olması nedeniyle tam kapasite yüklenememektedir. Verimin ve üretimlerin düşük olmasının nedeni hava sıcaklığı dolayısıyla hava kompresör grubu emişinin ancak 23420 Nm<sup>3</sup>/h (30286 kg/h) akışa ayarlanabilmiş olmasıdır.

Hava kompresör grubundan moleküler eleklere kadar olan hatlarda havanın nemi ihmal edilmiştir. Havanın sıkıştırılması ve sıcaklığının artmasıyla buhar traplarından atılan nemle birlikte bir miktar enerji ve ekserji kaybı olmaktadır. Ekserjideki büyük kaybın en önemli nedeni havanın sıkıştırılması ve eşanjörlerde soğutulması esnasında oluşan ciddi basınç ve ısı kayıplarıdır.

Ayrıca kompresör grubundan çıkan havanın hava ön soğutucusuna düşük nemde girmesi istendiğinden 4. kademesi çıkışına eşanjör konulmamıştır. Kompresörün çıkışından hava ön soğutucusuna kadar olan hatta ısı kaybı bu sebeple fazla olmaktadır.

Linde Prosesinden çevreye olan ısı kaybının %12'si hava kompresör grubu kademelerinden olmaktadır. Emilen 1 mol hava başına hava kompresör grubunun harcadığı enerji, 8,2 kJ/mol kuru havadır. Hava kompresör grubu kademelerinde yok edilen ekserji 1,58 kJ/mol kuru havadır. Bu, prosesteki toplam ekserji kaybının %7,63'üne karşılık gelir.

Şebeke elektriğiyle işletilen Linde prosesinin I. ve II. Kanun analizleri için çizilmiş olan Sankey diyagramları, Şekil 4.4 ve Şekil 4.5'te gösterilmiştir.

Gövde borulu ısı değiştiriciler için literatürde verilen mümkün ekserji verimi %25-60 aralığındadır [83]. Tesisin hava kompresör grubunun gövde borulu ara eşanjörleri için ekserji verimleri %45 civarlarında hesaplanmıştır. Ekserji kaybı borulardaki basınç kayıplarından ve eşanjörden çevreye olan ısı kaybından kaynaklanmaktadır.



Hava kompresör grubu ara eşanjörlerindeki ısı kaybı toplamın %3,8'i, ekserji kaybı ise prosesin toplam ekserji kaybının %2,3'üdür.

Direkt evaporatif soğutma sistemleri için literatürde verilen mümkün ekserji verimleri %60–90 arasında değişmektedir [84]. Linde prosesinin E2417 evaporatif su soğutucusunun %84 olan ekserji verimi oldukça iyidir. Ekserji kaybı prosesin toplam ekserji kaybı yanında yok denecek kadar azdır.

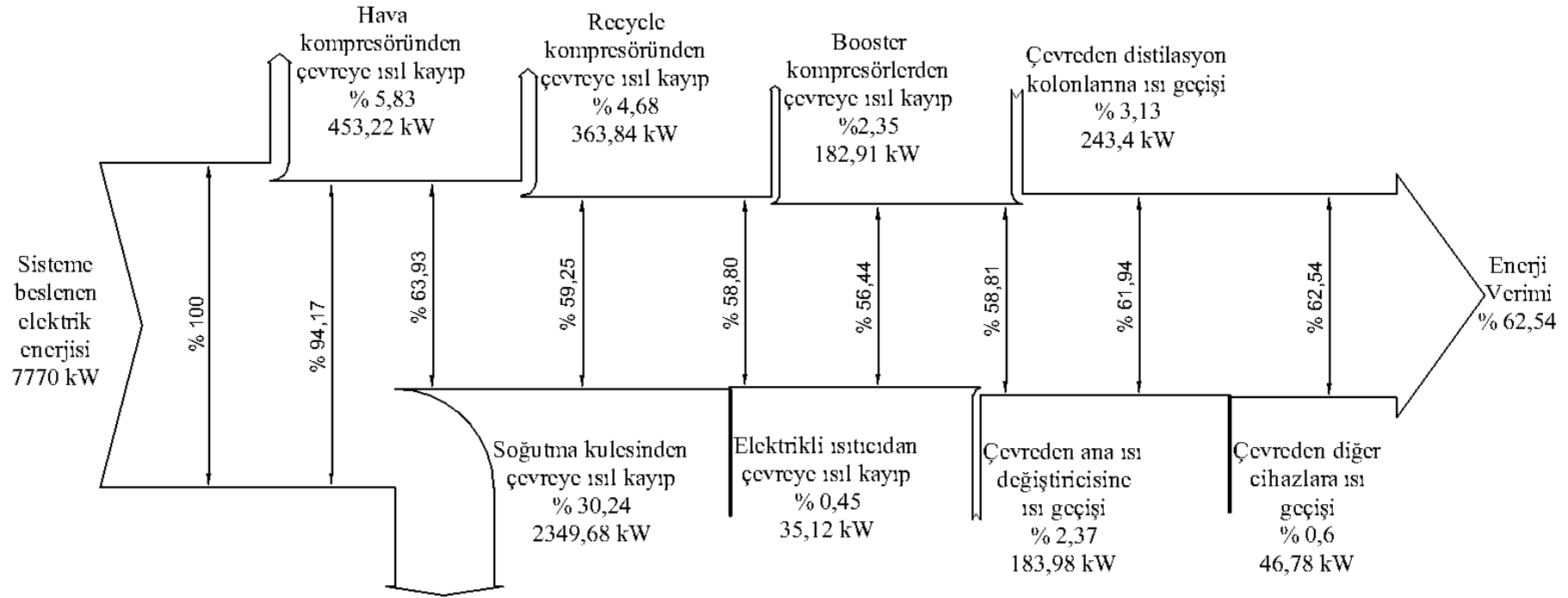
Hava ön soğutucusuna su basan P2466 ve P2467 tipinde su pompaları için izentropik verimler ve II. kanun verimleri literatüre göre normalde %70 civarında olmalıdır [85]. Pompa verimleri olması gerekenin çok altındadır. Pompalar muhtemelen salmastralarından geriye su kaçırmaktadır.

Kompresör basıncına bağlı olarak hava ön soğutucu ekserji verimi literatüre göre 0,90'ı aşabilmektedir [86]. Linde prosesi hava ön soğutucusu verimi oldukça iyidir. Ekserji kaybı toplamın %1,1'ini teşkil eder.

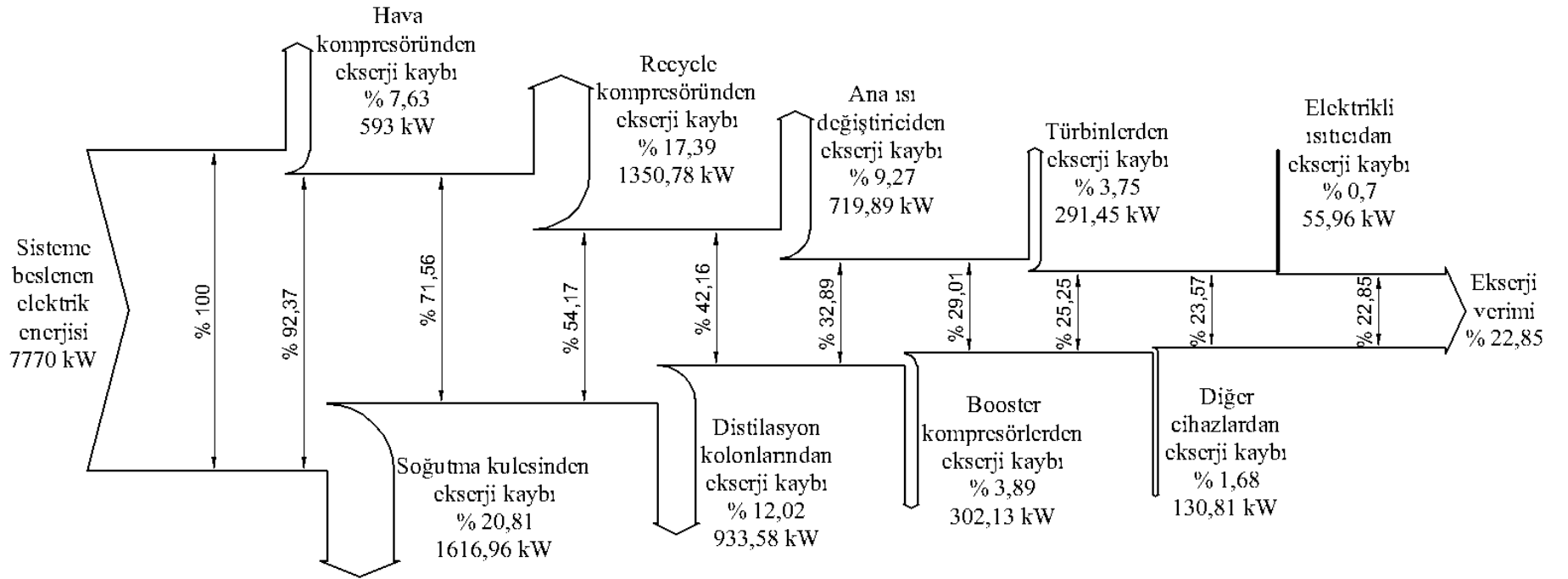
Moleküler elekler için ekserji tasarım değeri %98 olarak verilmektedir [87]. Hesaplanan %96 değeri oldukça iyidir. Moleküler eleklerin PLC ile otomatik olarak çalışması esnasında vanaların açılması-kapanmasında mekanik sıkışmalar olmakta; rejenerasyon adımları olumsuz etkilenmektedir. Verim konusunda bu durumun etkisi yadsınamaz.

Literatüre göre endüstriyel elektrikli ısıtıcıların enerji verimleri %70 civarında olmaktadır. Ekserji verimleri ise düşük sıcaklıklarda %7'den yüksek sıcaklıklarda %54'e kadar değişebilmektedir [88]. Linde prosesinin E2618 elektrikli ısıtıcısının özellikle ekserji verimi çok düşüktür. Bunun en önemli nedeni, rejenerasyon prosesi gereği ısıtıcının bir çevrimde yaklaşık 2 saat süren rejenerasyon adımlarının yalnızca 40 dakikasında direkt olarak ısıtma yapılmasıdır. Diğer 80 dakika boyunca bir taş kütle ısıtılır ve ısıtma adımında bu ısıdan faydalanılır. Bu esnada önemli derecede ısı kaybı olur.

Elektrikli ısıtıcıdaki ekserji kaybının diğer nedeni ısıtıcı içinden geçen rejenerasyon azotunda oluşan basınç kayıplarıdır. Ekserji kaybı toplamın %1'idir.



Şekil 4.4. Şebeke elektriğiyle işletilen Linde Prosesinin I. kanun analiz sonuçlarının Sankey diyagramında gösterilmesi



Şekil 4.5. Şebeke elektriğiyle işletilen Linde Prosesinin II. kanun analiz sonuçlarının Sankey diyagramında gösterilmesi

Azot kompresör grubu Mannesmann Demag HVK20-4 tipi, 4 kademeli, 4 kademe arası 3 adet ve 1 adet de son kademe çıkışı olmak üzere 4 adet soğutma eşanjörlü, 58000Nm<sup>3</sup>/h (72546 kg/h) kapasiteli santrifüj bir kompresör grubudur. Basınç oranı 1,6'dır [89]. Bu özelliklerde bir turbo kompresör için izentropik verim 0,80-0,85 civarında olmalıdır [90].

Azot kompresör grubunun kademelerinin izentropik verimleri hava kompresör grubunda olduğu gibi oldukça düşüktür. Aynı şekilde azotta sağlanan basınç artışına oranla, çevreye olan ısı kaybından dolayı, sıcaklık gerekenden düşük kalmaktadır. Linde prosesinden çevreye olan ısı kaybının %6,7'si azot kompresör grubu kademelerinden olmaktadır.

Azot kompresör grubunun kapasitesi 58000 Nm<sup>3</sup>/h olmasına rağmen hava sıcaklığına bağlı olarak hava kompresör grubuyla eş zamanlı olarak yüklendiğinden tam kapasitede çalıştırılmamaktadır. Tam kapasite yüklenemiyor olması da verimin düşük kalmasında etkindir.

Ekserjideki büyük kaybın en önemli nedeni havanın, kompresör grubunun 4 kademesinde sıkıştırılması ve kademeler arasında eşanjörlerde soğutulması esnasında oluşan ciddi basınç kayıplarıdır. C1461 azotkompresör grubu kademelerinde oluşan ekserji kaybı, prosesin toplam ekserji kaybının %16'sıdır.

Azot kompresör grubu kademe ara eşanjörü ekserji verimleri %45'ler civarında olup oldukça düşüktür. C1461 azot kompresör grubu ara eşanjörlerindeki ekserji kaybı prosesin toplam ekserji kaybının %6,6'sına karşılık gelmektedir.

Literatüre göre küçük çaplı kriyojenik turbo genişleticiler için izentropik verim %60-65 civarında olmakla birlikte iyi tasarlanmış, büyük türbinlerin adyabatik verimleri %90'ın üzerindedir [91]. Tesiste Atlas Copco ETB 150 MS tipi booster-türbin çiftleri kullanılmaktadır. Katalog izentropik verimleri genişletme türbinleri için %92, booster kompresörler için %95; katalog ekserji verimleri genişletme türbinleri için %85, booster kompresörler için %90 olarak verilmektedir [92]. X3471 soğuk türbinin %75 olarak hesaplanan ekserji verimi düşük görünmektedir. Soğuk türbin çıkışında azot, ıslak buhar olarak çıkmaktadır. Kuruluk derecesi bilinmediğinden hesaba azotun sıvı kısmı dahil edilmemiştir.

X3472 sıcak türbininin %83 olarak hesaplanan ekserji verimi X3472'den iyidir ve katalog verimine oldukça yakındır. C3461 ve C3462 Booster kompresörlerinin ekserji verimleri de katalog değerlerinden oldukça düşüktür. Azot kompresörünün kapasitesinin altında yüklenmesi booster-türbin verimlerini de etkilemektedir. Booster-türbin çiftleri için toplam ekserji kaybı, prosesin toplam ekserji kaybının %8,5'idir.

E3421 ve E3422 booster eşanjörlerinin ekserji verimleri de düşük olup toplama oranla ekserji kayıpları %1,4'tür.

D3432 genişleme tankı, normalde bir hattın ikiye bölünmesinden başka bir işlev görmemektedir. Soğuk türbinin çıkışındadır. Soğuk türbinde kısmen sıvılaştıran azotun bir kısmı buradan üretime katılmaktadır. Bir separatör olarak değerlendirilirse verimi oldukça iyidir.

Ana ısı değiştirici (AID) ekserji verimi oldukça iyi görünmesine rağmen kapasitesi yüksek olan AID'de gerçekleşen ekserji kaybı prosesin ekserji kaybının %12'sine karşılık gelmektedir.

Yüksek basınç kolonu için ekserji verimi %93,92 ve toplama oranla ekserji kaybı %4,7 olarak hesaplanmıştır. Distilasyonun benzer yapılandırmaları için verim oldukça iyidir. Çevreden prosese olan ısı geçişinin %12'si YBK'ya olur. Argon kolonu için ekserji verimi %42,66 olarak çok düşük hesaplanmış olmasına rağmen ekserji kaybı, prosesin toplam ekserji kaybı yanında çok küçüktür.

ABK'nın ekserji verimi %83,50 olarak hesaplanmıştır. Ekserji kaybı prosesin toplam ekserji kaybının %10,7'sidir. Çevreden prosese geçen ısının %25,3'ü ABK'ya olur.

Soğutma kulesi için ekserji verimi oldukça düşüktür ve prosesin toplam ekserji kaybının %21'i soğutma kulesinde kaybolur.

Linde prosesinin alt prosesleri HBÖSFP ve DSP için enerji verimleri oldukça düşük olmasına karşın ABGP'nin enerji verimi %82'dir. Linde prosesi için genel enerji verimi %62,54 olarak hesaplanmıştır.

HBÖSFP için ekserji verimi %68,35 ve toplama oranla ekserji kaybı %13'tür. Toplam ekserji kaybının %44,6'sı ABGP'de ve %15,7'si de DSP'de olmaktadır.

Linde prosesinin ekserji verimi yaklaşık %23 olarak benzer koşullarda çalışan HAT'lara oranla çok düşüktür. Tezin giriş kısmında bahsedilen 2 kolonlu prosesin ekserji verimi %35, 3 kolonlu prosesin ise %38'dir.

## 5. ENERJİNİN TRİJENERASYON TESİSİNDEN SAĞLANMASI

Linde prosesinin işletilmesinde şebekeden alınan elektrik enerjisinden yararlanılmaktadır. Maliyetinin yüksek olmasının yanında tesisin işletilmesi açısından başka birçok sakıncası bulunmaktadır. En başta iletim hatlarında çok büyük enerji kayıpları yaşanmaktadır. Şebeke elektriğinde sıklıkla gerilim ve frekans dalgalanmaları yaşanmakta; hatlarda oluşan arızalardan dolayı elektrik kesintileri meydana gelmektedir. Bu gibi sebepler dolayısıyla Linde prosesinin işletilmesi esnasında sık sık duruşlar olmaktadır. Gerilim ve frekans dalgalanmaları dolayısıyla yüksek maliyetli elektronik kart arızaları olabilmektedir.

Linde prosesinde herhangi bir kesintiden sonra devreye alma ve ürünlerin saflaştırılması işlemleri 6 saati bulmaktadır. Tam kapasite çalışan 250 ton/gün kapasiteli bir HAT'ın yatırım, enerji, işletme, bakım masrafları ve 6 saatte üretilecek saf ürün kaybı birlikte değerlendirildiğinde anlık bir enerji kesintisiyle tesisin devreden çıkması sonucu oluşabilecek mali zarar 30000 Euro civarındadır [93].

Maliyet, enerji bağımsızlığı, enerjide kalite ve devamlılık açısından yeterli güçte bir trijenerasyon tesisi kurulması son derece yerinde olacaktır. Elektrik kesintileri, gerilim ve frekans dalgalanmalarından kaynaklı kayıplar bertaraf edilmiş olacaktır. Elektrik üretildiği yerde tüketildiği için iletim kayıpları da olmayacaktır.

Trijenerasyondan elde edilecek ısı enerjisi absorpsiyonlu soğutma ile değerlendirilerek Linde prosesinde soğutma amaçlı kullanılacaktır. Kojenerasyondan elde edilen ısıdan, ısıtma ve aynı zamanda soğutma şeklinde de faydalanılan tesisler trijenerasyon tesisi olarak adlandırılır. Trijenerasyon tesisleri diğer bütün kazançları yanında üretilen ısıyı, hem ısıtma hem de soğutma olarak değerlendirdikleri için birim enerji maliyetleri oldukça düşük olmaktadır. Enerjiyi ucuza kullandıkları için trijenerasyonla enerji üreten işletmelerin rekabette büyük avantajları olmaktadır [94].

Absorpsiyonlu soğutma sistemleri (ASS), enerjinin sürdürülebilirliği açısından çok büyük öneme sahiptir. Elektrik enerjisini yoğun olarak tüketen buhar sıkıştırma

soğutma sistemlerine kıyasla, elektrik tüketimleri çok düşüktür. Buhar sıkıştırırmalı soğutma sistemleri gaz fazında bir maddeyi sıkıştırabilmek için kompresör kullanmaktadır; bu ise büyük enerji tüketimine neden olmaktadır. Absorpsiyonlu soğutma sistemlerinde ise LiBr-H<sub>2</sub>O çözeltisinin absorberden jeneratöre pompalanmasında elektrik tüketilmektedir. Bir sıvının pompalanması sırasında tüketilen özgül güç, basınç farkının sıvının yoğunluğuna oranı olarak ifade edilebilir. Bir gazın sıkıştırılmasında tüketilen özgül güçte, en etkin parametre basınç oranının, özgül ısılar oranına üstel olarak bağlı olmasıdır. Bu nedenle aynı basınç sınırları arasında çalışacak bir pompa ve kompresörün özgül güç tüketimleri arasında büyük fark vardır [95].

Absorpsiyonlu soğutma sistemleri özellikle son yıllarda, dünyada ve ülkemizde yaşanan ekonomik krizlerden ve mevcut enerji potansiyellerinin kullanılabilirliğinin azalmasından dolayı, eski itibarını kazanmaya başlamıştır. H<sub>2</sub>O-LiBr eriyiğiyle çalışan soğurmalı soğutma sistemleri çoğunlukla 277,15 K ve üzerindeki sıcaklıklarda kullanılmakta, NH<sub>3</sub>-H<sub>2</sub>O eriyiğiyle çalışan sistemler ise 273,15 K'in altındaki soğutma uygulamalarında da kullanılabilir [96].

NH<sub>3</sub>-H<sub>2</sub>O ve H<sub>2</sub>O-LiBr eriyiği kullanan absorpsiyonlu soğutma çevrimlerinin yapılan analizlerinde aşağıdaki bulgular elde edilmiştir [96]:

1. Her iki sistemde de ısıtıcı ve buharlaştırıcı sıcaklıklarının artmasıyla STK artmakta ancak yoğuşturucu ve soğurucu sıcaklıklarının artmasıyla STK azalmaktadır.
2. Aynı sıcaklıklar arasında çalışan H<sub>2</sub>O-LiBr eriyiği kullanan sistemin STK ve FR değerleri NH<sub>3</sub>-H<sub>2</sub>O eriyiği kullanan sisteme göre daha fazla çıkmaktadır.
3. NH<sub>3</sub>-H<sub>2</sub>O eriyiği kullanan sistem daha fazla pompalama gücüne ihtiyaç duymaktadır.
4. NH<sub>3</sub>-H<sub>2</sub>O eriyiği kullanan sistemde çevrimin soğutma kısmında amonyak dolaştığından sistem daha yüksek basınçlarda çalışmaktadır.
5. H<sub>2</sub>O-LiBr eriyiği kullanan sistemde ısıtıcı sıcaklığı arttıkça ve yoğuşturucu sıcaklığı azaldıkça kristalizasyon ihtimali artmaktadır.



6. Kristalizasyon riski eriyik eşanjörü etkinliğinin artmasıyla (zengin eriyiğin sıcaklığının azalmasıyla) artmaktadır.

7. Her iki sistemde de FR değerinin artması, soğutucu akışkanın birim kütlesi başına pompanın çekmiş olduğu enerjiyi artırmaktadır.

Klasik buhar sıkıştırırmalı soğutma sistemlerinde kullanılan soğutucu akışkanların ozon tabakasına zararlı etkileri ve günümüzde yaşanan enerji darboğazı nedeniyle özellikle absorpsiyonlu soğutma sistemleri büyük önem kazanmıştır. Absorpsiyonlu soğutma sistemlerinde kullanılan akışkan çiftlerinin ozon tabakasına zarar vermemesi, CO<sub>2</sub> emisyonu oluşturmaması; güneş enerjisi, jeotermal enerji, atık ısı gibi kaynakların kullanılabilmesi nedeniyle absorpsiyonlu soğutma sistemleri daha avantajlı bir konuma gelmiştir [98].

Tüm bu nedenlerle Linde prosesine enerji temininin gaz türbinli, doğalgazlı trijenerasyon tesisiyle sağlanması planlanmıştır. Linde prosesinin soğutma şartlarına uygunluğu ve daha az enerji kullanarak daha verimli soğutma yapabilmesi sebebiyle trijenerasyonun soğutma kısmında H<sub>2</sub>O-LiBr eriyiği kullanan absorpsiyonlu soğutma tercih edilmiştir.

### **5.1. Linde Prosesine Trijenerasyondan Aktarılabilecek veya Çekilebilecek Enerji**

Linde prosesine enerji sağlamak için kurulacak trijenerasyon tesisinin kapasitesini belirlemek için Linde prosesinin şebekeden çektiği elektrik enerjisinin yanında trijenerasyondan elde edilecek ısıdan Linde prosesinin hangi aşamalarında ne ölçüde faydalanılabileceğinin de belirlenmesi gereklidir.

Trijenerasyonun kapalı çevrimle çalışan absorpsiyonlu soğutma sistemiyle öncelikle Linde prosesinin hava ve azotkompresör gruplarının kademe girişlerine ön soğutma yapılacaktır. Kademeli sıkıştırma yapılan hava ve azot sıkıştırma proseslerindeki her bir ara kademede kompresör giriş sıcaklıkları, bir absorpsiyonlu soğutma sisteminde üretilen 280,15 K sıcaklığındaki soğutma suyu kullanılarak daha da düşürülerek sıkıştırma verimi yükseltilecek ve kompresör iş tüketimi azaltılacaktır.

Hava kompresör grubu çıkışında hava sıcaklığı, proses gereği 350 K civarında istendiğinden hava kompresör grubunun çıkışına karşıt akış olarak trijenerasyonun ısısının kullanıldığı bir ısı değiştirici yerleştirilecektir.

İkinci olarak E2416 hava ön soğutucusuna alt ve üst kısımlarından beslenen 2 soğutma suyu hattı absorbsiyonlu soğutmadan beslenerek hem soğutma kulesinin yükü bir miktar daha azaltılacak, hem de daha önemlisi E2416 hava ön soğutucusuna üst kısmından beslenen soğutma suyunu ön soğutmakta kullanılan E2417 evaporatif su soğutucusu devre dışı kalacaktır. Böylece E2417 evaporatif su soğutucusunda kullanılıp atmosfere atılmakta olan 3,6543 kg/s debisinde, 297,7 K sıcaklık ve 110 kPa basıncındaki saf ve kuru azot gazı üretime kazandırılabilir. Günlük fazladan 315,7 ton azot üretime kazandırılabilir.

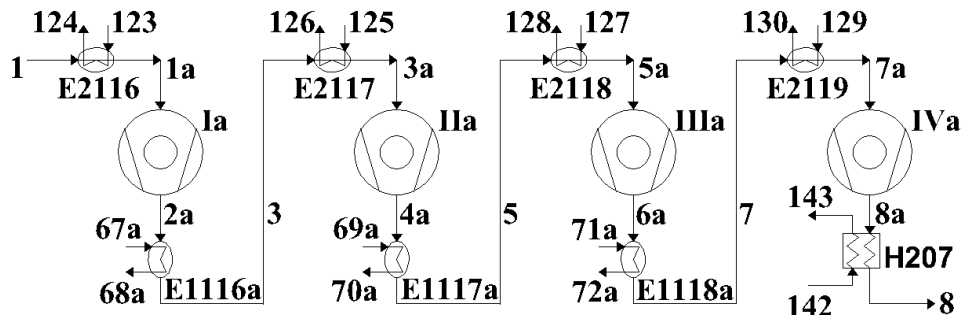
Yine yaz ayları için 150 kW'lık ofis soğutmaları da absorbsiyonlu soğutmadan sağlanacaktır.

Kurulacak trijenerasyon tesisinin 2 kademeli kompresör grubunun kademe girişlerine de absorbsiyonlu soğutma ile ön soğutma yapılacaktır.

Trijenerasyonun ısısından Linde prosesinin hava kompresör grubunun çıkış sıcaklığının yükseltilmesinde, rejenere azotunun ısıtılmasında ve kışın ofis ısıtılmasında da faydalanılacaktır.

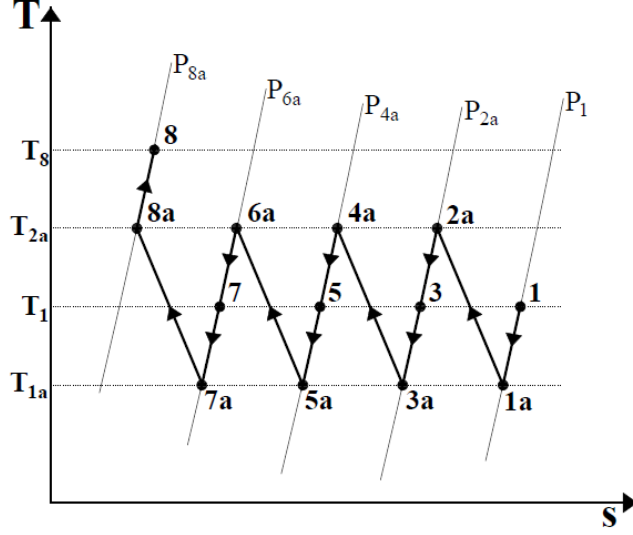
### 5.1.1. Hava kompresör grubu kademe girişlerinin ön soğutulması

Hava kompresör grubunun girişinde ve kademeler arasında absorbsiyonlu soğutma destekli yapılan ilave soğutma Şekil 5.1'de verilmiştir.



Şekil 5.1. Hava kompresör grubu kademe girişlerinin ön soğutulması

Havanın kompresör grubu kademelerine girmeden önce absorpsiyonlu soğutmayla ön soğutulması, kademe çıkışlarında soğutma kulesinden gelen suyla soğutulması ve son olarak kompresör grubu çıkışında havanın sıcaklığının proses için gerekli sıcaklığa yükseltilmesi işlemleri Şekil 5.2’deki T-s diyagramında gösterilmiştir.



Şekil 5.2. Linde Prosesi hava kompresör grubu için T-s diyagramı

Hava kompresör grubunun kademe girişlerine E2116, E2117, E2118 ve E2119 eşanjörleri yerleştirilmiş ve absorpsiyonlu soğutmayla ön soğutma yapılmıştır. Kompresör grubu çıkışına hava sıcaklığını proses gereği yüksek tutmak için karşıt akış olarak trijenerasyonun egzoz gazının kullanıldığı H207 ısı değiştiricisi yerleştirilmiştir.

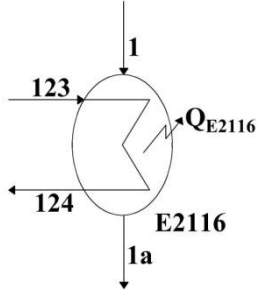
Her bir kademe için sıkıştırma çıkışındaki sıcaklığı düşürmek için ilk soğutma atmosfer havasıyla yapılmış olup ikinci soğutma trijenerasyondan beslenen soğuk suyla yapılmıştır.

#### 5.1.1.1. Hava kompresör grubu I. kademe giriş eşanjörü (E2116)

Eşanjörden çevreye ısı kaybı, kapasitenin %3’ü olarak alınabilir;

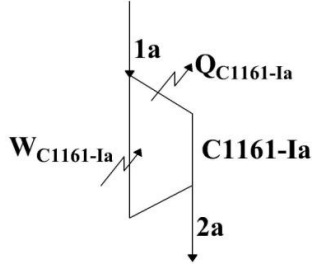
$$\dot{Q}_{E2116} = 0,03\dot{m}_{123}(h_{1a} - h_1) \quad (5.1)$$

$$\dot{Q}_{E2116} = \dot{m}_1(h_{1a} - h_1) + \dot{m}_{123}(h_{124} - h_{123}) \quad (5.2)$$



$$\eta_{II,E2116} = \frac{\dot{m}_{123} (\psi_{124} - \psi_{123})}{\dot{m}_1 (\psi_1 - \psi_{1a})} \quad (5.3)$$

### 5.1.1.2. Hava kompresör grubu (giriş havası ön soğutulmuş) I. kademe (C1161-Ia)



Kademenin şebeke elektriğiyle işletme durumundaki giriş ve çıkış entropileri arasındaki fark 0,03 kJ/kgK olduğundan yaklaşık eşit sayılabilir. Bilinmeyen kademe çıkış sıcaklığı  $T_{2a}$ 'yı hesaplamak için izentropik hal değişimi bağıntılarından faydalanılabilir.

Kompresör grubu kademesinin sıkıştırma oranı  $r = 1,6$  ve hava için özgül ısılar oranı  $k = 1,4$  alınarak havanın kademedeki çıkış sıcaklığı aşağıdaki gibi belirlenir;

$$\frac{T_{2a}}{T_{1a}} = \left( \frac{P_{2a}}{P_{1a}} \right)^{\frac{k-1}{k}} \quad (5.4)$$

Kademeye havanın giriş sıcaklığı absorpsiyonlu soğutmayla düşürüldüğünden kademedeki çıkış sıcaklığı da düşer. Kademedeki çevreye ısı kaybı, kapasitenin %3'ü alınabilir;

$$\dot{Q}_{C1161-Ia} = 0,03 \dot{m}_{1a} (h_{2a} - h_{1a}) \quad (5.5)$$

$$\dot{Q}_{C1161-Ia} - \dot{W}_{C1161-Ia} = \dot{m}_{1a} (h_{2a} - h_{1a}) \quad (5.6)$$

$$\dot{W}_{C1161-Ia,el} = \frac{\dot{W}_{C1161-Ia}}{\eta_{em} \eta_{kk} \eta_{mek}} \quad (5.7)$$

$$w_{S,C1161-I} = h_{2as} - h_{1a} \quad (5.8)$$

$$\eta_{S,C1161-Ia} = \frac{\dot{m}_{1a} w_{S,C1161-Ia}}{\dot{W}_{C1161-Ia}} \quad (5.9)$$

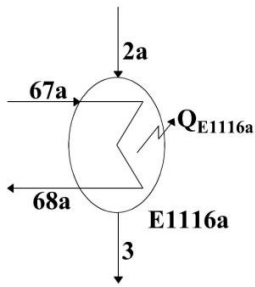
$$\dot{S}_{gen,C1161-Ia} = \dot{m}_1 (s_{2a} - s_{1a}) - \frac{\dot{Q}_{C1161-Ia}}{T_{y,C1161-Ia}} \quad (5.10)$$

$$\dot{W}_{tr,C1161-Ia} = \dot{m}_{1a} (\psi_{1a} - \psi_{2a}) + \left(1 - \frac{T_0}{T_{y,C1161-Ia}}\right) \dot{Q}_{C1161-Ia} \quad (5.11)$$

$$\eta_{II,C1161-Ia} = \frac{\dot{W}_{tr,C1161-Ia}}{\dot{W}_{C1161-Ia}} \quad (5.12)$$

$$\dot{E}_{D,C1161-Ia} = T_0 \dot{S}_{gen,C1161-Ia} \quad (5.13)$$

### 5.1.1.3. Hava kompresör grubu I. kademe çıkış eşanjörü (E1116a)



$$\dot{Q}_{E1116a} = \dot{m}_{2a} (h_3 - h_{2a}) + \dot{m}_{67a} (h_{68a} - h_{67a}) \quad (5.14)$$

Eşanjörün entropi üretimi aşağıdaki gibi hesaplanabilir;

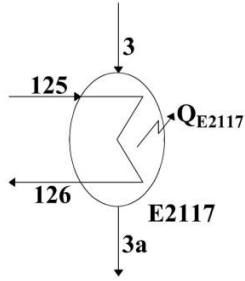
$$\dot{S}_{gen,E1116a} = \dot{m}_2 (s_3 - s_{2a}) + \dot{m}_{67a} (s_{68a} - s_{67a}) - \frac{\dot{Q}_{E1116a}}{T_{y,E1116a}} \quad (5.15)$$

$$\eta_{II,E1116a} = \frac{\dot{m}_{67a} (\psi_{68a} - \psi_{67a})}{\dot{m}_{2a} (\psi_{2a} - \psi_3)} \quad (5.16)$$

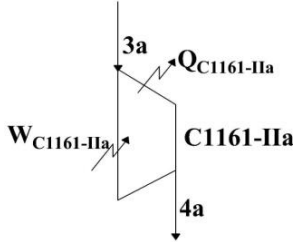
Eşanjörde yok edilen ekserji aşağıdaki eşitlikle belirlenir;

$$\dot{E}_{D,E1116a} = T_0 \dot{S}_{gen,E1116a} \quad (5.17)$$

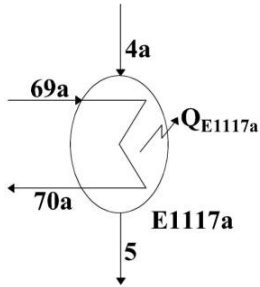
Hava kompresör grubunun II, III ve IV. kademeleriyle kademe girişleri ve kademe aralarındaki ara eşanjörlerin kontrol hacimlerinin şekil olarak gösterimleri aşağıda verilmiştir. Analizde kullanılan denklemler, yukarıda yazılmış olan I. kademe ile aynıdır. IV. Kademe çıkışına ısı değiştirici yerleştirilmiştir.



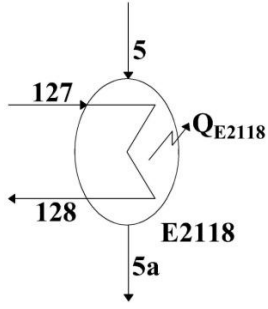
Hava kompresör grubu II. kademe giriş eşanjörü (E2117)



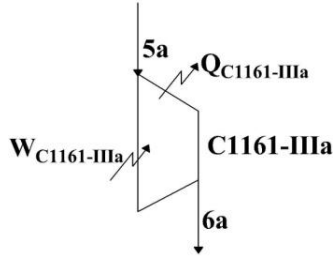
Hava kompresör grubu (giriş havası ön soğutulmuş) II. kademe (C1161-IIa)



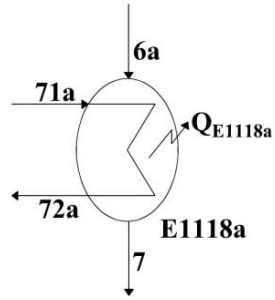
Hava kompresör grubu II. kademe çıkış eşanjörü (E1117a)



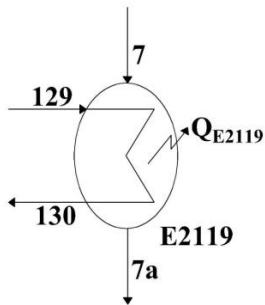
Hava kompresör grubu III. kademe giriş eşanjörü (E2118)



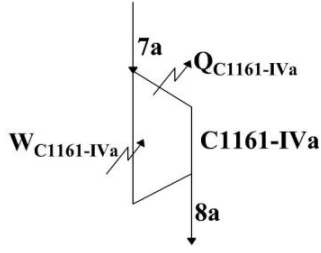
Hava kompresör grubu (giriş havası ön soğutulmuş) III. kademe (C1161-IIIa)



Hava kompresör grubu III. kademe çıkış eşanjörü (E1118a)

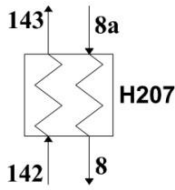


Hava kompresör grubu IV. kademe giriş eşanjörü (E2119)



Hava kompresör grubu (giriş havası ön soğutulmuş) IV. kademe (C1161-IVa)

#### 5.1.1.4. Hava kompresör grubu IV. kademe çıkış ısı değiştirgeci (H207)



Isı değiştirici etkinliği Eşitlik (5.18)'deki gibi verilebilir.

$$\varepsilon_{H207} = \frac{\dot{m}_8 (h_8 - h_{8a})}{\dot{m}_{142} (h_{142} - h_{143})} \quad (5.18)$$

$$\dot{Q}_{bes,H207} = \dot{m}_{142} (h_{142} - h_{143}) \quad (5.19)$$

$$\dot{Q}_{H207} = \dot{m}_8 (h_8 - h_{8a}) + \dot{m}_{142} (h_{143} - h_{142}) \quad (5.20)$$

$$\dot{E}_{142} = \dot{m}_{142} \left( \frac{\bar{e}_{142}}{M_{142}} + \psi_{142} \right) \quad (5.21)$$

$$\dot{E}_{143} = \dot{m}_{143} \left( \frac{\bar{e}_{143}}{M_{143}} + \psi_{143} \right) \quad (5.22)$$

$$\eta_{II,H207} = \frac{\dot{E}_8 + \dot{E}_{143}}{\dot{E}_{8a} + \dot{E}_{142}} \quad (5.23)$$

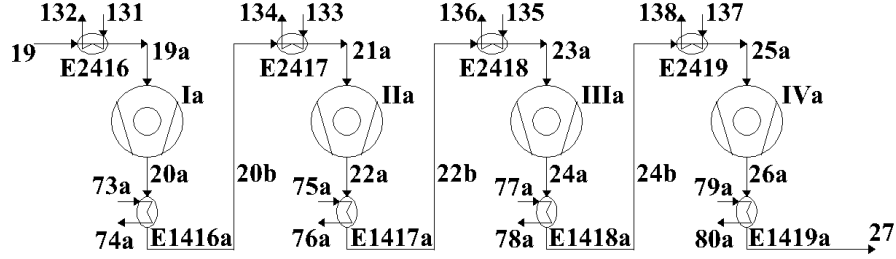
$$\dot{S}_{gen,H207} = \dot{m}_8 (s_8 - s_{8a}) + \dot{m}_{142} (s_{143} - s_{142}) - \frac{\dot{Q}_{H207}}{T_{y,H207}} \quad (5.24)$$

$$\dot{E}_{D,H207} = T_0 \dot{S}_{gen,H207} \quad (5.25)$$



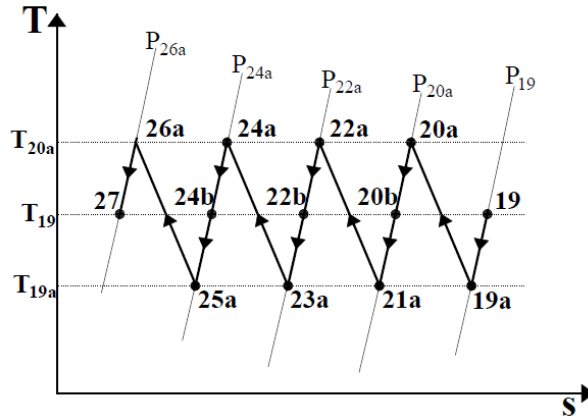
### 5.1.2. Azot kompresör grubu kademe girişlerinin ön soğutulması

Azot kompresör grubunun girişinde ve kademeler arasında absorpsiyonlu soğutma destekli yapılan ilave soğutma Şekil 5.3'te verilmiştir.



Şekil 5.3. Azot kompresör grubu kademelerinin ön soğutulması

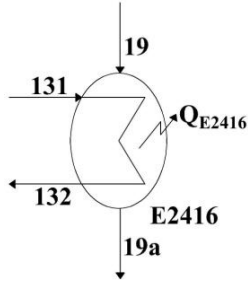
Azotun kompresör grubu kademelerine girmeden önce absorpsiyonlu soğutmayla ön soğutulması ve kademe çıkışlarında soğutma kulesinden gelen suyla soğutulması işlemleri Şekil 5.4'deki T-s diyagramında gösterilmiştir.



Şekil 5.4. Linde prosesinin azot kompresör grubu için T-s diyagramı

Azot kompresör grubunun 4 kademesinin önüne sırasıyla E2416, E2417, E2418, E2419 eşanjörleri yerleştirilmiş ve absorpsiyonlu soğutmayla ön soğutma yapılmıştır. Kademelerden ortalama 325 K sıcaklığında çıkan azot gazı, soğutma kulesinden gelen suyla soğutma yapan mevcut eşanjörlerle 315 K'e soğutulmuştur. Her bir kademe için sıkıştırma çıkışındaki sıcaklığı düşürmek için ilk soğutma atmosfer havasıyla yapılmış olup ikinci soğutma trijenerasyondan beslenen soğuk suyla yapılmıştır.

### 5.1.2.1. Azot kompresör grubu I. kademe giriş eşanjörü (E2416)



Eşanjörden çevreye ısı kaybı, kapasitenin %3'ü alınabilir;

$$\dot{Q}_{E2416} = 0,03\dot{m}_{19} (h_{19a} - h_{19}) \quad (5.26)$$

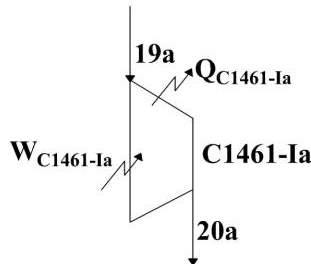
$$\dot{Q}_{E2416} = \dot{m}_{19} (h_{19a} - h_{19}) + \dot{m}_{131} (h_{132} - h_{131}) \quad (5.27)$$

$$\dot{S}_{gen,E2416} = \dot{m}_{19} (s_{19a} - s_{19}) + \dot{m}_{131} (s_{132} - s_{131}) - \frac{\dot{Q}_{E2416}}{T_{y,E2416}} \quad (5.28)$$

$$\eta_{II,E2416} = \frac{\dot{m}_{131} (\psi_{132} - \psi_{131})}{\dot{m}_{19} (\psi_{19a} - \psi_{19})} \quad (5.29)$$

$$\dot{E}_{D,E2416} = T_0 \dot{S}_{gen,E2416} \quad (5.30)$$

### 5.1.2.2. Azot kompresör grubu (giriş havası ön soğutulmuş) I. kademe (C1461-Ia)



Kademenin şebeke elektriğiyle işletme durumundaki giriş ve çıkış entropileri arasındaki fark 0,05 kJ/kgK olduğundan yaklaşık eşit sayılabilir. Bilinmeyen kademe çıkış sıcaklığı  $T_{20a}$ 'yı hesaplamak için izentropik hal değişimi bağıntılarından faydalanılabilir.

Kompresör grubu kademesinin sıkıştırma oranı  $r = 1,6$  ve azot için özgül ısılar oranı  $k = 1,4$  alınarak azotun kademedeki çıkış sıcaklığı aşağıdaki gibi belirlenir;

$$\frac{T_{20a}}{T_{19a}} = \left( \frac{P_{20a}}{P_{19a}} \right)^{\frac{k-1}{k}} \quad (5.31)$$

$$\dot{Q}_{C1461-Ia} - \dot{W}_{C1461-Ia} = \dot{m}_{19a} (h_{20a} - h_{19a}) \quad (5.32)$$

$$\dot{W}_{C1461-Ia,el} = \frac{\dot{W}_{C1461-Ia}}{\eta_{em} \eta_{kk} \eta_{mek}} \quad (5.33)$$

$$W_{S,C1461-Ia} = h_{20as} - h_{19a} \quad (5.34)$$

$$\eta_{S,C1461-Ia} = \frac{\dot{m}_{19a} W_{S,C1461-Ia}}{\dot{W}_{C1461-Ia}} \quad (5.35)$$

$$\dot{W}_{tr,C1461-Ia} = \dot{m}_{19a} (\psi_{19a} - \psi_{20a}) + \left( 1 - \frac{T_0}{T_{y,C1461-Ia}} \right) \dot{Q}_{C1461-Ia} \quad (5.36)$$

$$\eta_{II,C1461-Ia} = \frac{\dot{W}_{tr,C1461-Ia}}{\dot{W}_{C1461-Ia}} \quad (5.37)$$

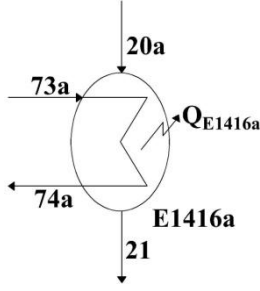
$$\dot{E}_{D,C1461-Ia} = T_0 \dot{S}_{gen,C1461-Ia} \quad (5.38)$$

### 5.1.2.3. Azot kompresör grubu I. kademe çıkış eşanjörü (E1416a)

Eşanjörden çevreye ısı kaybı, kapasitenin %3'ü alınabilir;

$$\dot{Q}_{E1416a} = 0,03 \dot{m}_{20a} (h_{21} - h_{20a}) \quad (5.39)$$

$$\dot{Q}_{E1416a} = \dot{m}_{20a} (h_{21} - h_{20a}) + \dot{m}_{73a} (h_{74a} - h_{73a}) \quad (5.40)$$

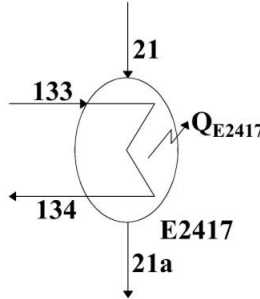


$$\dot{S}_{gen,E1416a} = \dot{m}_{20a} (s_{21} - s_{20a}) + \dot{m}_{73a} (s_{74a} - s_{73a}) - \frac{\dot{Q}_{E1416a}}{T_{y,E1416a}} \quad (5.41)$$

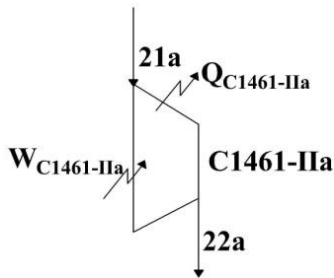
$$\eta_{II,E1416a} = \frac{\dot{m}_{73a} (\psi_{74a} - \psi_{73a})}{\dot{m}_{20a} (\psi_{20a} - \psi_{21})} \quad (5.42)$$

$$\dot{E}_{D,E1416a} = T_0 \dot{S}_{gen,E1416a} \quad (5.43)$$

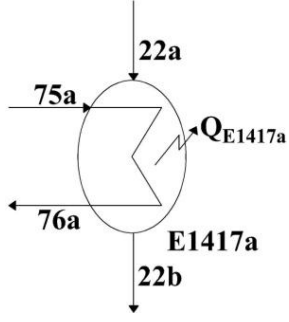
Azot kompresör grubunun diğer kademe ve eşanjörleri için kontrol hacimlerini gösteren şekiller aşağıda verilmiştir. Termodinamik analizde kullanılacak denklemler I. kademe ile aynıdır.



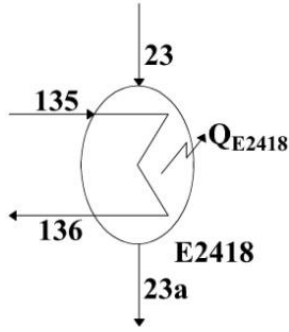
Azot kompresör grubu II. kademe giriş eşanjörü (E2417)



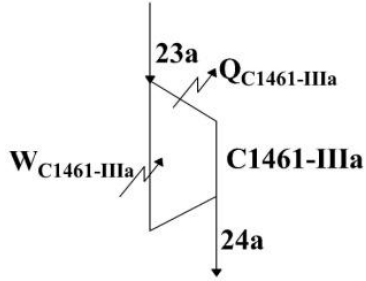
Azot kompresör grubu (giriş havası ön soğutulmuş) II. kademe (C1461-IIa)



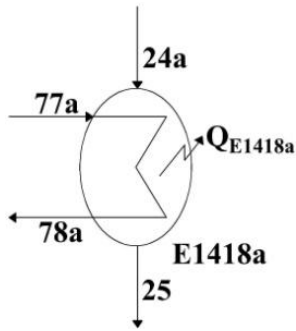
Azot kompresör grubu II. kademe çıkış eşanjörü (E1417a)



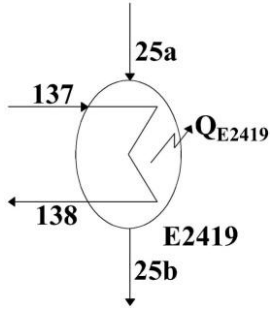
Azot kompresör grubu III. kademe giriş eşanjörü (E2418)



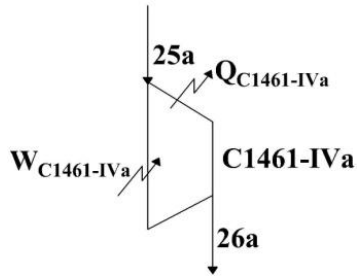
Azot kompresör grubu (giriş havası ön soğutulmuş) III. kademe (C1461-IIIa)



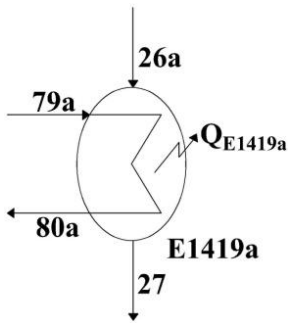
Azot kompresör grubu III. kademe çıkış eşanjörü (E1418a)



Azot kompresör grubu IV. kademe giriş eşanjörü (E2419)

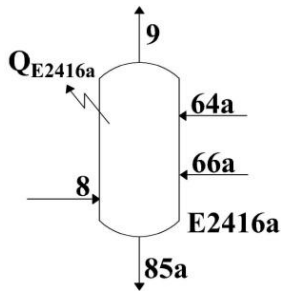


Azot kompresör grubu (giriş havası ön soğutulmuş) IV. kademe (C1461-IVa)



Azot kompresör grubu IV. kademe çıkış eşanjörü (E1419a)

### 5.1.3. Hava ön soğutucusu (E2416a)



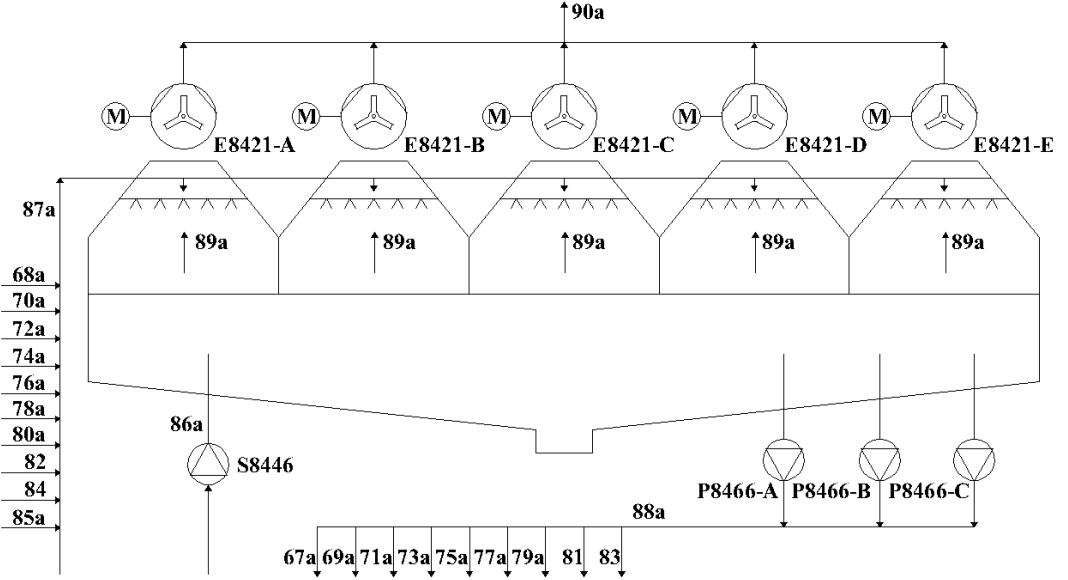
$$\dot{m}_8 = \dot{m}_9 \quad (5.44)$$

$$\dot{m}_{64a} + \dot{m}_{66a} = \dot{m}_{85a} \quad (5.45)$$

$$\dot{Q}_{E2416a} = \dot{m}_8 (h_9 - h_8) + \dot{m}_{85a} h_{85a} - \dot{m}_{64a} h_{64a} - \dot{m}_{66a} h_{66a} \quad (5.46)$$

#### 5.1.4. Soğutma kulesi (E8421a)

Trijenerasyonla işletme durumundaki soğutma kulesi akım şeması Şekil 5.5'te gösterilmiştir. Hava ve azot kompresör gruplarının kademelerinin ön soğutulması ve hava ön soğutucusuna beslenen soğutma suyunun absorpsiyonlu soğutmadan sağlanmasıyla soğutma kulesine düşen soğutma kapasitesinde ciddi azalma olacaktır.



Şekil 5.5. Trijenerasyonla işletme durumunda soğutma kulesi akım şeması

Soğutma kulesinin yeni kapasitesi aşağıdaki şekilde hesaplanır;

$$\begin{aligned} & \dot{m}_{67a} (h_{68a} - h_{67a}) + \dot{m}_{69a} (h_{70a} - h_{69a}) + \dot{m}_{71a} (h_{72a} - h_{71a}) + \dot{m}_{73a} (h_{74a} - h_{73a}) \\ & + \dot{m}_{75a} (h_{76a} - h_{75a}) + \dot{m}_{77a} (h_{78a} - h_{77a}) + \dot{m}_{79a} (h_{80a} - h_{79a}) + \dot{m}_{81} (h_{82} - h_{81}) \\ & + \dot{m}_{83} (h_{84} - h_{83}) \end{aligned} \quad (5.47)$$

Soğutma kulesinin entropi üretimi şu şekilde belirlenir;

$$\dot{S}_{gen,E8421a} = \dot{m}_{89a} (s_{90a} - s_{89a}) + \dot{m}_{88a} s_{88a} - \dot{m}_{86a} s_{86a} - \dot{m}_{87a} s_{87a} - \frac{\dot{Q}_{E8421a}}{T_{y,E8421a}} \quad (5.48)$$

$$\eta_{II,E8421a} = \frac{\dot{E}_{88a} + \dot{E}_{90a}}{\dot{E}_{86a} + \dot{E}_{87a} + \dot{E}_{89a} + \dot{W}_{E8421a}} \quad (5.49)$$

$$\dot{E}_{D,E8421a} = T_0 \dot{S}_{gen,E8421a} \quad (5.50)$$

### 5.1.5. Trijenerasyondan sağlanan ısısının bir kısmının direkt ısıtma diğer kısmının absorpsiyonlu soğutma sistemiyle soğutma şeklinde Linde prosesinde kullanılması

Trijenerasyonla işletilen Linde prosesi akım şeması Şekil 5.6'da verilmiştir. Hava kompresör grubu kademelerinin önüne sırasıyla E2116, E2117, E2118 ve E2119 ısı değiştiricileri yerleştirilmiş, absorpsiyonlu soğutmayla kademe girişlerinde havaya ön soğutma yapılmıştır. Aynı zamanda kademe çıkışlarındaki mevcut eşanjörlerde atmosfer havasıyla soğutma yapılmaya devam edilmiştir. Dördüncü kademenin çıkışına proses gereği çıkış havasının sıcaklığını yükseltmek için karşıt akış olarak trijenerasyonun egzoz gazının kullanıldığı H207 ısı değiştiricisi yerleştirilmiştir.

Azot kompresör grubunun 4 kademesine de sırasıyla E2416, E2417, E2418 ve E2419 ısı değiştiricileri yerleştirilmiştir. Kademe girişlerinde azota absorpsiyonlu soğutmayla ön soğutma yapılmıştır. Aynı zamanda kademe çıkışlarındaki mevcut eşanjörlerde atmosfer havasıyla soğutma yapılmaya devam edilmiştir.

E2416 hava ön soğutucusunda Linde prosesinin soğutma kulesi yerine absorpsiyonlu soğutmadan sağlanan soğutma suyu kullanılacaktır. E2417 evaporatif su soğutucusu devreden çıkarılacaktır. E2618 elektrikli ısıtıcısıyla yapılan rejenere azotu ısıtma işlemi, E2618'in yerine yerleştirilen H205 ısı değiştiricisiyle trijenerasyonun ısısı kullanılarak yapılacaktır.

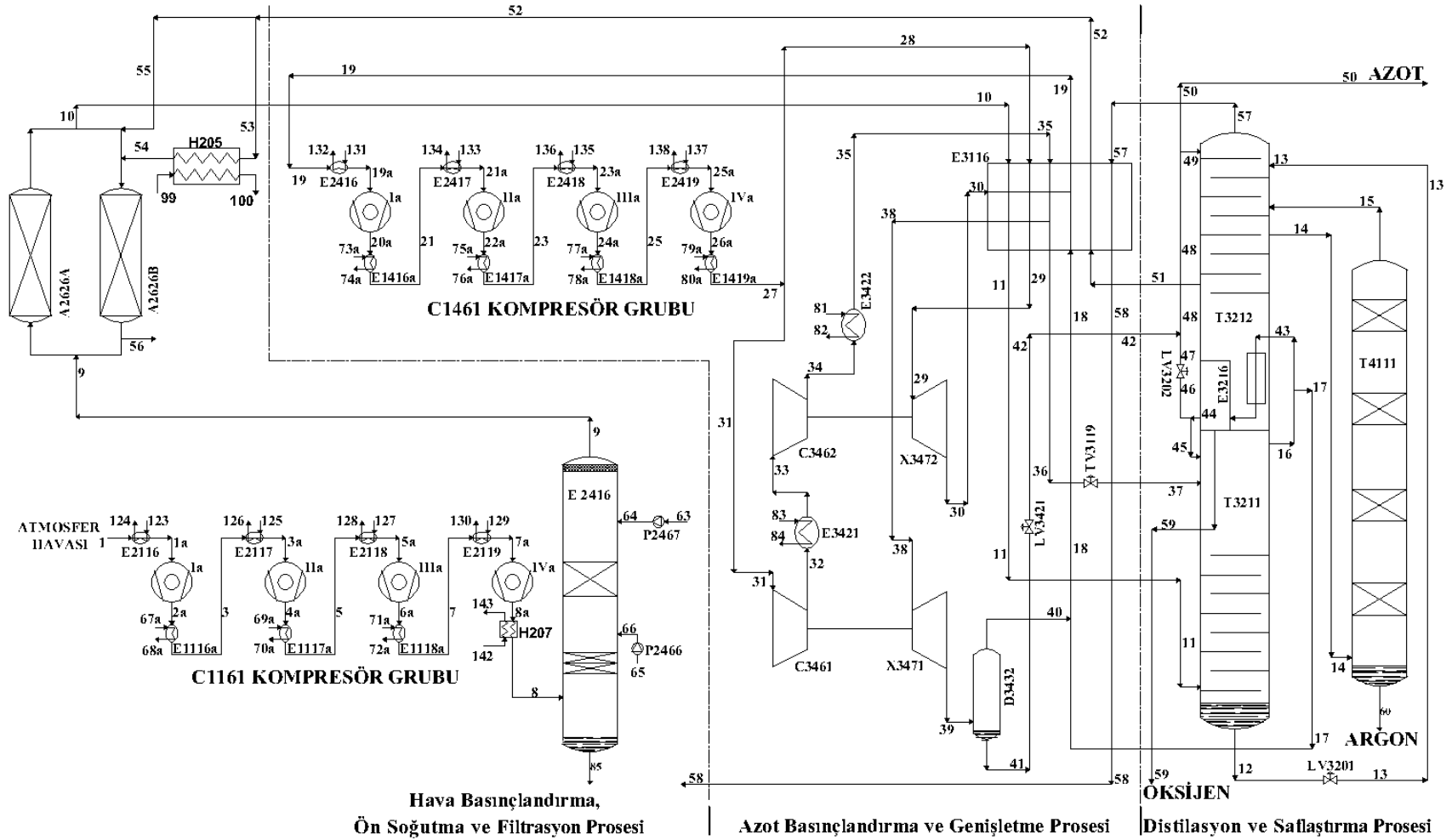
Absorpsiyonlu soğutma, Linde prosesinin kompresör grubu kademelerinin ön soğutulmasında kullanıldığı gibi trijenerasyon tesisinin 2 kademeli kompresör grubu kademelerinin ön soğutulmasında da kullanılır. Ön soğutma yapılan havanın kompresör grubu çıkış sıcaklığı düşük kalacağından trijenerasyon tesisinin hava ön ısıtıcısında havayı ısıtmak için gereken ısı miktarı, havanın ön soğutulmadığı standart duruma göre fazla olacaktır.



Hava ve azot kompresör gruplarının kademelerinin absorpsiyonlu sistemle ön soğutulmasıyla kademelerde havayı sıkıştırmak için gerekli güçte azalma; soğutma kulesinin kapasitesinde düşme olur. E2416 hava ön soğutucusunda soğutma suyu olarak absorpsiyonlu soğutmadan elde edilen suyun kullanılması da soğutma kulesinin kapasitesini düşürür. E2417 evaporatif su soğutucusunda soğutma kulesinden gelen soğutma suyunun ön soğutulmasına gerek kalmaz ve bu da soğutma kulesinin kapasitesinin düşmesine etken olur. Ayrıca evaporatif su soğutucusunda kullanılan saf ve kuru azot gazı da üretime katılabilir.

Absorpsiyonlu soğutmadan yazın 150 kW'lık ofislerin soğutulmasında da faydalanılabilir.

Trijenerasyonun ısısından 217 kW'lık hava kompresör grubunun çıkış havasının ısıtılması, 87 kW'lık rejenere azotunun ısıtılması ve kışın 150 kW'lık ofislerin ısıtılmasında faydalanılabilir.



Şekil 5.6. Trijenerasyonla işletilen Linde Prosesi akım şeması

Linde prosesinde absorpsiyonlu soğutmanın kullanılmasıyla birlikte Linde prosesinin yeni hat özellikleri Tablo 5.1’de verilmiştir.

Tablo 5.1. Absorpsiyonlu soğutmanın kullanılmasıyla Linde prosesinin yeni hat özellikleri

Hat No	Bileşen adı Faz durumu	Debi (kg/s)	Karışımdaki Bileşenler			Basınç (kPa)	Sıcaklık (K)	Entalpi (kJ/kg)	Entropi (kJ/kgK)	Ekserji (kJ/kg)
			N <sub>2</sub> (kg/s)	O <sub>2</sub> (kg/s)	Ar (kg/s)					
1	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	101,325	308,15	308,51	6,8946	2,06
1a	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	100	285	285,22	6,8152	0,46
2a	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	162,2	327,2	327,59	6,8336	37,80
3	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	161,2	314,25	314,53	6,7948	35,34
3a	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	160	285	285,06	6,6987	32,12
4a	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	264,5	329	329,21	6,7068	74,06
5	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	262,8	319,45	319,57	6,6786	72,12
5a	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	261	285	284,81	6,5648	68,44
6a	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	413,5	325	324,89	6,5629	109,04
7	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	411,2	313,95	313,71	6,5299	106,88
7a	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	410	285	284,43	6,4331	104,04
8a	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	650	325,1	324,54	6,4263	146,01
8	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	648,5	355,35	355,26	6,5173	151,87
9	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	638	296,15	295,18	6,3365	141,17
10	kuru gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	610	306,6	305,85	6,383	139,14
11	sıvı-gaz hava	8,4105	6,3543	1,9483	0,1079	584	100,9	23,02	4,6029	342,55
12	sıvı-gaz karışım	5,1927	3,1365	1,9483	0,1079	560	100,2	-0,58	4,2525	353,85
13	sıvı-gaz karışım	5,1927	3,1365	1,9483	0,1079	162	86,4	-0,58	4,3433	329,04
14	sıvı-gaz karışım	1,038	0,0164	0,9374	0,0842	150	93,35	-21,61	4,2071	264,04
15	sıvı-gaz karışım	0,9725	0,0164	0,9374	0,0187	120	92	39,54	5,0604	92,11
16	gaz azot	9,3485	9,3485	-	-	560	102	76,73	5,0107	267,27
17	gaz azot	3,3712	3,3712	-	-	560	102	76,73	5,0107	267,27
18	gaz azot	10,4312	10,4312	-	-	539,3	94,75	76,82	4,9679	279,05
19	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	519	312,75	323,63	6,4008	134,46
19a	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	517	285	294,54	6,3042	131,76
20a	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	823,9	325,6	336,54	6,3158	170,59
20b*	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	818	315	325,4	6,2835	168,27
21a	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	815	285	293,81	6,1793	165,15
22a	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	1225	325,8	336,03	6,1955	202,94
22b	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	1223	315	324,62	6,1603	201,15
23a	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	1220	285	292,83	6,0548	198,17
24a	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	1804,7	325,7	334,9	6,0727	235,35
24b	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	1801,7	315	323,51	6,0378	233,5

Tablo 5.1. (Devam) Absorbsiyonlu soğutmanın kullanılmasıyla Linde prosesinin yeni hat özellikleri

Hat No	Bileşen adı Faz durumu	Debi (kg/s)	Karışımdaki Bileşenler			Basınç (kPa)	Sıcaklık (K)	Entalpi (kJ/kg)	Entropi (kJ/kgK)	Ekserji (kJ/kg)
			N <sub>2</sub> (kg/s)	O <sub>2</sub> (kg/s)	Ar (kg/s)					
25a	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	1799	285	291,43	5,9313	230,51
26a	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	2842,9	325,8	333,25	5,9509	266,97
27	gaz azot	15,4612	15,4612	-	-	2837,1	316,6	323,33	5,9206	265,33
28	gaz azot	5,03	5,03	-	-	2897,9	316,6	323,22	5,9147	266,83
29	gaz azot	5,03	5,03	-	-	2776,3	263,75	265,87	5,7274	260,64
30	gaz azot	5,03	5,03	-	-	537	177,35	180,66	5,7936	157,35
31	gaz azot	10,4312	10,4312	-	-	2897,9	316,6	323,22	5,9147	266,83
32	gaz azot	10,4312	10,4312	-	-	3965	346	353,57	5,9274	303,71
33	gaz azot	10,4312	10,4312	-	-	3894,1	313,05	317,55	5,8064	290,74
34	gaz azot	10,4312	10,4312	-	-	5262	342,8	348,04	5,7881	326,21
35	gaz azot	10,4312	10,4312	-	-	5191,1	303,75	304,83	5,6571	318,81
36	gaz azot	3,3188	3,3188	-	-	5272,5	142	74,52	4,5045	403,33
37	sıvı-gaz azot	3,3188	3,3188	-	-	550	95	74,52	4,9402	284,32
38	gaz azot	7,1124	7,1124	-	-	5915,8	171,65	135,32	4,8831	360,71
39	sıvı-gaz azot	7,1124	7,1124	-	-	537	95,15	74,57	4,9863	271,77
40	sıvı-gaz azot	7,06	7,06	-	-	530	94,4	75,94	5,0053	267,95
41	sıvı-gaz azot	0,0524	0,0524	-	-	530	94,4	75,94	5,0053	267,95
42	sıvı azot	0,0524	0,0524	-	-	144	80,1	76,85	5,3241	181,78
43	gaz azot	5,9773	5,9773	-	-	560	102	76,73	5,0109	267,21
44	sıvı-gaz azot	5,9773	5,9773	-	-	550	94	68,07	4,9263	281,66
45	sıvı-gaz azot	2,8119	2,8119	-	-	550	94	68,07	4,9263	281,66
46	sıvı-gaz azot	3,1654	3,1654	-	-	550	94	68,07	4,9263	281,66
47	sıvı azot	3,1654	3,1654	-	-	144	80	68,07	5,2142	203,02
48	sıvı azot	3,2178	3,2178	-	-	144	80	68,61	5,221	201,71
49	sıvı azot	2,4171	2,4171	-	-	144	80	68,61	5,221	201,71
50	sıvı azot	0,8007	0,8007	-	-	144	80	68,61	5,221	201,71
51	gaz karışım	2,0301	1,8993	0,0884	0,0424	150	100,2	99,66	5,5252	132,54
52	gaz karışım	2,0301	1,8993	0,0884	0,0424	130	291,35	297,27	6,6727	16,71
53	gaz karışım	0,1794	0,1678	0,0078	0,0038	130	291,35	297,27	6,6727	16,71
54	gaz karışım	0,1794	0,1678	0,0078	0,0038	125	582	586,46	7,3663	116,44
55	gaz karışım	1,8507	1,7315	0,0806	0,0386	125	291,35	297,24	6,682	14,14
56	gaz karışım	2,0301	1,8993	0,0884	0,0424	110	268,15	273,45	6,6262	5,59
57	gaz azot	3,6543	3,6543	-	-	155	100,2	101,25	5,5771	137,08
58	gaz azot	3,6543	3,6543	-	-	110	297,7	308,78	6,8169	5,96
59	sıvı oksijen	1,8599	-	1,8599	-	120	84	-143,82	2,8211	565,96
60	sıvı argon	0,0655	-	-	0,0655	120	85	-119,53	1,3435	417,22

Tablo 5.1. (Devam) Absorbsiyonlu soğutmanın kullanılmasıyla Linde prosesinin yeni hat özellikleri

Hat No	Bileşen adı Faz durumu	Debi (kg/s)	Karışımdaki Bileşenler			Basınç (kPa)	Sıcaklık (K)	Entalpi (kJ/kg)	Entropi (kJ/kgK)	Ekserji (kJ/kg)
			N <sub>2</sub> (kg/s)	O <sub>2</sub> (kg/s)	Ar (kg/s)					
63a	Kule soğ. suyu	2,3439	-	-	-	290	280,15	29,63	0,1037	1,22
64a	Kule soğ. suyu	2,3439	-	-	-	1013,25	280,55	32,04	0,1096	2,02
65a	Kule soğ. suyu	10,0787	-	-	-	290	280,15	29,63	0,1037	1,22
66a	Kule soğ. suyu	10,0787	-	-	-	1013,25	280,25	30,78	0,1051	1,99
67a	Kule soğ. suyu	5,67	-	-	-	290	305,85	137,28	0,4716	8,38
68a	Kule soğ. suyu	5,67	-	-	-	286	310,35	156,08	0,5337	10,21
69a	Kule soğ. suyu	3,5522	-	-	-	290	305,85	137,28	0,4716	8,38
70a	Kule soğ. suyu	3,5522	-	-	-	283	311,15	159,42	0,5447	10,55
71a	Kule soğ. suyu	3,3071	-	-	-	290	305,85	137,28	0,4716	8,38
72a	Kule soğ. suyu	3,3071	-	-	-	285	312,45	164,86	0,5626	11,1
73a	Kule soğ. suyu	9,7472	-	-	-	290	305,85	137,28	0,4716	8,38
74a	Kule soğ. suyu	9,7472	-	-	-	283	310	154,42	0,5288	9,89
75a	Kule soğ. suyu	9,8686	-	-	-	290	305,85	137,28	0,4716	8,38
76a	Kule soğ. suyu	9,8686	-	-	-	284	310	154,62	0,5288	10,09
77a	Kule soğ. suyu	9,8514	-	-	-	290	305,85	137,28	0,4716	8,38
78a	Kule soğ. suyu	9,8514	-	-	-	286	310	154,62	0,5288	10,09
79a	Kule soğ. suyu	3,5601	-	-	-	290	305,85	137,28	0,4716	8,38
80a	Kule soğ. suyu	3,5601	-	-	-	284	315,85	179,07	0,6072	13,13
81	Kule soğ. suyu	18,85	-	-	-	290	305,85	137,28	0,4716	8,38
82	Kule soğ. suyu	18,85	-	-	-	284	311,25	159,84	0,5461	10,59
83	Kule soğ. suyu	20,4	-	-	-	290	305,85	137,28	0,4716	8,38
84	Kule soğ. suyu	20,4	-	-	-	284	311,85	162,35	0,5544	10,83
85a	Kule soğ. suyu	12,4226	-	-	-	400	291,15	75,54	0,2669	2,55
86a	Kule soğ. suyu	1,5975	-	-	-	250	288,15	63,17	0,2223	2,36
87a	Kule soğ. suyu	146,9166	-	-	-	120	313,35	168,46	0,575	10,04
88a	Kule soğ. suyu	146,9166	-	-	-	430	305,85	137,42	0,4715	8,54
89a	nemli hava (Ø=0,70)	109,04	-	-	-	101,325	308,15	373,93	7,1156	7,36
90a	nemli hava (Ø=1,0)	109,04	-	-	-	101,325	310,95	459,82	8,0569	7,33
123	Abs. soğ. suyu	4,1161	-	-	-	290	280,15	29,63	0,1037	1,22
124	Absorb. soğ. suyu	4,1161	-	-	-	286	291,15	75,79	0,2668	2,83
125	Absorb. soğ. suyu	5,2084	-	-	-	290	280,15	29,63	0,1037	1,22
126	Absorb. soğ. suyu	5,2084	-	-	-	286	291,15	75,79	0,2668	2,83
127	Absorb. soğ. suyu	6,1434	-	-	-	290	280,15	29,63	0,1037	1,22
128	Absorb. soğ. suyu	6,1434	-	-	-	286	291,15	75,79	0,2668	2,83
129	Absorb. soğ. suyu	5,1748	-	-	-	290	280,15	29,63	0,1037	1,22
130	Absorb. soğ. suyu	5,1748	-	-	-	286	291,15	75,79	0,2668	2,83

Tablo 5.1. (Devam) Absorbsiyonlu soğutmanın kullanılmasıyla Linde prosesinin yeni hat özellikleri

Hat No	Bileşen adı Faz durumu	Debi (kg/s)	Karışımdaki Bileşenler			Basınç (kPa)	Sıcaklık (K)	Entalpi (kJ/kg)	Entropi (kJ/kgK)	Ekserji (kJ/kg)
			N <sub>2</sub> (kg/s)	O <sub>2</sub> (kg/s)	Ar (kg/s)					
131	Absorb. soğ. suyu	9,4513	-	-	-	290	280,15	29,63	0,1037	1,22
132	Absorb. soğ. suyu	9,4513	-	-	-	286	291,15	75,79	0,2668	2,83
133	Absorb. soğ. suyu	10,2636	-	-	-	290	280,15	29,63	0,1037	1,22
134	Absorb. soğ. suyu	10,2636	-	-	-	286	291,15	75,79	0,2668	2,83
135	Absorb. soğ. suyu	10,3285	-	-	-	290	280,15	29,63	0,1037	1,22
136	Absorb. soğ. suyu	10,3285	-	-	-	286	291,15	75,79	0,2668	2,83
137	Absorb. soğ. suyu	10,4228	-	-	-	290	280,15	29,63	0,1037	1,22
138	Absorb. soğ. suyu	10,4228	-	-	-	286	291,15	75,79	0,2668	2,83
142	Egzoz gazı	0,5173	-	-	-	106,6	687	911,12	6,4263	300,98
143	Egzoz gazı	0,5173	-	-	-	101,325	393,15	390,83	6,5173	24,24
146	Kule soğ. suyu	62,11	-	-	-	430	305,85	137,42	0,4715	8,54
147	Kule soğ. suyu	62,11	-	-	-	290	310	154,62	0,5288	10,09

#### 5.1.6. Trijenerasyonun kapasitesinin belirlenmesi

Trijenerasyonun ısıyla doğrudan hava kompresör grubu çıkış havasının ısıtılması, rejener azotunun ısıtılması, kışın ofislerin ısıtılması ve absorpsiyonlu soğutmayla Linde prosesinin belli kısımlarının soğutulması sonucu değişecek olan Linde Prosesi cihazlarının yeni kapasiteleri Tablo 5.2’de gösterilmektedir.

Hava ve azot kompresör grupları tahrik motor güçlerinde ciddi bir azalma olmuştur. Elektrikli ısıtıcı devreden çıkarılmış; 150 kW’lık ofis ısıtma-soğutma işlemi trijenerasyondan sağlanmıştır.

Şebeke elektriğiyle işletme durumunda Linde prosesinin soğutulmasında kullanılan mevcut soğutma kule kapasitesi 6585 kW’tır. Absorpsiyonlu soğutmanın kullanılmasıyla Linde prosesi için gereken kapasite 1871 kW’a kadar düşebilmektedir. Trijenerasyon tesisinin 2 kademeli kompresör grubunun ara soğutması için gereken 1069 kW’lık soğutma da Linde prosesinin soğutma kulesinden sağlanacaktır. Absorpsiyonlu soğutmadan Linde prosesine ve trijenerasyon tesisinin kompresör grubuna beslenecek soğutma suyu debisi Şekil 5.6 ve Şekil 5.7’den faydalanılarak Eşitlik (5.51)’deki gibi hesaplanabilir;

$$\dot{m}_{121} = \dot{m}_{122} = \dot{m}_{123} + \dot{m}_{125} + \dot{m}_{127} + \dot{m}_{129} + \dot{m}_{131} + \dot{m}_{133} + \dot{m}_{135} + \dot{m}_{137} + \dot{m}_{85a} + \dot{m}_{146} \quad (5.51)$$

Absorbsiyonlu soğutma ile Linde prosesinde kullanılan cihazların ve trijenerasyon tesisinin kompresör grubunun soğutulması için gerekli kapasitelerin toplamı Eşitlik (5.52) ile;

$$\begin{aligned} & (\dot{m}_{123} + \dot{m}_{125} + \dot{m}_{127} + \dot{m}_{129} + \dot{m}_{131} + \dot{m}_{133} + \dot{m}_{135} + \dot{m}_{137})(h_{124} - h_{123}) \\ & + \dot{m}_{85a}(h_{85a} - h_{63a}) + \dot{m}_{146}(h_{147} - h_{146}) \end{aligned} \quad (5.52)$$

Tablo 5.2. Trijenerasyonla işletilen Linde prosesi cihazlarının yeni kapasiteleri

Cihaz Adı	Adet	Gücü (kW)	Toplam Güç (kW)
C1161 Hava Kompresör Grubu Tahrik Motoru	1	1668,55	1668,55
C1161 Hava Kompresör Grubu Yağ Pompası	1	7,5	7,5
C1161 Hava Kompresör Grubu Yağ Tankı Egzoz Fanı	1	0,55	0,55
C1461 Azot Kompresör Grubu Tahrik Motoru	1	3093,08	3093,08
C1461 Azot Kompresör Grubu Yağ Pompası	1	7,5	7,5
C1461 Azot Kompresör Grubu Yağ Tankı Egzoz Fanı	1	0,75	0,75
X3471/X3472 Genleşme Türbinleri Yağ Pompası	1	5,5	5,5
X3471/X3472 Genleşme Türbinleri Yağ Tankı Egzoz Fanı	1	0,55	0,55
E2618 Elektrikli Isıtıcı	-	0	0
S8446 Sondaj pompası	1	22	22
E8421-A,B,C,D,E Soğutma Kulesi Fanları	5	30	150
P8466-A,B,C Soğutma Kulesi Pompaları	3	77	231
P2466 Precooling Su Pompası	1	22	22
P2467 Precooling Su Pompası	1	18	18
P3566 Sıvı Oksijen Pompası	1	1,5	1,5
P4566 Ham Argon Pompası	1	4	4
P7167 Oksijen Araç Dolu Pompası	2	22	44
P7367 Azot Araç Dolu Pompası	1	22	22
Ofis Isıtma/Soğutma	-	0	0
Saha Aydınlatmaları	1	196,15	196,15
		TOPLAM	5494,63

4123 kW olarak belirlenir. Bu sonuca 150 kW'lık yazın ofis soğutma kapasitesi de eklenirse absorbsiyonlu soğutma kapasitesi yaklaşık 4273 kW bulunur. Absorbsiyonlu soğutma için gerekli ısı, absorbsiyonlu soğutmanın %77,7 [97] verimle çalışacağından hareketle;

$$4273 \div 0,777 = 5500 \text{ kW}$$

olarak bulunur.

Trijenerasyon tesisinin hava kompresör grubunun absorpsiyonlu soğutmayla soğutulması sonucu kompresör grubundan 397,4 K olarak çıkan sıcaklığını, hava ön ısıtıcısında 582,7 K'ne yükseltmek için

$$\dot{m}_{92} (h_{93} - h_{92}) = 13,2(589,25 - 397,61) \cong 2530 \text{ kW}$$

ısı gereklidir.

87 kW'lık H2618 elektrikli ısıtıcısıyla ısıtılan rejenere azotu, etkinliği %96 olan bir ısı değiştiriciyle trijenerasyonun 54 kW'lık ısıyla ısıtılacaktır. 150 kW'lık kışın ofis ısıtması da yine etkinliği %96 olan bir ısı değiştiricisiyle trijenerasyonun 206 kW'lık ısıyla sağlanacaktır. Linde prosesinin hava kompresör grubunun çıkış sıcaklığını gereken seviyeye getirmek için kompresör grubunun çıkışına yerleştirilen %96 etkinlikteki H207 ısı değiştiricisine 269 kW ısı gerekecektir. Bu durumda trijenerasyondan sağlanması gereken ısı;

$$5500 + 2530 + 54 + 206 + 269 = 8559 \text{ kW}$$

olacaktır.

Trijenerasyondan elde edilecek ısıyı 9000 kW kabul ederek, elektrik ısı oranı %50 olan bir trijenerasyon tesisinden bu ısıyı elde etmek için kurulması gereken trijenerasyonun elektrik üretme kapasitesi;

$$0,50 \times 9000 = 4500 \text{ kW}$$

olmalıdır.

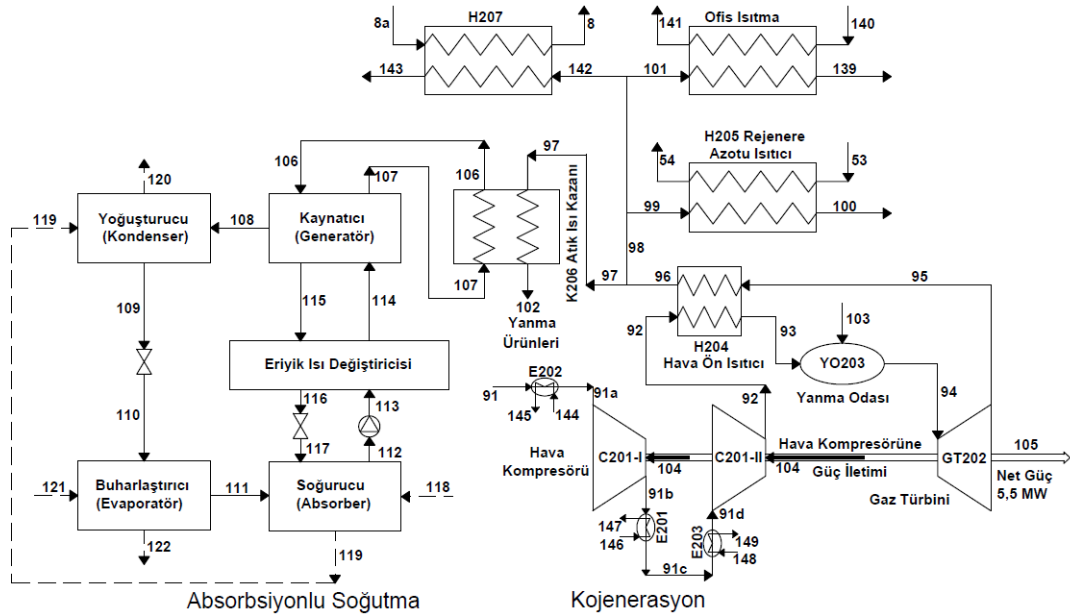
Standart durumda 4500 kW elektrik ve 9000 kW ısı üretme kapasiteli bir trijenerasyon tesisi kurulması, trijenerasyonun hava kompresör grubunun absorpsiyonlu soğutmayla ön soğutulması suretiyle de elektrik üretiminin 5500 kW'a çıkarılması planlanmıştır.



Linde prosesinin 5495 kW'a düşürülmüş olan elektrik enerjisinin tamamı 5,5 MW elektrik üretme kapasiteli trijenerasyon tesisinden sağlanacaktır.

## 5.2. Trijenerasyon Tesisinin Açıklanması

5,5 MW elektrik üretme kapasiteli, gaz türbinli, doğalgaz yakıtlı trijenerasyon tesisi ile akışkan çifti olarak H<sub>2</sub>O-LiBr kullanılan bir absorpsiyonlu soğutma sisteminden oluşan trijenerasyon tesisi Şekil 5.7'de gösterilmiştir.



Şekil 5.7. Trijenerasyon tesisi akış şeması

101,325 kPa 308,15 K şartlarında atmosferden alınan hava, 2 kademeli, her bir kademesinin sıkıştırma oranı 3,2 olan C201 kompresör grubu tarafından 1013,12 kPa basınca kadar sıkıştırılarak yanma odasına iletilir. YO203 yanma odasına püskürtülerek verilen yakıt, sıkıştırılmış hava ile karışarak yanar. Yanma sonucu oluşan 1518,7 K sıcaklığındaki yüksek basınçlı gaz, GT202 türbin kanatçıklarından geçerek türbini döndürür ve türbine bağlı jeneratörden elektrik enerjisi üretilir [98].

GT202 gaz türbininden 880 K sıcaklığında çıkan gaz bir egzoz kanalıyla önce H204 hava ön ısıtıcısında yanma odasına girecek havanın ön ısıtılmasında kullanılır. Hava ön ısıtıcısından çıkan gaz K206 atık ısı kazanına giderken 98 nolu hat ayrılıp Linde prosesinin rejenere azotunun ısıtılmasında (H205), kışın ofis ısıtılmasında ve Linde prosesinin çıkış havasının ısıtılmasında (H207) kullanıldıktan sonra atmosfere atılır.

K206 atık ısı kazanında absorpsiyonlu soğutmada kullanılacak buharın ısıtılması karşısında bir miktar soğuyarak kazan bacasından atmosfere atılır [99].

Şekil 5.7’de görülen trijenerasyon sisteminin soğutma kısmını oluşturan LiBr-Su eriyiği kullanan absorpsiyonlu soğutma sistemi, soğurucu (absorber), eriyik ısı değiştiricisi, kaynaticı (generatör), yoğuşturucu ve buharlaştırıcudan (evaporatör) oluşur [100].

Absorberden çıkan su bakımından zengin olan eriyik (112) bir pompa aracılığı ile (113) ısı değiştiricisinden geçerek (114) kaynaticıya gelir. Burada kojenerasyondan gelen ısı (106-107) ile soğutucu akışkan (su) buharlaşarak eriyikten ayrılır ve yoğuşturucuya girerek (108) burada yoğuşur; ortama gizli ısını verir. Kaynaticıda su bakımından fakirleşen eriyik (115) ısı değiştiricisinden geçerken zengin eriyiğe ısı vererek (116) kısılma valfinden geçtikten sonra (117) soğurucuya geri döner [101].

Yoğuşturucudan doymuş sıvı olarak çıkan su (109) kısılma vanası aracılığıyla buharlaştırma basıncına kadar (110) genişletilir. Su buharlaştırıcıda soğutulan ortamdan aldığı ısıyla buharlaşarak soğurucuya (111) girer. Soğurucudan çıkan su bakımından zengin düşük basınçtaki H<sub>2</sub>O-LiBr eriyiği pompa vasıtasıyla kaynaticıya basılır [101].

### **5.3. Trijenerasyon Sisteminin Termodinamik Analizi**

Trijenerasyon tesisi 5,5 MW elektrik ve 9 MW ısı üreten, üretilen ısıdan doğrudan ısıtma ve akışkan çifti olarak H<sub>2</sub>O-LiBr çifti kullanan bir absorpsiyonlu sistemle soğutma yapılabilen bir tesistir.

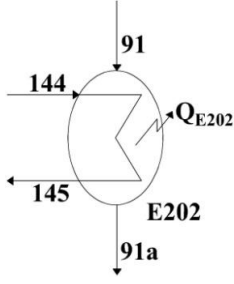
#### **5.3.1. Trijenerasyonun termodinamik modeli**

Trijenerasyon sistemi cihazlarının termodinamik analizinde kullanılan denklemler aşağıda sırasıyla verilmiştir.

##### **5.3.1.1. Trijenerasyon hava kompresör grubu I. kademe giriş eşanjörü (E202)**

Çevreden eşanjöre ısı kaybı, kapasitenin %3’ü alınabilir;

$$\dot{Q}_{E202} = 0,03\dot{m}_{91} (h_{91} - h_{91a}) \quad (5.53)$$



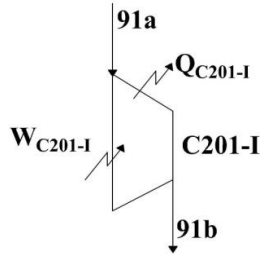
$$\dot{Q}_{E202} = \dot{m}_{91} (h_{91a} - h_{91}) + \dot{m}_{144} (h_{145} - h_{144}) \quad (5.54)$$

$$\dot{E}_{kim,91} = \dot{E}_{kim,91a} = 0 \quad (5.55)$$

$$\eta_{II,E202} = \frac{\dot{m}_{144} (\psi_{145} - \psi_{144})}{\dot{m}_{91} (\psi_{91} - \psi_{91a})} \quad (5.56)$$

$$\dot{E}_{D,E202} = T_0 \left[ \dot{m}_{91} (s_{91a} - s_{91}) + \dot{m}_{144} (s_{145} - s_{144}) - \frac{\dot{Q}_{E202}}{T_{y,E202}} \right] \quad (5.57)$$

### 5.3.1.2. Trijenerasyon hava kompresör grubu I. kademe (C201-I) .



Kademenin sıkıştırma oranı  $r = 3,2$ , izentropik verimi  $\eta_{s,C201-I} = 0,86$  ve hava için tersinir adyabatik üs  $k=1,4$  olmak üzere kademe çıkış basıncı şu şekilde hesaplanır;

$$P_{91b} = 100 \times 3,2 = 320 \text{ kPa}$$

Bu basınç değeri için sıkıştırma sonu sıcaklık;

$$\frac{T_{91b}}{T_{91a}} = \left( \frac{P_{91b}}{P_{91a}} \right)^{\frac{k-1}{k}} \quad (5.58)$$

şeklinde elde edilir.

Kademeden çevreye ısı kaybı, kademedeki enerji miktarının %3'ü alınabilir;

$$\dot{Q}_{C201-I} = 0,03\dot{m}_{91a} (h_{91a} - h_{91b}) \quad (5.59)$$

$$\dot{Q}_{C201-I} - \dot{W}_{C201-I} = \dot{m}_{91a} (h_{91b} - h_{91a}) \quad (5.60)$$

Kayış kasnak verimi  $\eta_{kk} = 0,96$  ve mekanik verim  $\eta_{mek} = 0,92$  olarak alınarak gaz türbininden hava kompresör grubunun I. kademesine gelecek güç Eşitlik (5.61) ile belirlenir;

$$\dot{W}_{C201-I,el} = \frac{\dot{W}_{C201-I}}{\eta_{kk} \eta_{mek}} \quad (5.61)$$

$$T_{y,C201-I} = \frac{T_{91a} + T_{91b}}{2} \quad (5.62)$$

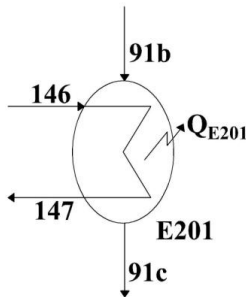
$$\dot{W}_{tr,C201-I} = \dot{m}_{91a} (\psi_{91a} - \psi_{91b}) + \left(1 - \frac{T_0}{T_{y,C201-I}}\right) \dot{Q}_{C201-I} \quad (5.63)$$

$$\dot{E}_{kim,91a} = \dot{E}_{kim,91b} \quad (5.64)$$

$$\eta_{II,C201-I} = \frac{\dot{W}_{tr,C201-I}}{\dot{W}_{C201-I}} \quad (5.65)$$

$$\dot{E}_{D,C201-I} = T_0 \left[ \dot{m}_{91a} (s_{91b} - s_{91a}) - \frac{\dot{Q}_{C201-I}}{T_{y,C201-I}} \right] \quad (5.66)$$

### 5.3.1.3. Trijenerasyon hava kompresör grubu I. kademe çıkış eşanjörü (E201)



Kapasitenin %3'ü kadar ısı kaybı öngörülebilir;

$$\dot{Q}_{E201} = 0,03\dot{m}_{91b} (h_{91c} - h_{91b}) \quad (5.67)$$

$$\dot{Q}_{E201} = \dot{m}_{91b} (h_{91c} - h_{91b}) + \dot{m}_{146} (h_{147} - h_{146}) \quad (5.68)$$

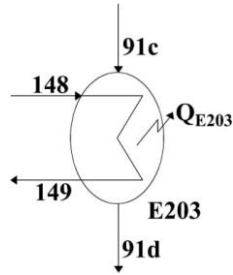
$$T_{y,E201} = \frac{T_{91b} + T_{91c}}{2} \quad (5.69)$$

$$\dot{E}_{kim,91b} = \dot{E}_{kim,91c} = 0 \quad (5.70)$$

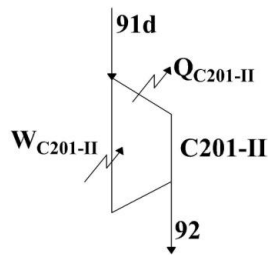
$$\eta_{II,E201} = \frac{\dot{m}_{146} (\psi_{147} - \psi_{146})}{\dot{m}_{91b} (\psi_{191b} - \psi_{191c})} \quad (5.71)$$

$$\dot{E}_{D,E201} = T_0 \left[ \dot{m}_{91b} (s_{91c} - s_{91b}) + \dot{m}_{146} (s_{147} - s_{146}) - \frac{\dot{Q}_{E201}}{T_{y,E201}} \right] \quad (5.72)$$

Trijenerasyon tesisinin hava kompresör grubunun II. kademesi ve bu kademeye giriş eşanjörü için kontrol hacimlerini gösteren şekiller aşağıda verilmiştir. Termodinamik analizinde kullanılacak denklemler I. kademe ile aynıdır. II. kademe çıkışında eşanjör yoktur.

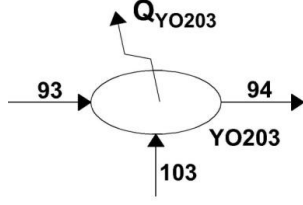


Trijenerasyon hava kompresör grubu II. kademe giriş eşanjörü (E203)



Trijenerasyon hava kompresör grubu (giriş havası ön soğutulmuş) II. kademe (C201-II)

#### 5.3.1.4. Yanma odası (YO203)



Giren yakıt miktarı  $\dot{m}_{103}$  olmak üzere yanma odası kütle dengesi Eşitlik (5.73) ile yazılır.

$$\dot{m}_{93} + \dot{m}_{103} = \dot{m}_{94} \quad (5.73)$$

Yakıt hava oranı, Eşitlik (5.74)'teki gibidir;

$$\lambda = \frac{\dot{m}_{103}}{\dot{m}_{91}} \quad (5.74)$$

Yakıtın üst ısıl değeri  $\dot{U}ID=55494,8$  kJ/kg'dır.

Yakıtla yanma odasına beslenen ısı miktarı Eşitlik (5.75) ile hesaplanır;

$$\dot{Q}_{\text{bes, YO203}} = \dot{m}_{103} \times \dot{U}ID \quad (5.75)$$

Yanma odasından çevreye geçen ısı miktarı yanma odasına beslenen yakıt miktarının %2'si olarak alınabilir;

$$\dot{Q}_{\text{YO203}} = -0,02 \times \dot{Q}_{\text{bes, YO203}} \quad (5.76)$$

Yanma odası enerji dengesi Eşitlik (5.77)'deki gibidir;

$$\dot{Q}_{\text{bes, YO203}} + \dot{m}_{93} h_{93} = \dot{m}_{94} h_{94} + \dot{Q}_{\text{YO203}} \quad (5.77)$$

Yakıtın mol sayısı Eşitlik (5.78) ile belirlenir;

$$n_{103} = \frac{\dot{m}_{103}}{M_{103}} \quad (5.78)$$

Doğalgazın termofiziksel ekserjisini hesaplamak için Eşitlik (5.79) kullanılabilir;

$$\dot{E}_{\text{fiz}} = n_{103} \bar{R} T_0 \ln(P_{103}) \quad (5.79)$$

Doğalgazın kimyasal özgül ekserjisi aşağıdaki gibidir;

$$\bar{e}_{103} = 824348 \text{ kJ / kmol}$$

$$\dot{E}_{\text{kim},103} = n_{103} \bar{e}_{103} \quad (5.80)$$

$$\dot{E}_{103} = \dot{E}_{\text{fiz},103} + \dot{E}_{\text{kim},103} \quad (5.81)$$

$$\dot{E}_{\text{kim},93} = 0$$

Yanma odası çıkış egzoz gazları kimyasal özgül ekserjisi aşağıdaki gibidir;

$$\bar{e}_{94} = 111,1228 \text{ kJ / kmol}$$

$$\dot{E}_{\text{kim},94} = \dot{m}_{94} \frac{\bar{e}_{94}}{M_{94}} \quad (5.82)$$

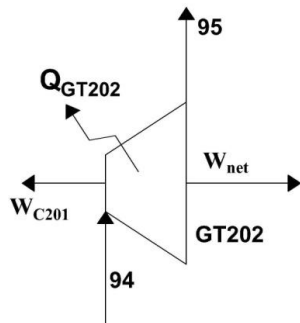
$$\dot{E}_{94} = \dot{E}_{\text{fiz},94} + \dot{E}_{\text{kim},94} \quad (5.83)$$

$$\eta_{II,YO203} = \frac{\dot{E}_{94}}{\dot{E}_{93} + \dot{E}_{103}} \quad (5.84)$$

$$\dot{S}_{\text{gen},YO203} = \dot{m}_{94} s_{94} - \dot{m}_{93} s_{93} - \dot{m}_{103} s_{103} \quad (5.85)$$

$$\dot{E}_{D,YO203} = T_0 \dot{S}_{\text{gen},YO203} \quad (5.86)$$

### 5.3.1.5. Gaz Türbini (GT202)



Gaz türbininin izentropik verimi  $\eta_{I_{C201}} = 0,86$ , türbinden kompresör grubuna güç iletiminde güç aktarma verimi  $\eta_{\text{saft}} = 0,96$  ve mekanik verim  $\eta_{\text{mek}} = 0,92$  olarak alınırsa gaz türbininde üretilecek toplam güç Eşitlik (5.87) ile bulunur;

$$\dot{W}_{GT202} = -\dot{m}_{94} (h_{95s} - h_{94}) \times 0,86 \times 0,96 \times 0,92 \quad (5.87)$$

Buradan elde edilen toplam güçten C201 kompresör grubu iki kademesine iletilen güçler çıkarılarak üretilen net elektrik gücü bulunur;

$$\dot{W}_{\text{net}} = \dot{W}_{GT202} - \dot{W}_{C201-I} - \dot{W}_{C201-II} \quad (5.88)$$

$$\dot{Q}_{GT202} - \dot{W}_{GT202} = \dot{m}_{94} (h_{95} - h_{94}) \quad (5.89)$$

$$T_{y,GT202} = \frac{T_{94} + T_{95}}{2} \quad (5.90)$$

$$\dot{E}_{95} = \dot{E}_{\text{fiz},95} + \dot{E}_{\text{kim},95} \quad (5.91)$$

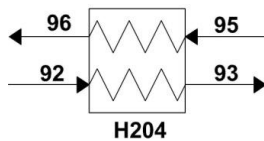
$$\dot{W}_{\text{tr},GT202} = \dot{E}_{94} - \dot{E}_{95} + \left(1 - \frac{T_0}{T_{y,GT202}}\right) \dot{Q}_{GT202} \quad (5.92)$$

$$\eta_{II,GT202} = \frac{\dot{W}_{GT202}}{\dot{W}_{\text{tr},GT202}} \quad (5.93)$$

$$\dot{S}_{\text{gen},GT202} = \dot{m}_{94} (s_{95} - s_{94}) - \frac{\dot{Q}_{GT202}}{T_{y,GT202}} \quad (5.94)$$

$$\dot{E}_{D,GT202} = T_0 \dot{S}_{\text{gen},GT202} \quad (5.95)$$

### 5.3.1.6. Hava ön ısıtıcısı (H204)



Etkinliği  $\varepsilon = 0,96$  olan bir ısı değıştirici seçilmiştir;



$$\frac{\dot{m}_{92} (h_{93} - h_{92})}{\dot{m}_{95} (h_{95} - h_{96})} = 0,96 \quad (5.96)$$

$$\dot{Q}_{H204} = \dot{m}_{95} (h_{96} - h_{95}) + \dot{m}_{92} (h_{93} - h_{92}) \quad (5.97)$$

$$\bar{e}_{96} = 111,1228 \text{ kJ / kmol}$$

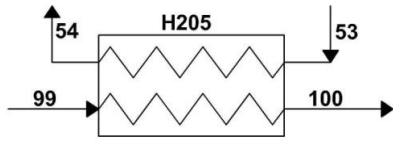
$$\dot{E}_{96} = \dot{E}_{fiz,96} + \dot{E}_{kim,96} \quad (5.98)$$

$$\eta_{II,H204} = \frac{\dot{E}_{93} + \dot{E}_{96}}{\dot{E}_{92} + \dot{E}_{95}} \quad (5.99)$$

$$\dot{S}_{gen,H204} = \dot{m}_{95} (s_{96} - s_{95}) + \dot{m}_{92} (s_{93} - s_{92}) - \frac{\dot{Q}_{H204}}{T_{y,H204}} \quad (5.100)$$

$$\dot{E}_{D,H204} = T_0 \dot{S}_{gen,H204} \quad (5.101)$$

### 5.3.1.7. Rejenere azotu ısıtıcısı (H205)



Etkinliği  $\varepsilon = 0,96$  olan bir ısı değıştirici seçilmiştir;

$$\frac{\dot{m}_{53} (h_{54} - h_{53})}{\dot{m}_{99} (h_{99} - h_{100})} = 0,96 \quad (5.102)$$

Rejenere azotu ısıtıcısına beslenen ısı Eşitlik (5.103) ile belirlenir;

$$\dot{Q}_{bes,H205} = \dot{m}_{99} (h_{99} - h_{100}) \quad (5.103)$$

$$\dot{Q}_{H205} = \dot{m}_{53} (h_{54} - h_{53}) + \dot{m}_{99} (h_{100} - h_{99}) \quad (5.104)$$

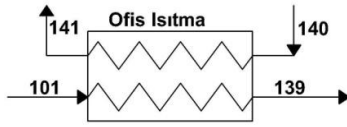
$$\bar{e}_{99} = \bar{e}_{100} = 111,1228 \text{ kJ / kmol}$$

$$\eta_{II,H205} = \frac{\dot{E}_{54} + \dot{E}_{100}}{\dot{E}_{53} + \dot{E}_{99}} \quad (5.105)$$

$$\dot{S}_{gen,H205} = \dot{m}_{53} (s_{54} - s_{53}) + \dot{m}_{99} (s_{100} - s_{99}) + \dot{m}_{99} - \frac{\dot{Q}_{H205}}{T_{y,E2618}} \quad (5.106)$$

$$\dot{E}_{D,H205} = T_0 \dot{S}_{gen,H205} \quad (5.107)$$

### 5.3.1.8. Ofis ısıtması



$$\frac{\dot{m}_{140} (h_{141} - h_{140})}{\dot{m}_{101} (h_{101} - h_{139})} = 0,96 \quad (5.108)$$

Ofis ısıtma için beslenecek ısı Eşitlik (5.109) ile hesaplanabilir;

$$\dot{Q}_{bes,ofis} = \dot{m}_{101} (h_{101} - h_{139}) \quad (5.109)$$

$$\dot{Q}_{ofis} = \dot{m}_{101} (h_{139} - h_{101}) + \dot{m}_{140} (h_{141} - h_{140}) \quad (5.110)$$

$$\bar{e}_{101} = \bar{e}_{139} = 111,1228 \text{ kJ / kmol}$$

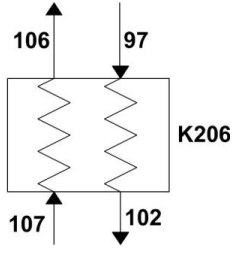
$$\eta_{II,ofis} = \frac{\dot{E}_{139} + \dot{E}_{141}}{\dot{E}_{101} + \dot{E}_{140}} \quad (5.111)$$

$$\dot{S}_{gen,ofis} = \dot{m}_{101} (s_{139} - s_{101}) + \dot{m}_{140} (s_{141} - s_{140}) - \frac{\dot{Q}_{ofis}}{T_{y,ofis}} \quad (5.112)$$

$$\dot{E}_{D,ofis} = T_0 \dot{S}_{gen,ofis} \quad (5.113)$$

### 5.3.1.9. Atık ısı kazanı (K206)

$$\dot{m}_{97} = \dot{m}_{96} - \dot{m}_{99} - \dot{m}_{101} - \dot{m}_{142} \quad (5.114)$$



Etkinliği  $\varepsilon = 0,96$  olan bir ısı değiştirici seğilmiştir;

$$\frac{\dot{m}_{106} (h_{106} - h_{107})}{\dot{m}_{97} (h_{97} - h_{102})} = 0,96 \quad (5.115)$$

Atık ısı kazanına beslenecek ısı Eşitlik (5.116) ile belirlenebilir;

$$\dot{Q}_{\text{bes,K206}} = \dot{m}_{97} (h_{97} - h_{102}) \quad (5.116)$$

$$\dot{Q}_{\text{K206}} = \dot{m}_{97} (h_{102} - h_{97}) + \dot{m}_{106} (h_{106} - h_{107}) \quad (5.117)$$

$$\bar{e}_{97} = \bar{e}_{102} = 111,1228 \text{ kJ / kmol}$$

$$\eta_{II,K206} = \frac{\dot{E}_{102} + \dot{E}_{106}}{\dot{E}_{97} + \dot{E}_{107}} \quad (5.118)$$

$$\dot{S}_{\text{gen,K206}} = \dot{m}_{97} (s_{102} - s_{97}) + \dot{m}_{106} (s_{106} - s_{107}) - \frac{\dot{Q}_{\text{K206}}}{T_{y,K206}} \quad (5.119)$$

$$\dot{E}_{\text{D,K206}} = T_0 \dot{S}_{\text{gen,K206}} \quad (5.120)$$

### 5.3.1.10. Trijenerasyon prosesi

$$\eta_{I,KP} = \frac{\dot{W}_{\text{net}} + \dot{Q}_{\text{bes,K206}} + \dot{Q}_{\text{bes,H205}} + \dot{Q}_{\text{bes,ofis}} + \dot{Q}_{\text{bes,H207}}}{\dot{Q}_{\text{bes,YO203}}} \quad (5.121)$$

$$\dot{Q}_{\text{KP}} = \dot{W}_{\text{net}} + \dot{Q}_{\text{bes,K206}} + \dot{Q}_{\text{bes,H205}} + \dot{Q}_{\text{bes,ofis}} + \dot{Q}_{\text{bes,H207}} - \dot{Q}_{\text{bes,YO203}} \quad (5.122)$$

$$\eta_{II,KP} = \frac{\dot{W}_{\text{net}} + (\dot{E}_{106} - \dot{E}_{107}) + (\dot{E}_{54} - \dot{E}_{53}) + (\dot{E}_{141} - \dot{E}_{140}) + (\dot{E}_8 - \dot{E}_{8a})}{\dot{E}_{103}} \quad (5.123)$$

$$\begin{aligned}\dot{S}_{gen,KP} = & \dot{m}_8 (s_8 - s_{8a}) + \dot{m}_{53} (s_{54} - s_{53}) + \dot{m}_{106} (s_{106} - s_{107}) + \dot{m}_{140} (s_{141} - s_{140}) \\ & + \dot{m}_{144} (s_{145} - s_{144}) + \dot{m}_{146} (s_{147} - s_{146}) + \dot{m}_{148} (s_{149} - s_{148}) + \dot{m}_{143} s_{143} \\ & + \dot{m}_{100} s_{100} + \dot{m}_{139} s_{139} + \dot{m}_{102} s_{102} - \dot{m}_{91} s_{91} - \dot{m}_{103} s_{103} - \frac{\dot{Q}_{KP}}{T_{y,KP}}\end{aligned}\quad (5.124)$$

$$\dot{E}_{D,KP} = T_0 \dot{S}_{gen,KP} \quad (5.125)$$

Trijenerasyonun termodinamik analizi yapılırken şu kabuller yapılmıştır [104]:

1. Tüm sistem kararlı rejim durumundadır ve SASA olarak ele alınmıştır.
2. Yanma gazlarının entalpi ve entropileri hesaplanırken hava tabloları kullanılmıştır.
3. Yanma reaksiyonları yanma odasında tamamlanmıştır.
4. Kinetik ve potansiyel enerji değişimleri ihmal edilmiştir.

### 5.3.2. Absorbsiyonlu soğutmanın termodinamik modeli

Buharlaştırıcı kütle ve enerji dengesi aşağıdaki gibidir [103];

$$\dot{m}_{108} = \dot{m}_{109} = \dot{m}_{110} = \dot{m}_{111} \quad (5.126)$$

$$\dot{m}_{121} = \dot{m}_{122} \quad (5.127)$$

$$Q_B = \dot{m}_{110} (h_{111} - h_{110}) = \dot{m}_{121} (h_{122} - h_{121}) \quad (5.128)$$

Absorbere soğutucu akışkan doymuş buhar olarak girmekte ve LiBr tarafından absorbe edilerek  $X_{112}$  derişiminde sıvı çözelti konumuna gelmektedir. Fakir çözelti  $X_{112}$  derişiminde absorberden çıkmakta, zengin derişimli olarak  $X_{117}$  derişiminde absorbere girmektedir. Absorber kütle ve enerji dengesi aşağıdaki gibi yazılabilir [104];

$$\dot{m}_{112} = \dot{m}_{111} + \dot{m}_{117} \quad (5.129)$$

$$\dot{m}_{112} X_{112} = \dot{m}_{117} X_{117} \quad (5.130)$$

$$\dot{m}_{118} = \dot{m}_{119} \quad (5.131)$$

$$Q_A = \dot{m}_{112}h_{112} - \dot{m}_{117}h_{117} - \dot{m}_{111}h_{111} = \dot{m}_{118}(h_{119} - h_{118}) \quad (5.132)$$

Dolaşım oranı  $f$  Eşitlik (5.133) ile yazılır;

$$f = \frac{\dot{m}_{117}}{\dot{m}_{111}} = \frac{X_{112}}{X_{117} - X_{112}} \quad (5.133)$$

Kaynatıcının görevi; dışardan beslenen ısı enerjisi yardımıyla çözelti pompasından gelen fakir çözülden, buharlaşma debisine eşit bir suyun buharlaştırılıp ayrıştırılarak yoğuşturucuya gönderilmesi, böylece oluşan zengin çözeltinin ısı değiştirgeci üzerinden tekrar absorbere iletilmesidir. Kaynatıcı kütle ve enerji dengesi [105];

$$\dot{m}_{114} = \dot{m}_{108} + \dot{m}_{115} \quad (5.134)$$

$$\dot{m}_{114}X_{114} = \dot{m}_{115}X_{115} \quad (5.135)$$

$$\dot{m}_{106} = \dot{m}_{107} \quad (5.136)$$

$$Q_K = \dot{m}_{108}h_{108} + \dot{m}_{115}h_{115} - \dot{m}_{114}h_{114} = \dot{m}_{106}(h_{106} - h_{107}) \quad (5.137)$$

şeklinde elde edilir.

Yoğuşturucunun işlevi; kaynatıcıdan gelen, yoğuşturucu doyma basıncına indirgenmiş kızgın buharın ısını soğutma suyuna atarak kızgın buharı doymuş suya dönüştürmektir. Yoğuşturucu kütle ve enerji dengesi [106];

$$\dot{m}_{108} = \dot{m}_{109} \quad (5.138)$$

$$\dot{m}_{119} = \dot{m}_{120} \quad (5.139)$$

$$Q_Y = \dot{m}_{109}h_{109} - \dot{m}_{108}h_{108} = \dot{m}_{119}(h_{120} - h_{119}) \quad (5.140)$$

şeklindedir.

Buharlaştırıcı ısı kapasitesi  $Q_B$  ve kaynatıcı ısı kapasitesi  $Q_K$  kullanılarak sistem soğutma etkinlik katsayısı (COP) aşağıdaki gibi hesaplanır [107];

$$COP = \frac{Q_B}{Q_K} \quad (5.141)$$

Tek kademeli ASS'i kaynatıcısına doymuş buhar beslenmekte ve yoğuşan buhar doymuş su olarak kaynatıcıdan çıkmaktadır. Kaynatıcı buhar tarafı kütle ve enerji dengesi aşağıdaki gibidir [108];

$$\dot{m}_{106} = \dot{m}_{107} \quad (5.142)$$

$$Q_K = \dot{m}_{106} (h_{106} - h_{107}) \quad (5.143)$$

İkinci yasaya göre soğutma etkinlik katsayısı (EXCOP) aşağıdaki şekilde belirlenir;

$$EXCOP = \frac{\dot{E}_{111} - \dot{E}_{110}}{\dot{E}_{106} - \dot{E}_{107}} \quad (5.144)$$

Trijenerasyonun H<sub>2</sub>O-LiBr eriyiği kullanılan absorpsiyonlu soğutma sisteminde aşağıdaki kabuller yapılmıştır. Analiz sürekli rejim şartlarında yapılmıştır [102]:

1. Kaynatıcı çıkışındaki akışkan kızgın buhar olup sıcaklığı kaynatıcı sıcaklığındadır.
2. Yoğuşturucudan çıkan soğutucu akışkan, doymuş sıvı fazındadır.
3. Evaporatörden çıkan soğutucu akışkan, doymuş buhar fazındadır.
4. Soğurucudan çıkan eriyik, soğurucu basıncı ve sıcaklığında dengededir.
5. Kaynatıcıdan çıkan eriyik, kaynatıcı sıcaklığı ve basıncında dengededir.
6. Sistemde bütün basınç kayıpları ihmal edilmiştir.
7. Absorpsiyonlu sistemde pompanın tükettiği iş ihmal edilmiştir.

### 5.3.3. Trijenerasyonun termodinamik olarak değerlendirilmesi

Trijenerasyona havanın giriş şartları Linde prosesiyle aynı şekilde 308,15 K sıcaklık, 101,325 kPa basınç olarak seçilmiştir. Kojenerasyon ve tek etkili absorpsiyonlu soğutmadan oluşan trijenerasyon sisteminin bütün hatlarının debi, sıcaklık, basınç, entalpi ve entropi değerleri Tablo 5.3'te verilmiştir. Özgül ekserji hesabı için referans şartlar 273,15 K ve 101,325 kPa'dır.

Tablo 5.3. Trijenerasyon hat özellikleri

Hat No	Bileşen adı Faz durumu	Debi (kg/s)	Basınc (kPa)	Sıcaklık (K)	Entalpi (kJ/kg)	Entropi (kJ/kgK)	Ekserji (kJ/kg)
91	Hava	13,2	101,325	308,15	308,51	6,8946	2,06
91a	Hava	13,2	100	285	285,2	6,8186	0,46
91b	Hava	13,2	320	397,4	398,4	6,8492	105,2
91c	Hava	13,2	318	315	314,97	6,6156	84,73
91d	Hava	13,2	316,6	285	284,67	6,5157	81,72
92	Hava	13,2	1013,12	397,4	397,61	6,5181	188,79
93	Hava	13,2	962,35	582,7	589,25	6,8996	281,43
94	Yanma Ürünleri	13,4372	914,25	1518,7	1798,89	8,2131	941,95
95	Yanma Ürünleri	13,4372	109,9	880	1107,22	8,3158	229,65
96	Yanma Ürünleri	13,4372	106,6	687	911,12	8,0064	300,98
97	Yanma Ürünleri	12,4209	106,6	687	911,12	8,0064	300,98
98	Yanma Ürünleri	1,0163	106,6	687	911,12	8,0064	300,98
99	Rejenere Isıtma Giriş	0,1039	106,6	687	911,12	8,0064	300,98
100	Rejenere Isıtma Çıkış	0,1039	101,325	393,15	390,83	7,1332	19,21
101	Ofis Isıtma giriş egsoz	0,3951	106,6	687	911,12	8,0064	300,98
102	Yanma Ürünleri	12,4209	101,325	393,15	390,83	7,1332	19,21
103	Doğalgaz	0,2372	1200	308,15	$h_{fiz}+h_{kim}$	7,9746	-
106	Doymuş Buhar	2,7495	145	373,15	2675,57	7,3541	666,71
107	Doymuş Su	2,7495	150	373,15	419,16	1,3072	62,01
108	Kızgın Buhar	1,7768	10	373,15	2687,5	8,4479	379,87
109	Doymuş Su	1,7768	10	318,95	191,83	0,6493	14,39
110	DSB (x=0,069)	1,7768	0,872	278,15	191,83	0,6903	3,19
111	Doymuş Buhar	1,7768	0,872	278,15	2510,6	8,9567	64,0
112	LiBr-Su (x=0,58)	18,9525	0,8	313,15	105,66	0,2266	46,89
113	LiBr-Su (x=0,58)	18,9525	10	315,15	109,69	0,24	47,26
114	LiBr-Su (x=0,58)	18,9525	10	317,4	152,66	0,2157	96,86
115	LiBr-Su (x=0,64)	17,1757	10	373,15	245,9	0,5168	106,12
116	LiBr-Su (x=0,64)	17,1757	10	324,15	165,31	0,2581	96,19
117	LiBr-Su (x=0,64)	17,1757	0,8	322,15	161,68	0,2458	95,92
118	Soğutma Kule Suyu	304,38	430	305,85	137,42	0,4715	8,54
119	Soğutma Kule Suyu	304,38	290	310	154,62	0,5288	12,09
120	Soğutma Kule Suyu	304,38	120	313,55	169,29	0,5776	11,43
121	Linde Soğutma Suyu	93,18	120	291,15	75,63	0,2668	2,67
122	Linde Soğutma Suyu	93,18	430	280,15	29,77	0,1037	1,36
139	Ofis Isıtma çıkış egsoz	0,3951	101,325	393,15	390,83	7,1332	25,19
140	Ofis Isıtma dönüş suyu	0,2	150	343,15	293,18	0,6385	118,66
141	Ofis Isıtma gidiş suyu	0,2	120	363,15	1279,79	3,6129	292,84
142	C1161 kademe ısıtma	0,5173	106,6	687	911,12	8,0064	193,78
143	C1161 kademe ısıtma	0,5173	101,325	393,15	390,83	7,1332	25,19
144	absorbsiyonlu soğutma	6,8657	290	280,15	29,63	0,1037	1,22
145	absorbsiyonlu soğutma	6,8657	286	291,15	75,79	0,2668	2,83
146	Soğutma Kule Suyu	62,11	430	305,85	137,42	0,4715	8,54
147	Soğutma Kule Suyu	62,11	290	310	154,62	0,5288	10,09
148	absorbsiyonlu soğutma	8,9246	290	280,15	29,63	0,1037	1,22
149	absorbsiyonlu soğutma	8,9246	286	291,15	75,79	0,2668	2,83

Trijenerasyon tesisinin ve cihazlarının kapasiteleri, ısı kayıpları, I. ve II. Kanun verimleriyle ekserji kayıpları hesaplanmış ve Tablo 5.4'te verilmiştir.

Tablo 5.4. Trijenerasyon cihaz verimleri

Cihaz Kodu	Cihaz Adı	Cihaz Kapasitesi (kW)	Isı Kaybı (kW)	I. Kanun Verimi veya İzentropik Verim	II. Kanun Verimi	Kayıp Ekserji (kW)
E202	Hava Kompresör Grubu I. kademe giriş eşanjörü	308	9,23	-	0,5234	10,07
C201-I	Hava Kompresör Grubu I. kademe	1743	-44,83	0,86 <sup>1</sup>	0,91	146,22
E201	Hava Kompresör Grubu I. kademe çıkış eşanjörü	1101	-33,04	-	0,3717	155,19
E203	Hava Kompresör Grubu II. kademe giriş eşanjörü	400	12	-	0,3616	26,47
C201-II	Hava Kompresör Grubu II. kademe	1739	-44,72	0,86 <sup>1</sup>	0,93	121,73
GT202	Gaz Türbini	8980	-314,31	0,86 <sup>1</sup>	0,91	448,56
YO203	Yanma Odası	19500	-363,27	0,98	0,80	3154,6
H204	Hava Ön Isıtıcısı	8614	-105,39	0,96	0,85	370,22
H205	Rejenere Azotu Isıtıcısı	54	-2,18	0,96	0,6868	10,31
H207	Hava Kompresör Grubu Çıkış havası ısıtıcısı	269	-10,78	0,96	0,9323	85,67
-	Ofis Isıtma	206	-8,24	0,96	0,4834	72,42
K206	Atık Isı Kazanı	6463	-258,47	0,96	0,67	2139,9
KP	Kojenerasyon Prosesi	-	-1164,0	0,7363	0,4869	6741,36

Absorbsiyonlu soğutmanın hat özellikleri Tablo 5.3'te trijenerasyon hat özellikleri başlığı altında verilmiştir. Absorbsiyonlu soğutma tek etkili, LiBr-H<sub>2</sub>O iş akışkanlı, ısı enerjisi kojenerasyondan sağlanan bir sistemdir. Absorbsiyonlu soğutma sistemi cihazlarının hesaplanmış kapasiteleri Tablo 5.5'te verilmiştir.

Tablo 5.5. Absorbsiyonlu soğutma cihaz kapasiteleri

Cihaz	Kapasite (kW)
Buharlaştırıcı	4273,00
Absorber	-5235,28
Kaynaticı	5499,36
Yoğuşturucu	-4434,31

Tek kademeli absorbsiyonlu soğutma sisteminin etkinlik katsayısı (COP), buharlaştırıcı kapasitesinin kaynaticı kapasitesine oranı olarak;

<sup>1</sup> İzentropik verim



$$COP = \frac{4273}{5499,36} = 0,777$$

şeklinde elde edilir.

Ekserjetik soğutma tesir katsayısı ise;

$$EXCOP = \frac{1,7768x(64,0 - 3,19)}{2,7495x(302,64 - 62,01)} = 0,1633$$

olarak elde edilir.

#### **5.4. Linde Prosesinin Trijenerasyonla İşletilmesinin Termodinamik Olarak Değerlendirilmesi**

Linde prosesinin şebeke elektriğiyle ve trijenerasyonla işletilmesi durumunda Linde Prosesi cihazlarının, alt proseslerinin ve komple Linde prosesinin kendisinin ısı kayıpları, enerji ve ekserji verimleriyle kayıp ekserjilerindeki değişiklikler Tablo 5.6'da birlikte gösterilmiştir.

Linde prosesinde hava ve azot kompresör gruplarının absorpsiyonlu soğutmayla ön soğutulmasıyla kompresör gruplarına gereken güçlerde ciddi bir azalma olacaktır. Kompresör gruplarına gereken gücün azalması, kompresör gruplarının enerji ve ekserji verimlerinde önemli derecede artışa neden olacaktır. Genel olarak hava ve azot kompresör grubu kademelerinin %67-78 aralığında olan izentropik verimleri, %86-96 aralığına yükselecektir. %72-80 aralığındaki II. Kanun verimleri de %85-98 aralığına yükselecektir. Ekserji kayıplarında da mevcut duruma göre %59-77 oranlarında düşme olacaktır.

Ayrıca rejenere azotu şebeke elektriği yerine trijenerasyonun ısısıyla ısıtılacaktır. Trijenerasyonun ısısıyla çalışan eşanjörle elektrikli ısıtıcının %60 olan enerji verimi %96'ya ve %23 olan ekserji verimi %69'a çıkacaktır.

Tablo 5.6. Linde prosesinin şebeke elektriği veya trijenerasyonla işletilmesi durumlarında hesaplanan kapasite, ısı kaybı, enerji ve ekserji verimi, kayıp ekserji değerlerinin kıyaslanması

Cihaz Adı	Cihaz Kodu	Cihaz Kapasitesi (kW)	Isıl Kayıp (kW)	I. Kanun Verimi veya İzentropik Verim	II. Kanun Verimi	Kayıp Ekserji (kW)
Hava Kompresör Grubu I. Kademe Giriş Eşanjörü	E2116	190	-5,88	-	0,4925	6,38
Hava Kompresör Grubu I. Kademe	C1161-Ia	424,07	-10,69	0,8685 <sup>1</sup>	0,8588	51,81
	C1161-I	595	-63,69	0,6738 <sup>1</sup>	0,7229	142,71
Hava Kompresör Grubu I. Kademe Çıkış Eşanjörü	E1116a	109,84	-3,30	-	0,5015	9,85
	E1116	399,84	-34,83	-	0,4415	38,24
Hava Kompresör Grubu II. Kademe Giriş Eşanjörü	E2117	247,86	-7,44	-	0,3096	18,05
Hava Kompresör Grubu II. Kademe	C1161-IIa	441,88	-11,14	0,9370 <sup>1</sup>	0,9255	28,52
	C1161-II	595	-50,4	0,7710 <sup>1</sup>	0,7955	105,30
Hava Kompresör Grubu II. Kademe Çıkış Eşanjörü	E1117a	81,08	-2,43	-	0,4724	8,19
	E1117	422,21	-42,51	-	0,4124	44,20
Hava Kompresör Grubu III. Kademe Giriş Eşanjörü	E2118	292,35	-8,77	-	0,3596	20,25
Hava Kompresör Grubu III. Kademe	C1161-IIIa	401,15	-10,11	0,9423 <sup>1</sup>	0,9366	24,69
	C1161-III	595	-64,28	0,7780 <sup>1</sup>	0,7994	103,35
Hava Kompresör Grubu III. Kademe Çıkış Eşanjörü	E1118a	94,03	-2,82	-	0,4952	8,80
	E1118	500	-31,97	-	0,4363	53,03
Hava Kompresör Grubu IV. Kademe Giriş Eşanjörü	E2119	246,26	-7,39	-	0,3642	14,90
Hava Kompresör Grubu IV. Kademe	C1161-VIa	401,45	-10,12	0,9324 <sup>1</sup>	0,9299	24,53
	C1161-VI	595	-165,54	0,7797 <sup>1</sup>	0,7938	106,17
Hava Kompresör Grubu IV. Kademe Isı Değişt.	H207	269,15	-10,78	0,96	0,9323	85,67
Hava Ön Soğutucusu Su Pompası	P2466a	22	0	0,3913 <sup>1</sup>	0,4076	3,85
	P2466	22	0	0,157 <sup>1</sup>	0,6066	4,51
Hava Ön Soğutucusu Su Pompası	P2467a	18	0	0,6374 <sup>1</sup>	0,1207	3,78
	P2467	18	0	0,4604 <sup>1</sup>	0,1791	5,62
Hava Ön Soğutucusu	E2416a	505,3	47,48	-	0,9362	90,74
	E2416	505,3	47,48	-	0,9612	62,8
Moleküler Sieve (Molekül Emici) Bataryaları	A2626A/B	-	-10,44	-	0,9590	49,06
Elektrikli Isıtıcı	E2618a	54,06	-2,18	0,96	0,6868	10,31
	E2618	87	-35,12	0,5963	0,2321	55,96

Tablo 5.6. (Devam) Linde prosesinin şebeke elektriği veya trijenerasyonla işletilmesi durumlarında hesaplanan kapasite, ısı kaybı, enerji ve ekserji verimi, kayıp ekserji değerlerinin kıyaslanması

Cihaz Adı	Cihaz Kodu	Cihaz Kapasitesi (kW)	Isıl Kayıp (kW)	I. Kanun Verimi veya İzentropik Verim	II. Kanun Verimi	Kayıp Ekserji (kW)
Azot Kompresör Grubu I. Kademe Giriş Eşanjörü	E2416	449,77	-13,49	-	0,3645	25,43
Azot Kompresör Grubu I. Kademe	C1461-Ia	772,76	-19,48	0,9184 <sup>1</sup>	0,9007	66,42
	C1461-I	1105	-53,33	0,7457 <sup>1</sup>	0,7507	238,28
Azot Kompresör Grubu I. Kademe Çıkış Eşanjörü	E1416a	172,24	-5,17	-	0,4103	20,29
	E1416	720,18	-41,02	-	0,4104	86,52
Azot Kompresör Grubu II. Kademe Giriş Eşanjörü	E2417	488,42	-14,65	-	0,3426	30,53
Azot Kompresör Grubu II. Kademe	C1461-IIa	776,83	-19,60	0,8786 <sup>1</sup>	0,8721	85,95
	C1461-II	1105	-61,68	0,6998 <sup>1</sup>	0,7588	230,69
Azot Kompresör Grubu II. Kademe Çıkış Eşanjörü	E1417a	176,41	-5,29	-	0,6098	10,04
	E1417	922,26	-46,4	-	0,458	101,19
Azot Kompresör Grubu III. Kademe Giriş Eşanjörü	E2418	491,51	-14,75	-	0,3609	28,02
Azot Kompresör Grubu III. Kademe	C1461-IIIa	774,04	-19,51	0,8606 <sup>1</sup>	0,8611	93,05
	C1461-III	1105	-34,93	0,6827 <sup>1</sup>	0,7517	237,42
Azot Kompresör Grubu III. Kademe Çıkış Eşanjörü	E1418a	176,10	-5,28	-	0,5890	11,03
	E1418	934,32	-39,93	-	0,4523	106,32
Azot Kompresör Grubu IV. Kademe Giriş Eşanjörü	E2419	496	-14,88	-	0,3630	28,12
Azot Kompresör Grubu IV. Kademe	C1461-IVa	769,45	-19,40	0,8836 <sup>1</sup>	0,8495	100,13
	C1461-IV	1105	-44,67	0,7008 <sup>1</sup>	0,7421	246,66
Azot Kompresör Grubu IV. Kademe Çıkış Eşanjörü	E1419a	153,38	-4,60	-	0,6669	7,81
	E1419	1058,63	-41,88	-	0,5061	103,7
Soğuk Türbin	X3471	432,08	0	0,9109 <sup>1</sup>	0,7498	200,49
Booster Kompresörü	C3461	381,61	-65,02	0,7954 <sup>1</sup>	0,797	139
C3461 Booster Kompresörü Çıkış Eşanjörü	E3421	375,73	-31,91	-	0,4136	51,01
Sıcak Türbin	X3472	428,61	0	0,8848 <sup>1</sup>	0,825	90,96
Booster Kompresörü	C3462	378,55	-60,5	0,8303 <sup>1</sup>	0,8038 <sup>2</sup>	80,44

<sup>1</sup> İzentropik verim

<sup>2</sup> Ekserji verimi

Tablo 5.6. (Devam) Linde prosesinin şebeke elektriği veya trijenerasyonla işletilmesi durumlarında hesaplanan kapasite, ısı kaybı, enerji ve ekserji verimi, kayıp ekserji değerlerinin kıyaslanması

Cihaz Adı	Cihaz Kodu	Cihaz Kapasitesi (kW)	Isıl Kayıp (kW)	I. Kanun Verimi veya İzentropik Verim	II. Kanun Verimi	Kayıp Ekserji (kW)
C3462 Booster Kompresörü Çıkış Eşanjörü	E3422	372,73	-25,48	-	0,5397	31,68
Genişleme Tankı	D3432	-	9,74	-	0,9859	8,82
Ana Isı Değiştirici	E3116	4637,19	183,98	-	0,9492	719,89
Isı Değiştiricisi (Kaynatıcı)	E3216	-	-51,76	-	0,5993	6,14
Yüksek Basınç Kolonu	T3211	-	60,99	-	0,9392	280,61
Argon Kolonu	T4111	-	53,06	-	0,4266	12,95
Alçak Basınç Kolonu	T3212	-	129,35	-	0,835	640,02
Soğutma Kulesi	E8421a	2940	-1049,10	-	0,3770	346,14
	E8421	6584,73	-2349,68	-	0,4496	1616,96
Hava Basınçlandırma, Ön Soğutma ve Filtrasyon	HBÖSFPa	1716,6	-195,27	0,8013	0,8327	359,77
	HBÖSFP	2515,05	-414,76	0,6417	0,6835	778,59
Azot Basınçlandırma ve Genişletme Prosesi	ABGPa	3107,38	-155,42	0,8732	0,8211	948,13
	ABGP	4434,3	-347,26	0,8184	0,5802	2672,99
Distilasyon ve Saflaştırma Prosesi	DSP	5,5	-192,08	0,7097	0,7777	939,69
<b>LİNDE PROSESİ</b>	<b>LPa</b>	<b>5494,63<sup>1</sup></b>	<b>-1007,00</b>	<b>0,8167</b>	<b>0,3506</b>	<b>3568,21</b>
	<b>LP</b>	<b>7770<sup>1</sup></b>	<b>-2910,61</b>	<b>0,6254</b>	<b>0,2285</b>	<b>5994,56</b>

Linde prosesinin trijenerasyonla işletilmesinin sonucu olarak HBÖSFP'nin enerji verimi %64'ten %80'e; ekserji verimi %68'den %83'e yükselecektir. ABGP'nin enerji veriminde %82'den %87'ye; ekserji veriminde %58'den %82'te artış olacaktır. Linde prosesinin trijenerasyonla işletilmesinin DSP'nin cihazlarına etkisi olmadığından DSP'de değişiklik olmayacaktır. Linde prosesinin trijenerasyonla işletilmesiyle komple prosesin mevcutta %63 olan enerji verimi %82'ye; mevcutta %23 olan ekserji verimi %35'e çıkacaktır.

<sup>1</sup> Elektrik gücü

## 5.5. Linde Prosesinin Şebekeden ve Trijenerasyondan Sağlanan Güçle İşletilmesinin Ekonomik Olarak Değerlendirilmesi

Şebeke elektriğinden beslenen HAT'tan elde edilen toplam ürün miktarı 9813,96 kg/h olarak belirlenmişti. Aynı ürün miktarı için HAT, trijenerasyonla işletilerek cihaz güçlerinde azalma sağlanacak ve prosesi işletmek için toplam gerekli güç trijenerasyondan sağlanacaktır.

Linde prosesinin trijenerasyonla işletilmesiyle Linde prosesine gereken güç 7770 kW'tan 5494,63 kW'a düşeceği için ürün başına harcanan enerji miktarları da aynı oranda düşecektir. Linde prosesinin trijenerasyonla işletilmesi durumundaki enerji miktarları, şebeke elektriğiyle işletilmesi durumuyla birlikte Tablo 5.7 de verilmiştir.

Tablo 5.7. Linde prosesinin şebeke elektriği ve trijenerasyonla işletilmesi durumlarındaki ürün başına harcanan enerji miktarlarının kıyaslanması

Giriş havası veya ürün adı	Şebekeyle işletilen Linde prosesi için ürün başına enerji miktarı (kWh/kg)	Trijenerasyonla işletilen Linde prosesi için ürün başına enerji miktarı (kWh/kg)
Giriş Havası	0,257	0,181
Oksijen üretimi	1,160	0,821
Azot üretimi	2,696	1,906
Argon üretimi	32,952	23,302
Toplam üretim	0,792	0,560

Linde prosesinin trijenerasyonla işletilmesiyle, şebeke elektriğiyle işletilmesi durumuna göre ürün başına harcanan enerji miktarlarında %30'a yakın azalma olacaktır. Fakat bu azalmaya rağmen, incelemiş olduğumuz Linde prosesi 1994 yılı teknolojisine sahip, çok verimsiz çalışan ve enerji girdisi yüksek bir proses olduğundan elde edilen sonuç yine de çok yüksektir.

Linde A.Ş.'nin 2011 yılında Türkiye'de inşa ettiği, şebekeden çektiği 10,3 MW güçle çalışan, 1000 ton/gün sıvı ürün üretim kapasiteli bir tesisin toplam üretim için ürün başına harcadığı enerji miktarının 0,25 kWh/kg olduğu bilinmektedir.

Şebekeden beslenen HAT'ta 1 kg %99,5 safiyette sıvı ürün elde etmek için gerekli elektrik enerjisi maliyeti 14,7 Krş/kg sıvı ürün olarak belirlenmişti.

Trijenerasyondan sağlanacak olan 5,5 MW'lık elektrik enerjisi maliyeti için trijenerasyona beslenecek doğalgaz miktarı;

$$\dot{m}_{103} = 0,2372 \text{ kg} / \text{s}$$

olarak belirlenir.

Doğalgaz fiyatı standart şartlara göre verildiği için 288,15 K, 101,325 kPa şartlarında %96,5 oranında metan içeren doğalgazın yoğunluğu 0,712 kg/Sm<sup>3</sup> [109] olmak üzere kullanılan doğalgazın hacimsel debisi;

$$\frac{0,2372}{0,712} = 0,333146 \text{ Sm}^3 / \text{s}$$

olarak belirlenir. Yıllık doğalgaz kullanım miktarı aşağıdaki gibi hesaplanır;

$$0,333146 \times 3600 \times 360 = 431757,22 \text{ Sm}^3 / \text{yıl}$$

Botaş'ın 2015 Mart fiyatlarına göre 300001 Sm<sup>3</sup>/yıl üzerindeki kullanıcılar için doğalgaz fiyatı 0,782383 TL/Sm<sup>3</sup>'tür [110]. 1 saatlik doğalgaz tüketim miktarı;

$$0,333146 \times 3600 = 1199,3256 \text{ Sm}^3 / \text{h}$$

olarak belirlenir. 1 saatlik doğalgaz tüketim maliyeti;

$$1199,3256 \times 0,782383 = 938,33 \text{ TL}$$

bulunur. Birim ürün başına doğalgaz maliyeti ise;

$$938,33 / 9813,96 \times 100 = 9,6 \text{ Krş} / \text{kg sıvı ürün}$$

olarak bulunur.

Trijenerasyonun ve Linde prosesine ilave edilen ısı değiştiricilerin yıllık işletme ve bakım maliyeti toplamda 200000 TL alınırsa sıvı ürün başına;

$$200000 / 360 / 24 / 9813,66 \times 100 = 0,24 \text{ Krş} / \text{kg sıvı ürün}$$

işletme ve bakım maliyeti olacaktır.

Trijenerasyonla işletilen Linde prosesi için sıvı ürün başına maliyet;

$$9,6+0,24 = 9,84 \text{ Krş / kg sıvı ürün}$$

olarak belirlenir.

Şebeke elektriğinden beslenen Linde prosesine oranla birim ürün başına enerji maliyetinde;

$$14,7 - 9,84 = 4,86 \text{ Kr / kg sıvı ürün}$$

$$4,86 \div 14,7 = 0,33$$

%33 olarak ciddi bir azalma sağlanır. Bu maliyet azalmasının yıllık getirisi;

$$4,86 \times 9813,96 \times 24 \times 360 / 100 = 4120921 \text{ TL}$$

olacaktır.

Kurulan trijenerasyon tesisiyle absorpsiyonlu soğutmayla kompresör grubu kademelerinin ön soğutulmasıyla 5,5 MW elektrik üretiliyor olmasına karşın bu tesis standart olarak 4,5 MW elektrik üretme kapasiteli bir tesistir. 4,5 MW kapasiteli, doğalgaz yakıtlı, gaz türbinli kojenerasyon ve absorpsiyonlu soğutmadan oluşan trijenerasyon tesisinin kurulum maliyeti 3000000 €'dur [111]. Linde prosesinin rejenere azotunu ısıtmakta kullanılan H205 ısıtıcısının 10000 €'ya, hava kompresör grubu çıkış havasını ısıtmakta kullanılan H207 ısıtıcısının 20000 €'ya, 4adet hava kompresör grubu giriş eşanjörünün tanesinin 10000 €'ya, 4 adet azot kompresör grubu giriş eşanjörünün tanesinin 15000 €'ya ve 2 adet trijenerasyon tesisinin hava kompresör grubu giriş eşanjörlerinin tanesinin 20000 €'ya mal olacağını düşünürsek trijenerasyon tesisi ve Linde Proseste yapılan değişikliklerin toplam maliyeti;

$$3000000+10000+20000+(4 \times 10000)+(4 \times 15000)+(2 \times 20000)=3170000 \text{ €}$$

olacaktır.

2015 Mart ayı için Euro kur ortalaması alınarak yapılan hesaplama neticesinde;

$$1 \text{ €} = 2,8 \text{ TL [112].}$$

$$3170000 \times 2,8 / 4120921 = 2,2 \text{ yıl}$$

$$2,2 \times 12 \cong 27 \text{ ay}$$

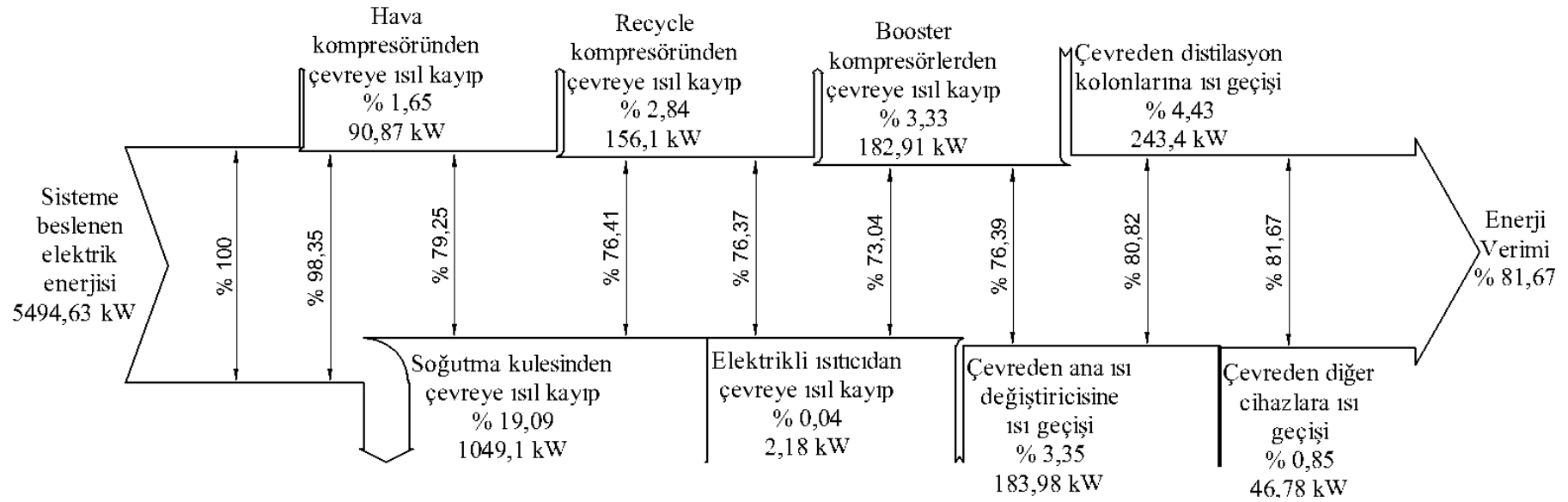
Linde prosesinin trijenerasyonla işletilmesi için yapılacak olan yatırım 27 ayda kendini amorti edecektir.

### **5.6. Linde Prosesinin Trijenerasyonla Birlikte Çalıştırılmasının Sonuçları**

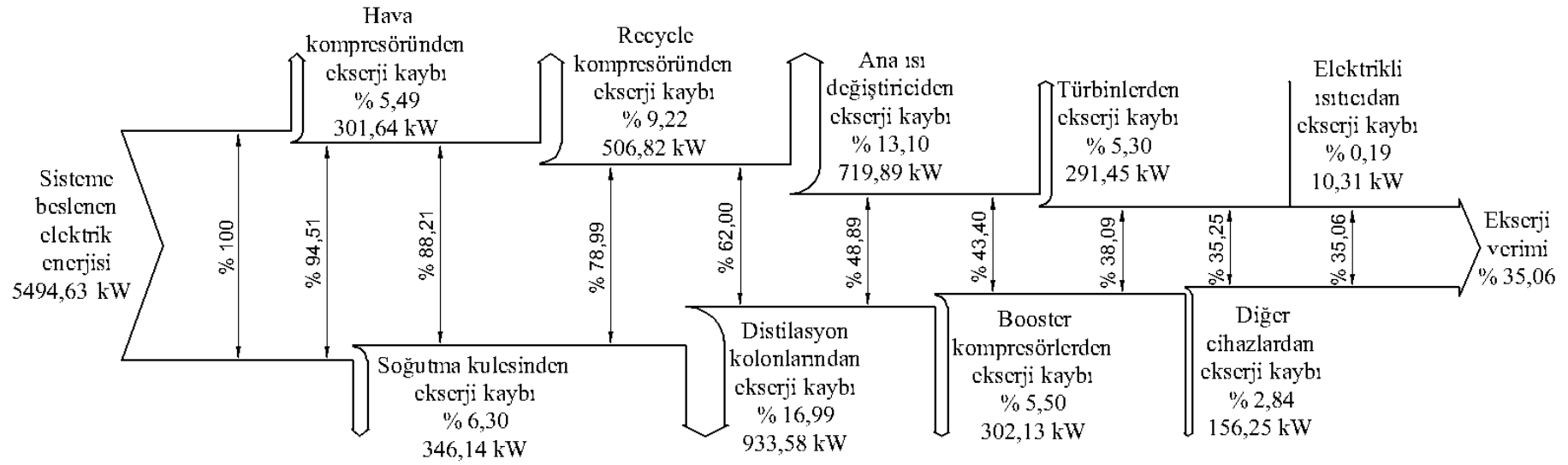
250 t/gün kapasiteli Linde prosesinin şebeke elektriği ile çalıştırılması halinde çekeceği güç 7,77 MW'tır. Absorbsiyonlu soğutmayla Linde prosesinin hava ve azot kompresör gruplarına, trijenerasyonun hava kompresör grubuna ön soğutma yapılması ve hava ön soğutucusunun absorbsiyonlu soğutmayla soğutulmasıyla Linde prosesini işletmek için gereken güç 5,495 MW'a düşecektir. Bu gücün tamamı trijenerasyon tesisinden sağlanacaktır.

Linde prosesinin trijenerasyonla işletilmesi durumundaki I. ve II. Kanun analizlerini gösteren Sankey diyagramları Şekil 5.8 ve Şekil 5.9'da gösterilmiştir.





Şekil 5.8. Trijenerasyonla işletilen Linde prosesinin I. kanun analiz sonuçlarının Sankey diyagramında gösterilmesi



Şekil 5.9. Trijenerasyonla işletilen Linde prosesinin II. kanun analiz sonuçlarının Sankey diyagramında gösterilmesi

Trijenerasyonla birlikte çalışacak Linde prosesinde aşağıdaki iyileştirmeler yapılacaktır:

1. Trijenerasyonun ısısından faydalanılması suretiyle E2618 Elektrikli ısıtıcısına gerek kalmayacağından onun yerine H205 rejenere azotu ısıtıcısı yerleştirilecektir. 87 kW'lık güç tasarrufu sağlanacaktır. Bu sayede rejenerasyon işleminde I. Kanun verimi %60'tan %96'ya; II. Kanun verimi %23'ten %69'a çıkacaktır.
2. Hava ön soğutucusunda kullanılan 64 nolu aşırı soğutulmuş su hattı yerine absorpsiyonlu soğutmadan sağlanan soğutma suyu kullanılacaktır. Böylece saf, kuru azotla soğutma yapan E2417 evaporatif su soğutucusu devre dışı kalacaktır.
3. E2417 Evaporatif soğutucusu kullanılmadığı için buraya soğutma için gelen 58 nolu azot hattı da kullanılmayacaktır. Bu hat bir Liquefier tesisi kurularak yeniden sıvılaştırılıp sıvı olarak depolanabilir veya yeterli kapasitede bir kompresörle gaz olarak tüplere basılabilir. Bu şekilde günlük 315,7 ton yüksek saflıkta sıvı veya gaz azot üretime kazandırılabilir.
4. Yine hava ön soğutucusunda kullanılan 66 nolu soğutma kulesinden gelen soğutma suyu hattı yerine absorpsiyonlu soğutmadan sağlanan soğutma suyu kullanılacaktır.
5. Hava ve azot kompresör gruplarının kademe girişlerine eşanjörler yerleştirilerek absorpsiyonlu soğutmadan sağlanan soğutma suyu ile ön soğutma yapılacaktır. Bu sayede hava kompresör grubunda %30,67 (711,45kW) ve azot kompresör grubunda %30,02 (1326,92 kW) olmak üzere toplamda kompresör gruplarından 2038,37 kW güç tasarrufu sağlanacaktır.
6. Kışın ofis ısıtma ve yazın ofis soğutma yükü trijenerasyondan karşılanarak 150 kW güç sağlanacaktır.
7. Şebeke elektriğinden beslenen Linde prosesinde hava kompresör grubu, azot kompresör grubu, elektrikli ısıtıcı ve ofis ısıtma-soğutmanın toplam gücü 7037 kW iken Linde prosesinin trijenerasyonla işletilmesi durumunda bu güç 4761,33 kW'a düşecektir. Bu cihazların toplamına oranla güç tasarrufu %32,34 olacaktır.
8. Linde prosesinin şebekeden çektiği 7770 kW'lık toplam güce oranla güç tasarrufu ise %29,28 olacaktır. Yapılan güç tasarruflarından sonra Linde prosesini işletmek için gerekli güç 5494,63 kW'a düşecektir.

9. 2, 4 ve 5. maddelerde bahsedilen Linde Prosesi soğutma kulesi soğutma suyu yerine absorpsiyonlu soğutmadan sağlanan soğutma suyunun kullanılmasıyla Linde prosesinin soğutma kulesinin 6585 kW olan soğutma kapasitesi, 2940 kW'a düşecektir. Buradan elde edilecek kazanç hesaplarında dikkate alınmamıştır.
10. Linde prosesinin trijenerasyonla işletilmesi durumunda hava ve azot kompresör gruplarına gereken gücün azaltılmasıyla, kompresör gruplarının izentropik ve ekserji verimlerinde önemli derecede artış sağlanacaktır. Genel olarak mevcut hava kompresör grubu kademelerinin izentropik verimleri %67-78 ve II. Kanun verimleri %72-80 aralığında iken trijenerasyonla işletilmesi durumunda izentropik verimleri %87-94, II. Kanun verimleri %86-94 aralığına yükselecek; izentropik verimlerinde %25, II. Kanun verimlerinde %18 iyileşme sağlanacaktır.
11. Genel olarak izentropik verimleri %68-75 ve II. Kanun verimleri %74-76 aralığında olan mevcut azot kompresör grubu kademelerinin trijenerasyonla işletme durumundaki izentropik verimleri %86-92, II. Kanun verimleri %85-90 aralığına yükselecek; izentropik verimlerinde %25, II. Kanun verimlerinde %17 iyileşme sağlanacaktır.
12. Hava ve azot kompresör gruplarıyla birlikte HBÖSFP ile ABGP alt proseslerinin ve dolayısıyla Linde prosesinin enerji ve ekserji verimlerinde önemli iyileştirmeler sağlanacaktır. HBÖSFP'nin mevcut durumdaki I. kanun verimi %64, II. Kanun verimi %68'dir. Trijenerasyonla işletme durumunda I. kanun verimi %80'e, II. Kanun verimi %83'e yükselecektir. I. kanun verimindeki iyileşme %25, II. Kanun verimindeki iyileşme %22 olacaktır.
13. ABGP'nin mevcut durumdaki I. kanun verimi %82, II. Kanun verimi %58'dir. Trijenerasyonla işletme durumunda I. kanun verimi %87'ye, II. kanun verimi %82'ye yükselecektir. I. kanun verimindeki iyileşme %6, II. Kanun verimindeki iyileşme %41 olacaktır.
14. Linde prosesinin mevcut enerji verimi %62,54 iken trijenerasyonla işletme durumunda %81,67'ye yükselecektir.
15. Mevcut prosesin %22,85 olan ekserji verimi, trijenerasyonla işletme durumunda %35,06'ya yükselecek, ekserji veriminde %52 iyileşme sağlanacaktır.
16. Standart durumda 4,5 MW elektrik, 9 MW ısı üreten bir kojenerasyon tesisinin hava kompresör grubuna absorpsiyonlu soğutmayla ön soğutma yapılarak 5,5

MW elektrik üretimi sağlanacaktır. Kurulan kojenerasyonda %95 enerji verimi ve %59 ekserji verimi elde edilecektir.

17. Trijenerasyon tesisinin absorpsiyonlu soğutma kısmı için COP değeri 0,777 ve EXCOP değeri 0,1633 olacaktır.
18. Şebekeden beslenen hava ayrışım tesisi için 14,7 Krş/kg sıvı ürün olan elektrik enerjisi maliyeti, hava ayrışım tesisinin trijenerasyon tesisine işletilmesi durumunda 9,84 Krş/kg sıvı ürüne düşecektir. Birim ürün başına elektrik enerjisi maliyetindeki azalma %33 olacaktır.
19. Trijenerasyon tesisinin kurulumu, kompresör gruplarının ön soğutma eşanjörleri, rejenere azotu ısıtıcısı ve Linde prosesinin hava kompresör grubu çıkış havası ısıtıcısı için yapılacak olan yatırım 27 ayda kendini amorti edecektir.

### **5.7. Linde Prosesinin Kış Şartlarında Trijenerasyonla İşletilmesi**

Linde prosesinin sıcak yaz aylarında hava sıcaklığı 308,15 K iken trijenerasyonla birlikte işletilmesi durumu incelenmiştir. Absorpsiyonlu soğutmayla kompresör grubu kademelerine havanın giriş sıcaklığı 285 K'e düşürülecektir. Linde Prosesine gerekli olan elektrik gücü 5494,63 kW'a düşecek ve prosesin ekserji verimi %35'e çıkacaktır. Bu kazanç, toplamda 4273 kW'lık absorpsiyonlu soğutma kapasitesiyle sağlanacaktır.

Kış aylarında havanın soğumasıyla birlikte hava sıcaklığına bağlı olarak absorpsiyonlu soğutma kapasitesinde azalma olacaktır. Kışın hava sıcaklığı, yazın absorpsiyonlu soğutmayla sağlanan 285 K sıcaklığına düştüğünde absorpsiyonlu soğutma tam anlamıyla devre dışı kalacaktır.

Türkiye genelinde hava, ortalama olarak sadece yılda 4 ay bu sıcaklıkların altında kalmaktadır. Yılda 8 ay boyunca absorpsiyonlu soğutma devrede olacaktır.

## 6. SONUÇLAR VE ÖNERİLER

Linde prosesiyle havanın kriyojenik olarak ayrıştırılması, oksijen, azot, argon ürünlerinin hem sıvı hem de gaz olarak aynı anda üretilebilmesi, ürünlerin saflık derecelerinin çok yüksek olması, üretim miktarlarının diğer yöntemlere oranla çok fazla olması ve ekonomik olması gibi nedenlerle sınai ve tıbbi gaz sektöründe yaygın olarak kullanılmaktadır.

Günlük 74 ton (52000 Nm<sup>3</sup>) sıvı azot, 170 ton (120000 Nm<sup>3</sup>) sıvı oksijen, 6 ton (3400 Nm<sup>3</sup>) sıvı argon ve toplamda 250 t/gün üretim kapasiteli, şebekeden çektiği 7,77 MW güçle çalışan mevcut bir hava ayrışım tesisi, 101,325 kPa ve 308,15 K hava beslenmesi durumunda termodinamik olarak incelenmiştir.

Termodinamik inceleme sonucunda mevcut prosesin enerji verimi %62,54 olarak belirlenmiştir. 7770 kW şebeke elektriğiyle işletilen mevcut prosesin ekserji verimi %23 olarak bulunmuştur ve toplam ekserji kaybı 4736 kW olarak hesaplanmıştır.

Şebeke elektriğiyle işletilen mevcut Linde prosesi termodinamik olarak incelendikten sonra, prosesin uygun kapasitede bir trijenerasyon tesisiyle işletilmesi durumu değerlendirilmiştir. Bunun için ilk önce Linde prosesinin hava ve azot kompresör grubu kademe girişlerine, soğutma suyu absorpsiyonlu soğutmadan sağlanan eşanjörler yerleştirilecektir. Hava ve azot kompresör gruplarının 4'er kademesine birer adet ilave olmak üzere toplam 8 eşanjör kullanılacaktır. Hava kompresör grubunun çıkış sıcaklığı proses gereği yüksek olması gerektiğinden 4. Kademe çıkışına karşıt akış olarak trijenerasyonun ısısının kullanıldığı bir ısı değiştirgeci yerleştirilecektir.

Kompresör gruplarının kademe girişlerinin ön soğutulmasıyla hava kompresör grubundan 711,45 kW ve azot kompresör grubundan 1326,92 kW olmak üzere yalnızca kompresör gruplarından toplam 2038,37 kW güç tasarrufu sağlanacaktır.

Kompresör grubu kademe girişlerinin ön soğutulmasıyla kademe çıkışlarındaki soğutma kulesinden gelen soğutma suyuyla çalışan eşanjörlerin yükü azalacaktır.

Emiş havasındaki nemin ve istenmeyen bileşiklerin tutulması için kullanılan moleküler eleklerin rejenerasyon işleminde kullanılan azot gazının ısıtıldığı 87 kW gúcündeki elektrikli ısıtıcı kaldırılıp yerine karşıt akış olarak trijenerasyonun egzoz gazının kullanıldığı bir ısı değiştirici yerleştirilecektir. Böylece 87 kW elektrik enerjisi tasarrufu sağlanacaktır.

Emiş havasının n soğutulmasında kullanılan hava n soğutucusuna soğutma kulesinden gelen 2 soğutma suyu hattı yerine absorbsiyonlu soğutmadan gelen soğutma suyu kullanılacaktır. Bu sayede bu hatların birini fazladan soğutmakta kullanılan, prosten gelen 3,6543 kg/s saf ve kuru azot gazının kullanıldığı evaporatif su soğutucusu devre dışı bırakılacaktır.

Evaporatif soğutucuda kullanılmakta olan azot gazı, üretim azotuyla aynı saflıktadır. Üretime kazandırılmak istenirse sıvı olarak depolamak için yeterli kapasitede bir Liquefier tesisi planlanabilir. Gaz olarak tüplere basmak için 220 barlık bir kompresör sistemi düşünülebilir. Tamamının üretime kazandırıldığı düşünülürse sadece bu hattan üretilecek azot günlük 315,7 ton olacaktır.

Hava n sođutucusunda ve kompresör gruplarının kademe giriřlerinde absorbsiyonlu sođutmanın kullanılmasıyla řebeke elektriđiyle iřletilen Linde prosesinin 6585 kW olan mevcut sođutma kapasitesi, 2940 kW'a dūřecektir. Kapasite yarıdan fazla oranda dūřeceđinden sođutma kulesinin mevcut 5 fan ve 3 pompasının hepsi birlikte kullanılmayabilecektir. Fakat buradan sađlanacak gúc tasarrufu hesaplara dahil edilmemiřtir.

Linde prosesinin mevcut durumda şebeke elektriğinden karşılanan ofis ısıtma-soğutma ihtiyacı trijenerasyondan sağlanarak 150 kW elektrik enerjisi tasarrufu sağlanacaktır.

Linde prosesinin trijenerasyonla işletilmesiyle elektrik enerjisinden sağlanan toplam tasarruf 2275,37 kW olacaktır.

şebeke elektriğinden beslenen Linde prosesinde hava kompresör grubu, azot kompresör grubu, elektrikli ısıtıcı ve ofis ısıtma soğutmanın toplam gücü 7037 kW iken trijenerasyonla işletilen Linde prosesinde bu cihazların toplam gücü 4761,33

kW'adürecektir. Bu cihazların toplam gücüne oranla güç tasarrufu yaklaşık %32,3 olacaktır.

Tüm bu iyileştirmelerin sonucu olarak Linde prosesi, trijenerasyonla işletilmesi durumunda 7770 kW yerine 5494,63 kW güçle işletilebilecektir. Prosesin toplam gücüne oranla güç tasarrufu %29,3 olacaktır.

Linde prosesinin 5,5 MW olan elektrik ihtiyacını karşılamak için standart durumda 4,5 MW elektrik ve 9 MW ısı üreten bir trijenerasyon tesisi planlanmış; trijenerasyon tesisinin 2 kademeli olan hava kompresör grubunun kademelerinin absorpsiyonlu soğutmayla ön soğutulmasıyla gaz türbininin elektrik enerjisi üretiminin 4,5 MW'tan 5,5 MW'a çıkarılması düşünülmüştür.

Linde prosesinin hava,azot kompresör gruplarının ve hava ön soğutucusunun, ayrıca trijenerasyonun hava kompresör grubunun absorpsiyonlu soğutmayla soğutulması için tek etkili 4273 KW buharlaştırıcı kapasiteli absorpsiyonlu soğutma planlanmıştır. Absorpsiyonlu soğutmanın COP değeri 0,777 ve EXCOP değeri 0,1633 olacaktır.

Linde prosesinin rejenere azotu ısıtıcısı, Linde prosesinin hava kompresör grubu çıkış sıcaklığının yükseltilmesi,kışın ofislerin ısıtılması ve absorpsiyonlu soğutmanın kaynatıcısı için gerekli olan toplam 8559 kW ısı, trijenerasyonun 9 MW'lık ısısından sağlanacaktır.

Linde prosesinin trijenerasyonla işletilmesi durumunda hava ve azot kompresör gruplarına gereken gücün azaltılmasıyla, kompresör gruplarının izentropik ve ekserji verimlerinde önemli derecede artış sağlanacaktır.

Linde prosesinin rejenere azotunun ısıtılması işlemi, mevcut elektrikli ısıtıcı yerine yerleştirilen bir ısı değiştiricisinde trijenerasyonun ısısıyla sağlanarak, bu prosesin %60 olan enerji verimi %96'ya ve %23 olan ekserji verimi %69'a çıkarılacaktır.

Linde prosesinin şebeke elektriği yerine trijenerasyonla işletilmesiyle, havanın kompresör grubuyla atmosferden emilip basınçlandırıldıktan sonra ön soğutulup moleküler eleklerde istenmeyen moleküllerden arındırıldığı hava basınçlandırma, ön soğutma ve filtrasyon prosesinde enerji verimi %64'ten %80'e; ekserji verimi



%68'den %83'e yükselecektir. Enerji verimindeki artış %25, ekserji verimindeki artış %22 olacaktır.

1 adet azot kompresör grubu, 2 adet booster-türbin çifti ve 1 adet ana ısı değiştiriciden oluşan, Linde prosesinde kriyojenik soğutmanın gerçekleştiği azot basınçlandırma ve genişletme prosesinde trijenerasyonla işletmenin sonucu olarak enerji veriminde %82'den %87'ye; ekserji veriminde %58'den %82'ye artış olacaktır. Bu, enerji veriminde %6, ekserji veriminde 41 artış demektir.

Linde prosesinde trijenerasyonla birlikte yapılan değişikliklerin distilasyon ve saflaştırma prosesindeki cihazlara tesiri olmadığından bu proste herhangi bir değişiklik olmayacaktır.

Linde prosesinin şebeke elektriği yerine doğalgaz yakıtlı, gaz türbinli trijenerasyon ve tek etkili, LiBr-H<sub>2</sub>O akışkan çiftiyle çalışan absorpsiyonlu soğutma birlikteliğinden oluşan 5,5 MW güç kapasiteli bir tesisle işletilmesi sonucunda Linde prosesinin enerji veriminde (%63'ten %82'ye olmak üzere) %30 ve ekserji veriminde (%23'ten %35'e olmak üzere) %52 oranında artış olacaktır.

Şebeke elektriğiyle işletilen Linde prosesi için 0,257 kWh/kg kuru hava olan enerji girdisi, trijenerasyonla işletme durumunda 0,181 kWh/kg kuru havaya düşerek %42 oranında iyileşme sağlanacaktır. Aynı şekilde şebeke elektriğiyle işletme durumunda 0,792 kWh/kg olan ürün başına harcanan enerji miktarı, trijenerasyonla işletme durumunda 0,560 kWh/kg'a düşürülecek ve %42 iyileşme sağlanacaktır.

Şebeke elektriğiyle işletilen Linde prosesinde birim ürün maliyeti 14,7 Krş/kg sıvı üründür. Trijenerasyonla işletilen Linde Prosesi için birim ürün başına maliyet 9,84 Krş/kg sıvı ürüne düşecektir. Şebeke elektriğiyle işletme durumuna göre birim ürün maliyetindeki azalma %33 olacaktır.

Trijenerasyon tesisinin kurulumu, kompresör gruplarının ön soğutma eşanjörleri, rejenere azotu ısıtıcısı ve Linde prosesinin hava kompresör grubu çıkış havası ısıtıcısı için yapılacak olan yatırım 27 ayda kendini amorti edecektir.

Sonuç olarak bu çalışmada incelenmiş ve değerlendirilmiş olan, 1994 yılında inşa edilmiş, birim ürün başına enerji girdisi yüksek, termodinamik olarak cihaz verimleri

düşük olan 250 ton/gün sıvı ürün üretim kapasiteli bir hava ayırışım tesisinin dahi trijenerasyonla entegre edildiği takdirde termodinamik verimlerinde, enerji sarfiyatında ve dolayısıyla birim ürün başına maliyetlerde önemli azalmalar elde edileceği görülmüştür.

Şebeke elektriğiyle işletilmekte olan hava ayırışım tesisleri trijenerasyonla entegre edilmelidir.

Günümüz teknolojiyle üretilen, termodinamik cihaz verimleri yüksek, enerji sarfiyatları düşük olan proseslerde çok daha iyi sonuçlar alınacağı açıktır. Yeni inşa edilecek tesislerin kurulumunda trijenerasyon tesisleri birlikte düşünülmelidir.

Bu çalışmada incelendiği üzere hava ayırışım tesislerinin trijenerasyon tesisleriyle entegre şekilde işletilmesinin yanında distilasyonda 2 kolon yerine 3 kolon kullanılması, distilasyon kolonlarında çeşitli ısıl entegrasyon yapılandırmalarının uygulanması, kompresörlerin ara soğutma eşanjörlerinde soğutma kulesinden gelen soğutma suyu yerine başka soğutma çevrimlerinin kullanılması, prosesteeki basınçlı ürünlerin giriş havasıyla buharlaştırılıp bir türbinde genişletilmesi, kompresörlerin politropik verimlerinin artırılması vb. gibi bu konuda yapılmış bütün çalışmalar birleştirilerek maksimum düzeyde kazanımlar elde edilebilir.

## KAYNAKLAR

- [1] Schreiner B., Reinhardt H. J., Use of International Gases in Petrochemistry, *Hydrocarbon Processing*, 2008, **87**(12), 103-122.
- [2] Castle W. F., Air Separation and Liquefaction: Recent Developments and Prospects for The Beginning of The New Millennium, *International Journal of Refrigeration*, 2002, **25**(1), 158-172.
- [3] Aneke M., Wang M., Potential for Improving The Energy Efficiency of Cryogenic Air Separation Unit (ASU) Using Binary Heat Recovery Cycles, *Applied Thermal Engineering*, 2015, **81**, 223-231.
- [4] Kansha Y., Kishimoto A., Nakagawa T., Tsutsumi A., A Novel Cryogenic Air Separation Process Based on Self-Heat Recuperation, *Separation and Purification Technology*, 2011, **77**, 389–396.
- [5] Manenti F., Rossi F., Croce G., Grottoli M., G., Altavilla M., Intensifying Air Separation Units, *Chemical Engineering Transactions*, 2013, **35**, 1249-1254.
- [6] Rizk J., Nemer M., Clodic D., A Real Column Design Exergy Optimization of a Cryogenic Air Separation Unit, *Energy*, 2012, **37**, 417-429.
- [7] Fu C., Gundersen T., Using Exergy Analysis to Reduce Power Consumption in Air Separation Units for Oxy-Combustion Processes, *Energy*, 2012, **44**, 60-68.
- [8] Van der Ham L. V., Kjelstrup S., Exergy Analysis of Two Cryogenic Air Separation Processes, *Energy*, 2010, **35**, 4731-4739.
- [9] Cornellissen R. L., Hirs G. G., Exergy Analysis of Cryogenic Air Separation, *Energy Conversion and Management*, 1998, **39**, 1821-1826.
- [10] Kiss A. A., Olujic Z., A Review on Process Intensification in Internally Heat-Integrated Distillation columns, *Chemical Engineering and Processing*, 2014, **86**, 125–144.
- [11] Freshwater D. C., Thermal Economy in Distillation, *Transactions of The Institution of Chemical Engineers*, 1951, **29**, 149-160.
- [12] Nakaiwa M., Huang K., Endo A., Ohmori T., Akiya T., Takamatsu T., Internally Heat-Integrated Distillation Columns: A Review, *Chemical Engineering Research and Design*, 2003, **81**, 162–177.
- [13] Nakaiwa M., Akiya T., Owa M., Tanaka Y., Evaluation of an Energy Supply System with Air Separation, *Energy Conversion and Management*, 1996, **37**, 295–301.

- [14] Iwakabe K., Nakaiwa M., Huang K., Matsuda K., Nakanishi T., Ohmori T., Endo, A., Yamamoto T., An Internally Heat-Integrated Distillation Column (HIDiC) in Japan, *Distillation and Absorption*, 2006, **152**, 900–911.
- [15] Olujic Z., Fakhri F., de Rijke A., de Graauw J., Jansens P. J., Internal Heat Integration The Key to an Energy-Conserving Distillation Column, *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 2003, **78**, 241-248.
- [16] Smith A. R., Woodward, D. W., Air Separation Process and System with Gas Turbine Drivers, 2002, U.S. Patent No. 6345493 B1, *U.S. Patent and Trademark Office*.
- [17] Drnevich R. F., Gas Turbine-Air Separation Plant Combination, 1995, U.S. Patent No. 5459994 A, *U.S. Patent and Trademark Office*.
- [18] Frey H. C., Zhu Y., Improved System Integration for Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Systems, *Environmental Science and Technology*, 2006, **40**, 1693-1699.
- [19] Lebrun P., An Introduction to Cryogenics, *European Organization for Nuclear Research Laboratory for Particle Physics Departmental Report*, CERN/AT 2007-1, 1-4, 2007.
- [20] Jha, A. R., *Cryogenic Technology and Applications*, 1st ed., Elsevier, Burlington, 2006.
- [21] Timmerhaus K. D., Reed, R. P., *Cryogenic Engineering Fifty Years of Progress*, 1th ed., Springer, New York, 2007.
- [22] Radebaugh R., Advances in Cryocoolers, *Proceedings of the Sixteenth International Cryogenic Engineering Conference / International Cryogenic Conference*, ICEC/16, 33-45, 1996.
- [23] Kerry F. G., *Industrial Gas Handbook Gas Separation and Purification*, 1st ed., CRC Press, New York, 2006.
- [24] Burger, J. F, *Cryogenic Microcooling A Micromashed Cold Stage Operating With A Sorption Compressor in A Vapor Compression Cycle*, 1st ed., Johannes Burger, Enschede, 2001.
- [25] Sheahen T. P., *Introduction to High-Temperature Superconductivity*, 1st ed., Plenum Press, New York, 1994.
- [26] Scurlock R. G., *History and Origins of Cryogenics*, 1st ed., Clarendon Press, Oxford, 1992.
- [27] Almqvist E., *History of Industrial Gases*, 1st ed., Kluwer Academic/Plenum Publishers, New York, 2003.
- [28] Belloni A., Cryogenic Air Separation History and Technological Progress, *Linde AG Engineering Division*, Linde-22, 1-20, 2008.

- [29] Cuzic M., Popa V., Popa C., L., Study of The Main Heat Exchanger in a Cryogenic Air Separation Unit, *Termotehnica*, 2013, **2**, 39-42.
- [30] Agrawal R., Synthesis of Distillation Column Configurations for a Multicomponent Separation, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 1996, **35**, 1059-1071.
- [31] Van der Ham, L., Improving The Second Law Efficiency of a Cryogenic Air Separation Unit, Thesis for The Degree of Philosophiae Doctor, Norwegian University of Science and Technology, Faculty of Natural Sciences and Technology, Department of Chemistry, Trondheim, 2011.
- [32] Jimenez E., S., Salamon P., Rivero R., Rendon C., Hoffmann K. H., Schaller M., Andresen B., Optimization of a Diabatic Distillation Column with Sequential Heat Exchangers, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2004, **43**, 7566–7571.
- [33] Nakaiwa M., Ohmori T., Innovation in Distillation Processes: Process Intensification for Energy Savings Through Concept of Detuning from Ideal State, *Synthesiology*, 2009, **2**(1), 2009, 55–63.
- [34] Jana A., K., Heat Integrated Distillation Operation, *Applied Energy*, 2010, **87**, 1477–1494.
- [35] Gadalla M., Jimenez L., Olujic Z., Jansens P., J., A Thermo-Hydraulic Approach to Conceptual Design of an Internally Heat-Integrated Distillation Column (i-HIDiC), *Computers and Chemical Engineering*, 2007, **31**, 1346-1354.
- [36] Metz S., Air Separation Manual, *Linde AG Engineering Division*, Linde-26, 1-34, 1994.
- [37] Van der Ham L., Improving The Exergy Efficiency of a Cryogenic Air Separation Unit as Part of an Integrated Gasification Combined Cycle, *Energy Conversion and Management*, 2012, **61**, 31–42.
- [38] Gharaie M., Jobson M., Panjeshahi M. H., Zhang N., Smith R., Techno-Economic Optimization of IGCC Integrated with Utility System for CO<sub>2</sub> Emissions Reduction–Maximum Power Production in IGCC, *Chemical Engineering Research and Design*, 2013, **91**, 1403-1410.
- [39] Maurstad O., An Overview of Coal Based Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Technology, *Laboratory for Energy and The Environment*, MIT LFEE 2005-002 WP, 1-44, 2005.
- [40] Koyuncu Ö., Sınai ve Tıbbi Gaz Sektörüne Bakış, *Gaz Dünyası*, 2009, **1**, 36-38.
- [41] Aydın Y., Enerji Tasarrufunda Kombine Çevrim ve Kojenerasyonun Yeri ve Önemi, *33. Enerji Verimliliği Haftası 5. Enerji Verimliliği Forumu ve Fuarı*, 33-5/11, 2-14, 2014.

- [42] Yener Y., Dünyada ve Türkiye 'de Enerji Verimliliği Oda Raporu, *TMMOB Makine Mühendisleri Odası Enerji Çalışma Grubu*, MMO/400, 8-36, 2008.
- [43] Schlager H., Grewe V., Roiger A., Chemical Composition of The Atmosphere, Editor: Schumann U., *Atmospheric Physics: Background–Methods–Trends*, 1st ed., Springer, New York, 17-33, 2012.
- [44] Mahmutoğlu B., Hava Ayrıştırma Tesislerinde Oksijen, Azot, Argonun Üretimi ve Karışım Gazlı Joule-Thomson Düşük Sıcaklık Soğutucusu, Yüksek Lisans Tezi, Kocaeli Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Kocaeli, 2006, 182735.
- [45] Lane N., *The Molecule That Made The World*, 1th ed., Oxford University Press, New York, 2002.
- [46] Flynn T. M., *Cryogenic Engineering*, 2nd ed., Marcel Deccer, New York, 2005.
- [47] Valley L., Air Products Safetygram 6 Liquid Oxygen, *Air Products and Chemicals Inc.*, APC/19, 1-8, 2013.
- [48] Hagn T., The Linde Group Product Safety Assessment Gaseous Nitrogen, *Linde AG Engineering Division*, Linde-33, 1-11, 2011.
- [49] Jacobsen R. T., Penoncello S. G., Lemmon E. W., *Thermodynamic Properties of Cryogenic Fluids*, 1st ed., Plenum Press, New York, 1997.
- [50] Jensen L. S., Schjoerring J. K., Benefits of Nitrogen for Food Fibre and Industrial Production, Editors: Sutton M. A., Howard C. M., Erisman J. W., Billen G., Bleeker A., Grennfelt P., van Grinsven H., Grizzetti B., *The European Nitrogen Assessment, Sources, Effects and Policy Perspectives*, 1st ed., Cambridge, New York, 32-58, 2011.
- [51] Lew K., *Argon*, 1th ed., Rosen Central, United Kingdom, 2008.
- [52] Alyüz S., Güvenlik Bilgi Formu Argon Basınçlı Gaz Halinde, *Habaş Sınai ve Tıbbi Gazlar İstihsal A.Ş.*, GBF06, 1-5, 2009.
- [53] Downie N. A., *Industrial Gases*, 1th ed., Blackie Academic & Professional, New York, 2002.
- [54] Boerkei M., Use of Process Analytics in Cryogenic Air Separation Plants, *Siemens AG*, SAG-13, 1-9, 2007.
- [55] Çoban M. T., Kapalı Isı Değiştiricili Ters ve Dik Akışlı Soğutma Kulelerinin Isı Değişimi Modellenmesi ve Dizaynı, X. Ulusal Tesisat Mühendisliği Kongresi, TTM-09, 1371-1389, 2011.
- [56] Sonntag R. E., Borgnakke C., Van Wylen G. J., First Law Analysis for a Control Volume, Editors: Hayton J., Russell S., *Fundamentals of Thermodynamics*, 6th ed., John Wiley&Sons, Danvers, 162-165, 2003.

- [57] Bejan A., Tsatsaronis G., Moran M. J., *Energy, Thermal Design and Optimization*, 1st ed., John Wiley&Sons, Danvers, 1996.
- [58] Çengel Y. A., Boles M. A., *Thermodynamics: An Engineering Approach*, 7th ed., Mc Graw Hill, New York, 2008.
- [59] Reisel J. R., Entropy, Editor: Daly P., *Principles of Engineering Thermodynamics*, 1st ed., Cengage Learning, Boston, 175-211, 2014.
- [60] Moran M. J., Shapiro H. N., Control Volume Analysis Using Energy, Editor: Hayton, J., *Fundamentals of Engineering Thermodynamics*, 6th ed., John Wiley, Danvers, 146-182, 2008.
- [61] Dixon S. L., *Fluid Mechanics, Thermodynamics of Turbomachinery*, 5th ed., Elsevier, New York, 2005.
- [62] Winterbone D. E., *Advanced Thermodynamics for Engineerings*, 1st ed., Butterworth-Heinemann, Oxford, 1997.
- [63] Nag P. K., Second Law of Thermodynamics, Editor: Mukherjee S., *Engineering Thermodynamics*, 4th ed., McGraw Hill, New Delhi, 117-142, 2008.
- [64] Öztürk İ. T., İleri Termodinamik Ders Notları, *Kocaeli Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Makine Mühendisliği Bölümü*, 1-50, 2006.
- [65] Rathakrishnan E., *Entropy, Fundamentals of Engineering Thermodynamics*, 2nd ed., Prentice-Hall of India Private Ltd., New Delhi, 2005.
- [66] Bakshi B. R., Gutowski T. G., Sekulic D. P., Energy and Exergy: Does One Need Both Concepts for a Study of Resources Use, Editor: Sekulic D. P., *Thermodynamics and The Destruction of Resources*, 1st ed., Cambridge University Press, Cambridge, 45-86, 2014.
- [68] Li K. W., *Applied Thermodynamics Availability Method and Energy Conversion*, 1st ed., Taylor&Francis, Washington, 1996.
- [69] Büyüktür A. R., Termodinamik, 4. Baskı, Birsen Yayınevi, İstanbul, 2000.
- [70] Rajput R. K., *Engineering Thermodynamics*, 3rd ed., Laxmi Publications Ltd., New Delhi, 2007.
- [71] Arora C. P., *Thermodynamics*, 1st ed., Tata McGraw Hill, Yeni Delhi, 1998.
- [72] Wong K. V., *Thermodynamics for Engineers*, 2nd ed., CRC Press, Florida, 2012.
- [73] Wu C., *Thermodynamics and Heat Powered Cycles: A Cognitive Engineering Approach*, 1st ed., Nova Science Publishers, New York, 2007.

- [74] Kanoğlu M., engel Y. A., Diner İ., *Efficiency Evaluation of Energy Systems*, 1st ed., Springer, New York, 2012.
- [75] Singh O., *Applied Thermodynamics*, 1st ed., New Age International Limited, New Delhi, 2003.
- [76] Kotas T. J., *The Exergy Method of Thermal Plant Analysis*, 1st ed., Krieger Publishing Company, Florida, 1985.
- [77] engel Y. A., Boles M. A., *Thermodynamics An Engineering Approach*, 7th ed., McGraw Hill, New York, 2011.
- [78] Sezen Y., *Termodinamik Tablolar*, 1st ed., Birsen Yayınevi, İstanbul, 2000.
- [79] Sarkar M., Indirect CO<sub>2</sub> emissions compensation: Benchmark proposal for Air Separation Plants, *European Industrial Gases Association (EIGA)*, PP-33, 7-22, 2010.
- [80] Sönmez F., Ekim 2014–Aralık 2014 elektrik tarifesi, Enerji Enstitüsü, <http://enerjienstitusu.com/elektrik-fiyatlari/>, (Ziyaret Tarihi: 18 Ocak 2015).
- [81] Metz S., Air Compressor Manual, *Linde AG Engineering Division*, Linde-27, 1-41, 1994.
- [82] Dixon S. L., Centrifugal Pumps, Fans and Compressors, Editor: Stein J., *Fluid Mechanics, Thermodynamics and Turbomachinery*, 5th ed., Elsevier Butterworth–Heinemann, Burlington, 208-242, 1998.
- [83] alışkan H., Hepbaşı A., Isı Değiştiricilerinin Ekserjetik Yönlere, *Mühendis ve Makina*, 2013, **54**(645), 28-37.
- [84] alışır T., Alptekin M., Yılmazoğlu M. Z., Bir Direkt Evaporatif Soğutma Sisteminin Deneysel, Ekonomik ve evresel İncelenmesi, *Ulusal İklimlendirme Kongresi ve Fuarı, İKLİM 201*, 19-28, 2011.
- [85] Rosen M. A., Bulucea C. A., Using Exergy to Understand and Improve The Efficiency of Electrical Power Technologies, *Entropy*, DOI: 10.3390/e11040820.
- [86] Kumar D., Mishra R. S., Exergy Analysis of Pre-Cooled Linde System for Liquefaction of Gases for Improving Performance of Linde Based Cryogenics Systems, *International Journal of Research in Engineering and Technology*, 2014, **03**(04), 924-930.
- [87] Yan L., Yu Y., Li Y., Zhan, Z., Energy Saving Opportunities in an Air Separation Process, *International Refrigeration and Air Conditioning Conference*, 1131, 12-15 2010.
- [88] Diner İ., Zamfirescu C., *Sustainable Energy Systems and Applications*, 1st ed., Springer, New York, 2011.



- [89] Metz S., Nitrogen Compressor Manual, *Linde AG Engineering Division*, Linde-28, 1-37, 1994.
- [90] Dincer I., Midilli A., Kucuk H., A New Approach for Compressor and Turbine Performance Map Modelling by Using ANFIS Structure, Editörler: Yazar, I., Kiyak E., Caliskan F., *Progress in Exergy, Energy and the Environment*, 1st ed., Springer, New York, 541-550, 2014.
- [91] Gao C., Yao H., Chen C., A Genetic Algorithm Based Optimization Design Method for Cryogenic Turboexpander, *Proceedings of The Sixteenth International Cryogenic Engineering Conference / International Cryogenic Materials Conference*, ICEC/29, 221-224, 1996.
- [92] Metz S., ETB 150 MS Booster Turbine Manual, *Linde AG Engineering Division*, Linde-29, 1-23, 1994.
- [93] Tecks C., Liquid air production and cost, Liquid Air Energy Network, <http://liquidair.org.uk/full-report/report-chapter-six>, (Ziyaret tarihi: 10 Nisan 2012).
- [94] Pravadalıoğlu S., Kojenerasyon Sistemleriyle Yerinde Enerji Üretimi, *TTMD Isıtma, Soğutma, Havalandırma, Klima, Yangın ve Sıhhi Tesisat Dergisi*, 2012, **77**, 24-28.
- [95] Talbi M., Agnew B., Exergy Analysis: an Absorption Refrigerator Using Lithium Bromide and Water as The Working Fluids, *Applied Thermal Engineering*, 2000; **20**, 619-630.
- [96] Akdemir Ö., Güngör A., Absorpsiyonlu Soğutma Sistemleri; Verimlerini Artırmak İçin Geliştirilen Çevrimler, *V. Ulusal Tesisat Mühendisliği Kongresi ve Sergisi*, İzmir, Türkiye, 3-6 Ekim 2001.
- [97] Kaynaklı Ö., Yamankaradeniz R., H<sub>2</sub>O-LiBr ve NH<sub>3</sub>-H<sub>2</sub>O Eriyiği Kullanan Tek Kademeli Soğurmalı Soğutma Sistemlerinin Karşılaştırılması, *DEÜ Mühendislik Fakültesi Fen ve Mühendislik Dergisi*, 2003, **5**, 73-87.
- [98] Noordermeer J., An overview and introduction to the principles of cogeneration, with typical cycles and applications, *Cogeneration / CHP Principles*, 2009, **24**, 3-17.
- [99] Akdeniz N., İlhan C. D., Üçgül İ., Acar M., Bayhan M., Doğalgazlı Kojenerasyon Sisteminin Termodinamik Analizi ve Süleyman Demirel Üniversitesi Örneği, *VIII. Ulusal Tesisat Mühendisliği Kongresi*, İzmir, Türkiye, 25-28 Ekim 2007.
- [100] Yıldırım E., Yeşilata B., Düşük Sıcaklıkta Isı Kaynağı Kullanan Bir Absorpsiyonlu Soğutma Sisteminin Termoekonomik Optimizasyonu, *Isı Bilimi ve Tekniği Dergisi*, 2013, **33**, 111-117.

- [101] Selbaş R., Absorbsiyonlu Soğutma Sistemlerinde Absorber Sıcaklığının Etkisinin Termodinamik ve Termoekonomik Analizi, *Süleyman Demirel Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Dergisi*, 2006, **10**(1), 136-143.
- [102] Rahim M. A., Gündüz D., Gaz Türbinli Bir Isıl-Güç (Kojenerasyon) Çevrim Santralinin Enerji ve Ekserji Analizi: Ankara Şartlarında Uygulama, *Tünav Bilim Dergisi*, 2013, **6**(2), 19-27.
- [103] Cimşit C., Absorbsiyonlu Buhar Sıkıştırılmalı Kaskad Soğutma Çevrimlerinin Termodinamik ve Termoekonomik Analizi, Doktora Tezi, Kocaeli Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Kocaeli, 2009, 259416.
- [104] Çelik A. T., Absorbsiyonlu Soğutma Sistemleri, Yüksek Lisans Tezi, Gebze Yüksek Teknoloji Enstitüsü, Mühendislik ve Fen Bilimleri Enstitüsü, Kocaeli, 2007.
- [105] Yılmazoğlu M. Z., Tek Etkili Bir Absorbsiyonlu Soğutma Sisteminin Termodinamik Analizi, *Gazi Üniversitesi Mühendislik Mimarlık Fakültesi Dergisi*, 2010, **25**, 397-404.
- [106] Gürsürer S. M., Çevre Sıcaklığının LiBr-H<sub>2</sub>O Akışkanlı Tek Kademeli Absorbsiyonlu Soğutma Çevrimine Etkisinin Ekserji Analizi Temelinde İrdelenmesi, Yüksek Lisans Tezi, Yıldız Teknik Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul, 2005, 198868.
- [107] Solum C., Koç İ., Altuntaş Y., Çift Etkili LiBr-H<sub>2</sub>O Akışkanlı Absorbsiyonlu Soğutma Sisteminde Termodinamiksel Büyüklüklerin Sistem Performansına Etkileri, *Havacılık ve Uzay Teknolojileri Dergisi*, 2011, **5**(1), 19-26.
- [108] Cimşit C., Öztürk İ. T., Buhar Sıkıştırılmalı-Absorbsiyonlu Çift Kademeli Soğutma Çevrimi ve Alternatif Çevrimlerle Karşılaştırılması, *Isı Bilimi ve Tekniği Dergisi*, 2014, **34**(1), 19-26.
- [109] Lua S., Unitrove Natural Gas Density Calculator, Unitrove Limited, <http://unitrove.com/engineering/tools/gas/natural-gas-density>, (Ziyaret tarihi: 11 Mart 2015).
- [110] Haksal B., Botaş ile Doğalgaz Alım Satım Sözleşmesi İmzalamış Serbest Tüketicilere Uygulanan Doğalgaz Toptan Satış Fiyat Tarifesi, Botaş, [http://www.botas.gov.tr/icerik/tur/dogalgaz/boruhatti/dg\\_tarife.asp](http://www.botas.gov.tr/icerik/tur/dogalgaz/boruhatti/dg_tarife.asp), (Ziyaret tarihi: 11 Mart 2015).
- [111] Türkel, M., Kojenerasyon ve Trijenerasyon Teknolojileri, Türkiye Kojenerasyon Derneği, <http://turkoted.org/> (Ziyaret tarihi: 1 Mayıs 2009).
- [112] Gürcihan H. B., Özel Ö. Türkiye Cumhuriyet Merkez Bankası Günlük Döviz Kurları, TCMB, <https://www.turkiye.gov.tr/doviz-kurlari>, (Ziyaret tarihi: 7 Mart 2015).

## **EKLER**

## EK-A. Şebeke Elektriğiyle İşletilen Linde Prosesinin Hesaplamaları

### A.1. C1161 Hava Kompresör Grubu

4 kademeli ara soğutmalı turbo hava kompresör grubunun termodinamik analizi her kademe için ayrı ayrı yapılmıştır. Hava kompresör grubunun motor gücü 2380 kW olup her kademeye iletilen güçler eşittir.

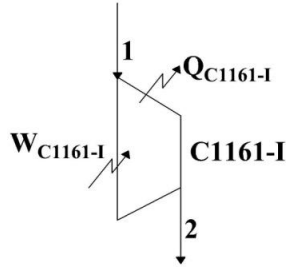
$$\dot{W}_{C1161-I,el} = \dot{W}_{C1161-II,el} = \dot{W}_{C1161-III,el} = \dot{W}_{C1161-IV,el} = \frac{2380}{4} = 595 \text{ kW}$$

Elektrik motor verimi  $\eta_{em} = 0,98$ , kayış kasnak verimi  $\eta_{kk} = 0,96$  ve mekanik verim  $\eta_{mek} = 0,92$  olarak alınırsa kademelerde sıkıştırma için harcanacak net güçler

$$\dot{W}_{C1161-I} = \dot{W}_{C1161-II} = \dot{W}_{C1161-III} = \dot{W}_{C1161-IV} = 595 \times 0,98 \times 0,96 \times 0,92 \cong 515 \text{ kW}$$

Elektrik motoru, iletim ve mekanik verimler hesaba katıldığından kontrol hacmi olarak kompresör kademeleri ele alınmıştır.

#### A.1.1. Hava kompresör grubu I. kademe (C1161-I)



$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_1 = 8,4105 \text{ kg/s} \quad T_1 = 308,15 \text{ K} \quad P_1 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_2 = 8,4105 \text{ kg/s} \quad T_2 = 361,45 \text{ K} \quad P_2 = 162,2 \text{ kPa}$$

Kompresör grubu kademesinden çevreye olan ısı kaybı;

$$\dot{Q}_{C1161-I} - (-515) = 8,4105 \times (362,17 - 308,51) = -63,69 \text{ kW}$$

olarak hesaplanır.

[49] nolu kaynak Tablo 5.7'den entropolasyonla sabit entropideki entalpi bulunur;

$$h_{2s} = 349,77 \text{ kJ / kg}$$

$$w_{s,C1161-I} = 349,77 - 308,51 = 41,26 \text{ kJ / kg}$$

Kademenin izentropik verimi aşağıdaki gibi hesaplanır;

$$\eta_{s,C1161-I} = \frac{8,4105 \times 41,26}{515} = 0,6738$$

Kademenin yüzey sıcaklığı aşağıdaki gibi belirlenir;

$$T_{y,C1161-I} = \frac{308,15 + 361,45}{2} \cong 334,80 \text{ K}$$

$T_{\text{çev}} = 273,15 \text{ K}$ ,  $P_{\text{çev}} = 101,325 \text{ kPa}$  çevre şartlarında kuru hava için entalpi ve entropi Tablo 5.7'den enterpolasyonla belirlenir;

$$h_0 = 273,29 \text{ kJ / kg} \quad s_0 = 6,7732 \text{ kJ / kgK}$$

Hatların özgül ekserjileri aşağıdaki gibidir;

$$\psi_1 = 308,51 - 273,29 - 273,15 \times (6,8946 - 6,7732) = 2,06 \text{ kJ / kg}$$

$$\psi_2 = 362,17 - 273,29 - 273,15 \times (6,9341 - 6,7732) = 44,93 \text{ kJ / kg}$$

Tersinir iş ve ekserji verimi aşağıdaki gibi hesaplanır;

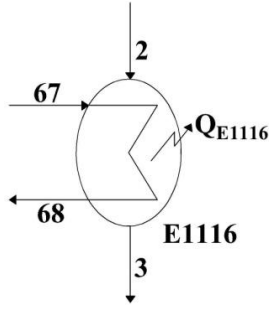
$$\dot{W}_{tr,C1161-I} = 8,4105 \times (2,06 - 44,93) + \left(1 - \frac{273,15}{334,80}\right) \times (-63,69) = -372,29 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,C1161-I} = \frac{-372,29}{-515} = 0,7229$$

Yok edilen ekserji şöyle belirlenir;

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,C1161-I} &= 273,15 \times \left[ 8,4105 \times (6,9341 - 6,8946) - \frac{(-63,69)}{334,80} \right] \\ &= 273,15 \times 0,5225 = 142,71 \text{ kW} \end{aligned}$$

### A.1.2. Hava kompresör grubu I. kademe eşanjörü (E1116)



Gaz hava  $\dot{m}_2 = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_2 = 361,45 \text{ K}$   $P_2 = 162,2 \text{ kPa}$

Gaz hava  $\dot{m}_3 = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_3 = 314,25 \text{ K}$   $P_3 = 161,2 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{67} = 19,46 \text{ kg/s}$   $T_{67} = 294,05 \text{ K}$   $P_{67} = 290 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{68} = 19,46 \text{ kg/s}$   $T_{68} = 298,55 \text{ K}$   $P_{68} = 286 \text{ kPa}$

Eşanjörden çevreye olan ısı kaybı şöyle hesaplanır;

$$\dot{Q}_{E1116} = 8,4105 \times (314,53 - 362,17) + 19,46 \times (156,08 - 137,28) = -34,83 \text{ kW}$$

Eşanjörün yüzey sıcaklığı aşağıdaki gibi belirlenir;

$$T_{y,E1116} = \frac{361,45 + 314,25}{2} \cong 337,85 \text{ K}$$

$$\psi_3 = 314,53 - 273,29 - 273,15 \times (6,7948 - 6,7732) = 35,34 \text{ kJ/kg}$$

$T_{\text{çev}} = 273,15 \text{ K}$ ,  $P_{\text{çev}} = 101,325 \text{ kPa}$  çevre şartlarında su için entalpi ve entropi, su ve su buharı için kızgın buhar tablosundan enterpolasyonla belirlenir;

$$h_0 = 0,06 \text{ kJ/kg} \quad s_0 = -0,0001 \text{ kJ/kgK}$$

Su hatları için özgül ekserjiler aşağıdaki gibidir;

$$\psi_{67} = 137,28 - 0,06 - 273,15(0,4716 - (-0,0001)) = 8,38 \text{ kJ/kg}$$

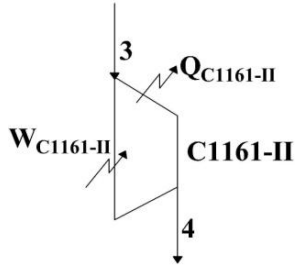
$$\psi_{68} = 156,08 - 0,06 - 273,15(0,5337 - (-0,0001)) = 10,21 \text{ kJ/kg}$$

Eşanjörün II. Kanun verimi ve kayıp ekserji aşağıdaki gibi hesaplanır;

$$\eta_{II,E1116} = \frac{19,46 \times (10,21 - 8,38)}{8,4105 \times (44,93 - 35,34)} = 0,4415$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E1116} &= 273,15 \times [8,4105 \times (6,7948 - 6,9341) + 19,46 \times (0,5337 - 0,4716) \\ &\quad - \frac{(-34,83)}{337,85}] = 273,15 \times 0,1400 = 38,24 \text{ kW} \end{aligned}$$

### A.1.3. Hava kompresör grubu II. kademe (C1161-II)



Gaz hava  $\dot{m}_3 = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_3 = 314,25 \text{ K}$   $P_3 = 161,2 \text{ kPa}$

Gaz hava  $\dot{m}_4 = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_4 = 369,10 \text{ K}$   $P_4 = 264,5 \text{ kPa}$

$$\dot{Q}_{C1161-II} - (-515) = 8,4105 \times (369,77 - 314,53) = -50,40 \text{ kW}$$

$$T_{y,C1161-II} = \frac{314,25 + 369,10}{2} \cong 341,7 \text{ K}$$

$$h_{4s} = 361,74 \text{ kJ/kg}$$

$$w_{S,C1161-II} = 361,74 - 314,53 = 47,21 \text{ kW}$$

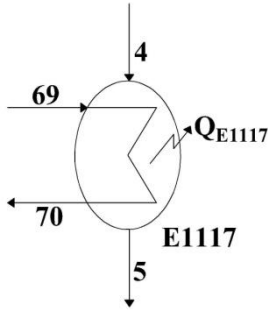
$$\eta_{S,C1161-II} = \frac{8,4105 \times 47,21}{515} = 0,7710$$

$$\dot{W}_{tr,C1161-II} = 8,4105 \times (35,34 - 82,85) + \left(1 - \frac{273,15}{341,7}\right) \times (-50,40) = -409,69 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,C1161-II} = \frac{-409,69}{-515} = 0,7955$$

$$\begin{aligned}\dot{E}_{D,C1161-II} &= 273,15 \times \left[ 8,4105 \times (6,8231 - 6,7948) - \frac{(-50,40)}{341,7} \right] \\ &= 273,15 \times 0,3855 = 105,30 \text{ kW}\end{aligned}$$

#### A.1.4. Hava kompresör grubu II. kademe eşanjörü (E1117)



$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_4 = 8,4105 \text{ kg/s} \quad T_4 = 369,10 \text{ K} \quad P_4 = 264,5 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_5 = 8,4105 \text{ kg/s} \quad T_5 = 319,45 \text{ K} \quad P_5 = 262,8 \text{ kPa}$$

$$\text{SIVI SU} \quad \dot{m}_{69} = 17,15 \text{ kg/s} \quad T_{69} = 305,85 \text{ K} \quad P_{69} = 290 \text{ kPa}$$

$$\text{SIVI SU} \quad \dot{m}_{70} = 17,15 \text{ kg/s} \quad T_{70} = 311,15 \text{ K} \quad P_{70} = 283 \text{ kPa}$$

$$\dot{Q}_{E1117} = 8,4105 \times (319,57 - 369,77) + 17,15 \times (159,42 - 137,28) = -42,51 \text{ kW}$$

$$T_{y,E1117} = \frac{369,10 + 319,45}{2} \cong 344,3 \text{ K}$$

$$\eta_{II,E1117} = \frac{17,15 \times (10,55 - 8,38)}{8,4105 \times (82,85 - 72,12)} = 0,4124$$

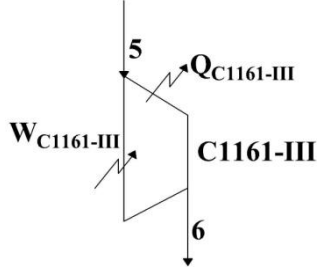
$$\begin{aligned}\dot{E}_{D,E1117} &= 273,15 \times [8,4105 \times (6,6786 - 6,8231) + 17,15 \times (0,5447 - 0,4716) \\ &\quad - \frac{(-42,51)}{344,3}] = 273,15 \times 0,1618 = 44,20 \text{ kW}\end{aligned}$$

#### A.1.5. Hava kompresör grubu III. kademe (C1161-III)

$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_5 = 8,4105 \text{ kg/s} \quad T_5 = 319,45 \text{ K} \quad P_5 = 262,8 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_6 = 8,4105 \text{ kg/s} \quad T_6 = 372,65 \text{ K} \quad P_6 = 413,5 \text{ kPa}$$





$$\dot{Q}_{C1161-III} - (-515) = 8,4105 \times (373,16 - 319,57) = -64,28 \text{ kW}$$

$$h_{6s} = 367,21 \text{ kJ/kg}$$

$$w_{S,C1161-III} = 367,21 - 319,57 = 47,64 \text{ kW}$$

$$\eta_{S,C1161-III} = \frac{8,4105 \times 47,64}{515} = 0,7780$$

$$\dot{W}_{tr,C1161-III} = 8,4105 \times (72,12 - 119,46) + \left(1 - \frac{273,15}{346,05}\right) \times (-64,28) = -411,70 \text{ kW}$$

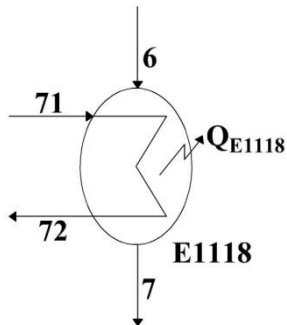
$$\eta_{II,C1161-III} = \frac{-411,70}{-515} = 0,7994$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,C1161-III} &= 273,15 \times \left[ 8,4105 \times (6,7015 - 6,6786) - \frac{(-64,28)}{346,05} \right] \\ &= 273,15 \times 0,3784 = 103,35 \text{ kW} \end{aligned}$$

#### A.1.6. Hava kompresör grubu III. kademe eşanjörü (E1118)

$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_6 = 8,4105 \text{ kg/s} \quad T_6 = 372,65 \text{ K} \quad P_6 = 413,5 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_7 = 8,4105 \text{ kg/s} \quad T_7 = 313,95 \text{ K} \quad P_7 = 411,2 \text{ kPa}$$



$$\text{SIVI SU} \quad \dot{m}_{71} = 16,97 \text{ kg/s} \quad T_{71} = 305,85 \text{ K} \quad P_{71} = 290 \text{ kPa}$$

$$\text{SIVI SU} \quad \dot{m}_{72} = 16,97 \text{ kg/s} \quad T_{72} = 312,45 \text{ K} \quad P_{72} = 285 \text{ kPa}$$

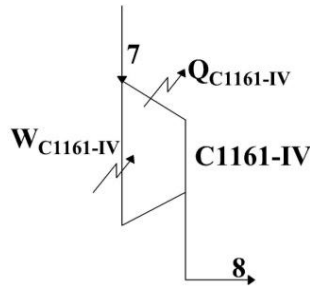
$$\dot{Q}_{\text{EI118}} = 8,4105 \times (313,71 - 373,16) + 16,97 \times (164,86 - 137,28) = -31,97 \text{ kW}$$

$$T_{y,\text{EI118}} = \frac{372,65 + 313,95}{2} \cong 343,3 \text{ K}$$

$$\eta_{\text{III,EI118}} = \frac{16,97 \times (11,10 - 8,38)}{8,4105 \times (119,46 - 106,88)} = 0,4363$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{\text{D,EI118}} &= 273,15 \times [8,4105 \times (6,5299 - 6,7015) + 16,97 \times (0,5626 - 0,4716) \\ &\quad - \frac{(-31,97)}{343,3}] = 273,15 \times 0,1942 = 53,03 \text{ kW} \end{aligned}$$

### A.1.7. Hava kompresör grubu VI. kademe (C1161-VI)



$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_7 = 8,4105 \text{ kg/s} \quad T_7 = 313,95 \text{ K} \quad P_7 = 411,2 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_8 = 8,4105 \text{ kg/s} \quad T_8 = 355,35 \text{ K} \quad P_8 = 648,5 \text{ kPa}$$

$$\dot{Q}_{\text{C1161-VI}} - (-515) = 8,4105 \times (355,26 - 313,71) = -165,54 \text{ kW}$$

$$T_{y,\text{C1161-IV}} = \frac{313,95 + 355,35}{2} \cong 334,65 \text{ K}$$

$$h_{8s} = 361,45 \text{ kJ/kg}$$

$$w_{\text{S,C1161-VI}} = 361,45 - 313,71 = 47,74 \text{ kW}$$

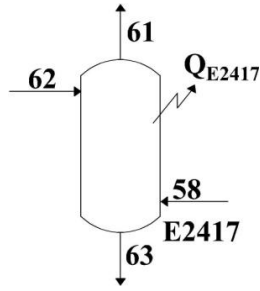
$$\eta_{s,C1161-VI} = \frac{8,4105 \times 47,74}{515} = 0,7797$$

$$\dot{W}_{tr,C1161-VI} = 8,4105 \times (106,88 - 151,87) + \left(1 - \frac{273,15}{334,65}\right) \times (-165,54) = -408,81 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,C1161-IV} = \frac{-408,81}{-515} = 0,7938$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,C1161-IV} &= 273,15 \times \left[ 8,4105 \times (6,5173 - 6,5299) - \frac{(-165,54)}{334,65} \right] \\ &= 273,15 \times 0,3887 = 106,17 \text{ kW} \end{aligned}$$

## A.2. Evaporatif Su Soğutucusu (E2417)



$$\text{Gaz Azot} \quad \dot{m}_{58} = 3,6543 \text{ kg/s} \quad T_{58} = 297,7 \text{ K} \quad P_{58} = 110 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz Azot} \quad \dot{m}_{61} = 3,7767 \text{ kg/s} \quad T_{61} = 306,5 \text{ K} \quad P_{61} = 105 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{62} = 3,6111 \text{ kg/s} \quad T_{62} = 305,85 \text{ K} \quad P_{62} = 310 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{63} = 3,4887 \text{ kg/s} \quad T_{63} = 282,35 \text{ K} \quad P_{63} = 290 \text{ kPa}$$

$$\dot{Q}_{E2417} = \dot{m}_{61} h_{61} - \dot{m}_{58} h_{58} + \dot{m}_{63} h_{63} - \dot{m}_{62} h_{62}$$

Bağıl nemi  $\phi_{58} = 0,0$  olan kuru azot, soğutucunun altından 297,7 K sıcaklıkta girer ve yağmurlanan suyla  $\phi_{61} = 1,0$  bağıl nem ve 306,5 K sıcaklığında çıkar. Akış sırasında azotun nem oranı artarken, sıcaklığı düşer. Çünkü suyun buharlaşma gizli ısısının bir bölümü azottan sağlanmaktadır. 58 nolu hatla giren kuru azot, 61 nolu hatla %100 bağıl nemle çıkmaktadır. 61 nolu nemli çıkış hattın entalpi ve entropisi, kuru azotun ve barındırdığı nemin entalpi ve entropilerinin toplamıdır.

$\varphi_{61} = 1,0$  ve  $306,5$  K için su buharının kısmi basıncı, su ve su buharı için sıcaklıklara göre doymuş haller tablosundan;

$$P_{sb,61} = 1,0 \times 5,2046 = 5,2046 \text{ kPa}$$

olarak bulunur.

Kuru azotun kısmi basıncı aşağıdaki şekilde hesaplanır;

$$P_{kN2,61} = 105 - 5,2046 = 99,7954 \text{ kPa}$$

99,7954 kPa kısmi basınç, 306,5 K kuru azotun entalpi ve entropisi [49] nolu kaynak Tablo 5.73'ten enterpolasyonla;

$$h_{kN2,61} = 317,97 \text{ kJ / kg} \quad s_{kN2,61} = 6,8683 \text{ kJ / kgK}$$

olarak bulunur. Nemli azot için özgül nem aşağıdaki şekilde bulunur;

$$\omega_{nN2,61} = 0,643 \times \frac{5,2046}{99,7954} = 0,0335 \text{ kg sb / kg kN2}$$

$$\dot{m}_{63} = 3,6111 - 0,0335 \times 3,6543 = 3,4887 \text{ kg / s}$$

$$\dot{m}_{61} = (1 + \omega) \times \dot{m}_{k,61} = (1 + 0,0335) \times 3,6543 = 3,7767 \text{ kg / s}$$

5,2046 kPa, 306,5 K su buharı için sıcaklıklara göre doymuş haller tablosundan;

$$h_{61,sb} = 2561,58 \text{ kJ / kg} \quad s_{61,sb} = 8,3843 \text{ kJ / kgK}$$

entalpi ve entropi bulunur.

61 nolu nemli azot hattının toplam entalpi ve entropisi aşağıdaki gibidir;

$$h_{61} = 317,97 + 0,0335 \times 2561,58 = 403,78 \text{ kJ / kg}$$

$$s_{61} = 6,8683 + 0,0335 \times 8,3843 = 7,1492 \text{ kJ / kgK}$$

Nemli azot için çevre şartları ise şöyle belirlenir;

$\varphi_{\text{çev}} = 0,70$  ve  $273,15$  K için su buharının kısmi basıncı

$$P_{b,\text{çev}} = 0,70 \times 0,6220 = 0,4354 \text{ kPa}$$

Kuru azotun kısmi basıncı aşağıdaki gibi bulunur;

$$P_{kN_2,\text{çev}} = 101,325 - 0,4354 = 100,8896 \text{ kPa}$$

$100,8896$  kPa kısmi basınç,  $273,15$  K kuru azotun entalpi ve entropisi [49] nolu kaynak Tablo 5.73'ten enterpolasyonla;

$$h_{\text{çev},kN_2} = 283,24 \text{ kJ/kg} \quad s_{\text{çev},kN_2} = 6,7461 \text{ kJ/kgK}$$

şeklinde bulunur. Nemli azot için özgül nem formülünden özgül nem bulunur;

$$\omega_{nN_2,\text{çev}} = 0,643 \times \frac{0,4354}{100,8896} = 0,00278 \text{ kg sb/kg kN}_2$$

$0,4354$  kPa,  $273,15$  K su buharı için sıcaklıklara göre doymuş haller tablosundan;

$$h_{\text{çev},sb} = 2500,92 \text{ kJ/kg} \quad s_{\text{çev},sb} = 9,1555 \text{ kJ/kgK}$$

entalpi ve entropi bulunur. Çevrenin toplam entalpi ve entropisi ise;

$$h_{\text{çev}} = 283,24 + 0,00278 \times 2500,92 = 290,19 \text{ kJ/kg}$$

$$s_{\text{çev}} = 6,7461 + 0,00278 \times 9,1555 = 6,7706 \text{ kJ/kgK}$$

şeklinde belirlenir.

$$\dot{Q}_{E2417} = \dot{m}_{61} h_{61} - \dot{m}_{58} h_{58} + \dot{m}_{63} h_{63} - \dot{m}_{62} h_{62}$$

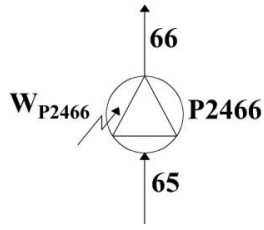
$$\begin{aligned} \dot{Q}_{E2417} &= 3,7767 \times 403,78 - 3,6543 \times 308,78 + 3,4887 \times 38,86 - 3,6111 \times 137,28 \\ &= 36,42 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\psi_{61} = (403,78 - 290,19) - 273,15 \times (7,1492 - 6,7706) = 10,18 \text{ kJ/kg}$$

$$\dot{E}_{D,E2416} = 273,15 \times [3,7767 \times (7,1492 - 6,8169) + 3,4887 \times 0,1363 - 3,6111 \times 0,4716 - \frac{36,42}{302,1}] = 273,15 \times 0,0275 = 7,52 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,E2417} = \frac{3,7767 \times 10,18 + 3,4887 \times 1,54}{3,6543 \times 5,96 + 3,6111 \times 8,38} = 0,8420$$

### A.3. Hava Ön Soğutucusu Su Pompası (P2466)



$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{65} = 15 \text{ kg/s} \quad T_{65} = 305,85 \text{ K} \quad P_{65} = 290 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{66} = 15 \text{ kg/s} \quad T_{66} = 305,95 \text{ K} \quad P_{66} = 1013,25 \text{ kPa}$$

Elektrik motorunun verimi  $\eta_{em} = 0,98$ , kayış kasnak verimi  $\eta_{kk} = 0,96$  ve mekanik verim  $\eta_{mek} = 0,92$  olarak alınırsa pompada sıkıştırma için harcanacak net güç;

$$\dot{W}_{P2466} = 22 \times 0,98 \times 0,96 \times 0,92 = 19,04 \text{ kW}$$

olarak bulunur.

$$-(-19,04) = 15 \times [(138,35 - 137,28) + v \times (1013,25 - 290)]$$

$$v = 0,0002756 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

Pompanın izentropik verimi şöyle hesaplanır;

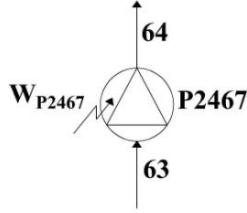
$$\eta_{I,P2466} = \frac{15 \times 0,0002756 \times (1013,25 - 290)}{19,04} = 0,1570$$

$$\dot{W}_{tr,P2466} = 15 \times (8,38 - 9,15) = -11,55 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,P2466} = \frac{-11,55}{-19,04} = 0,6066$$

$$\dot{E}_{D,P2466} = 273,15 \times [15 \times (0,4727 - 0,4716)] = 273,15 \times 0,0165 = 4,51 \text{ kW}$$

#### A.4. Hava Ön Soğutucusu Su Pompası (P2467)



Sıvı su  $\dot{m}_{63} = 3,4887 \text{ kg/s}$   $T_{63} = 282,35 \text{ K}$   $P_{63} = 290 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{64} = 3,4887 \text{ kg/s}$   $T_{64} = 282,75 \text{ K}$   $P_{64} = 1013,25 \text{ kPa}$

Elektrik motorunun verimi  $\eta_{em} = 0,98$ , kayış kasnak verimi  $\eta_{kk} = 0,96$  ve mekanik verim  $\eta_{mek} = 0,92$  olarak alınırsa pompada sıkıştırma için harcanacak net güç;

$$\dot{W}_{P2467} = 18 \times 0,98 \times 0,96 \times 0,92 = 15,58 \text{ kW}$$

şeklinde belirlenir.

$$-(-15,58) = 3,4887 \times [(41,27 - 38,86) + v \times (1013,25 - 290)]$$

$$v = 0,002843 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

$$\eta_{I,P2467} = \frac{3,4887 \times 0,002843 \times (1013,25 - 290)}{15,58} = 0,4604$$

$$\dot{W}_{tr,P2467} = 3,4887 \times (1,54 - 2,34) = -2,79 \text{ kW}$$

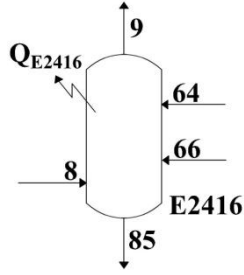
$$\eta_{II,P2467} = \frac{-2,79}{-15,58} = 0,1791$$

$$\dot{E}_{D,P2467} = 273,15 \times [3,4887 \times (0,1422 - 0,1363)] = 273,15 \times 0,0206 = 5,62 \text{ kW}$$

### A.5. Hava Ön Soğutucusu (E2416)

$$\dot{m}_8 = \dot{m}_9$$

$$\dot{m}_{64} + \dot{m}_{66} = \dot{m}_{85}$$



Gaz hava       $\dot{m}_8 = 8,4105 \text{ kg/s}$      $T_8 = 355,35 \text{ K}$        $P_8 = 648,5 \text{ kPa}$

Gaz hava       $\dot{m}_9 = 8,4105 \text{ kg/s}$      $T_9 = 296,15 \text{ K}$        $P_7 = 638 \text{ kPa}$

Sıvı su         $\dot{m}_{64} = 3,4887 \text{ kg/s}$      $T_{64} = 282,75 \text{ K}$        $P_{64} = 1013,25 \text{ kPa}$

Sıvı su         $\dot{m}_{66} = 15 \text{ kg/s}$          $T_{66} = 305,95 \text{ K}$        $P_{66} = 1013,25 \text{ kPa}$

Sıvı su         $\dot{m}_{85} = 18,4887 \text{ kg/s}$        $T_{85} = 308,85 \text{ K}$        $P_{85} = 400 \text{ kPa}$

$$\dot{Q}_{E2416} = 8,4105 \times (295,18 - 355,26) + 18,4887 \times 149,93 - 3,4887 \times 41,27 - 15 \times 138,35 = 47,48 \text{ kW}$$

$$T_{y,E2416} = \frac{355,35 + 296,15}{2} \cong 325,8 \text{ K}$$

$$\dot{E}_{D,E2416} = 273,15 \times [8,4105 \times (6,3365 - 6,5173) + 18,4887 \times 0,5129 - 3,4887 \times 0,1422 - 15 \times 0,4727 - \frac{47,48}{325,8}] = 273,15 \times 0,2299 = 62,80 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,E2416} = \frac{8,4105 \times 141,18 + 18,4887 \times 9,74}{8,4105 \times 151,87 + 3,4887 \times 2,34 + 15 \times 9,15} = 0,9612$$

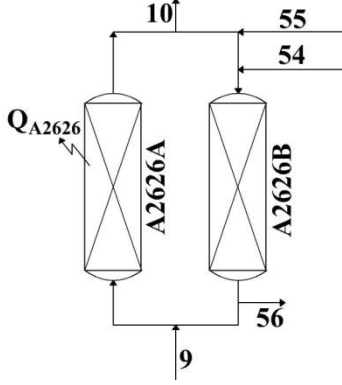
### A.6. Moleküler Sieve (Molekül Emici) Bataryaları (A2626A/B)

Gaz hava       $\dot{m}_9 = 8,4105 \text{ kg/s}$      $T_9 = 296,15 \text{ K}$        $P_7 = 638 \text{ kPa}$



Gaz hava  $\dot{m}_{10} = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_{10} = 297 \text{ K}$   $P_{10} = 610 \text{ kPa}$

Gaz ( $\text{N}_2 + \text{O}_2 + \text{Ar}$ ) Karışımı  $\dot{m}_{54} = 0,1794 \text{ kg/s}$ ,  $T_{54} = 582 \text{ K}$ ,  $P_{54} = 125 \text{ kPa}$



Gaz ( $\text{N}_2 + \text{O}_2 + \text{Ar}$ ) Karışım  $\dot{m}_{55} = 1,8507 \text{ kg/s}$ ,  $T_{55} = 291,35 \text{ K}$ ,  $P_{55} = 125 \text{ kPa}$

Gaz ( $\text{N}_2 + \text{O}_2 + \text{Ar}$ ) Karışımı,  $\dot{m}_{56} = 2,0301 \text{ kg/s}$ ,  $T_{56} = 268,15 \text{ K}$ ,  $P_{56} = 110 \text{ kPa}$

$$\dot{Q}_{A2626} = 8,4105 \times (305,85 - 295,18) + 2,0301 \times 273,45 - 0,1794 \times 586,46 - 1,8507 \times 297,24 = -10,44 \text{ kW}$$

$$T_{y,A2626A/B} = \frac{582 + 268,15}{2} \cong 425,08 \text{ K}$$

51, 52, 53, 54, 55 ve 56 nolu hatların çevre şartlarındaki entalpi ve entropileri karışım oranlarına göre [49] nolu kaynaktan Tablo 5.73, Tablo 5.79 ve Tablo 5.13'ten enterpolasyonla belirlenir;

$$h_0 = 278,76 \text{ kJ/kg} \quad s_0 = 6,6661 \text{ kJ/kgK}$$

$$\psi_{54} = (586,46 - 278,76) - 273,15 \times (7,3663 - 6,6661) = 116,44 \text{ kJ/kg}$$

$$\psi_{55} = (297,24 - 278,76) - 273,15 \times (6,6820 - 6,6661) = 14,14 \text{ kJ/kg}$$

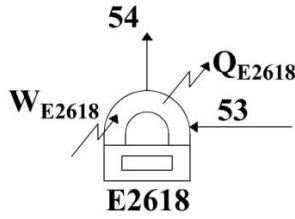
$$\psi_{56} = (273,45 - 278,76) - 273,15 \times (6,6262 - 6,6661) = 5,59 \text{ kJ/kg}$$

54, 55 ve 56 nolu hatların giriş ve çıkış karışım oranları aynı olduğundan kimyasal ekserjileri de aynıdır. Dolayısıyla hesaplamaya gerek yoktur.

$$\eta_{III,A2626A/B} = \frac{8,4105 \times 139,14 + 2,0301 \times 5,59}{8,4105 \times 141,18 + 0,1794 \times 116,44 + 1,8507 \times 14,14} = 0,9590$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,A2626A/B} &= 273,15 \times [8,4105 \times (6,3830 - 6,3365) + 2,0301 \times 6,6262 \\ &\quad - 0,1794 \times 7,3663 - 1,8507 \times 6,6820 - \frac{(-10,44)}{425,08}] \\ &= 273,15 \times 0,1796 = 49,06 \text{ kW} \end{aligned}$$

### A.7. Elektrikli Isıtıcı (E2618)



Gaz ( $N_2 + O_2 + Ar$ ) Karışımı,  $\dot{m}_{53} = 0,1794 \text{ kg/s}$ ,  $T_{53} = 291,35 \text{ K}$ ,  $P_{53} = 130 \text{ kPa}$

Gaz ( $N_2 + O_2 + Ar$ ) Karışımı,  $\dot{m}_{54} = 0,1794 \text{ kg/s}$ ,  $T_{54} = 582 \text{ K}$ ,  $P_{54} = 125 \text{ kPa}$

$$\dot{Q}_{E2618} - (-87) = 0,1794 \times (586,46 - 297,27) = -35,12 \text{ kW}$$

$$T_{y,E2618} = \frac{582 + 291,35}{2} \cong 436,7 \text{ K}$$

$$\eta_{I,E2618} = \frac{0,1794 \times (586,46 - 297,27)}{87} = 0,5963$$

53, ve 54 nolu hatların giriş ve çıkış karışım oranları aynı olduğundan kimyasal ekserjileri de aynıdır.

$$\eta_{II,E2618} = \frac{0,1794 \times 116,44}{87 + (0,1794 \times 16,71)} = 0,2321$$

Yok edilen ekserji aşağıdaki gibi belirlenir;

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E2618} &= 273,15 \times \left[ 0,1794 \times (7,3663 - 6,6727) - \frac{(-35,12)}{436,7} \right] \\ &= 273,15 \times 0,2049 = 55,96 \text{ kW} \end{aligned}$$

## A.8. C1461 Azot Kompresör Grubu

4 kademeli ara soğutmalı azot kompresör grubunun termodinamik analizi her kademe için ayrı ayrı yapılmıştır. Azot kompresör grubunda 4 kademeye iletilen güçler eşittir;

$$\dot{W}_{C1461-I} = \dot{W}_{C1461-II} = \dot{W}_{C1461-III} = \dot{W}_{C1461-IV} = \frac{4420}{4} = 1105 \text{ kW}$$

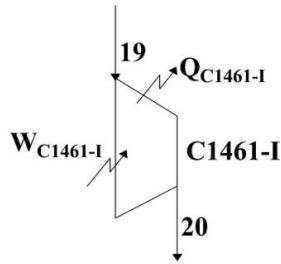
Elektrik motorunu verimi  $\eta_{em} = 0,98$ , kayış kasnak verimi  $\eta_{kk} = 0,96$  ve mekanik verim  $\eta_{mek} = 0,92$  olarak alınırsa kademelerde sıkıştırma için harcanacak net güçler;

$$\dot{W}_{C1461-I} = \dot{W}_{C1461-II} = \dot{W}_{C1461-III} = \dot{W}_{C1461-IV} = 1105 \times 0,98 \times 0,96 \times 0,92$$

$$\dot{W}_{C1461-I} = \dot{W}_{C1461-II} = \dot{W}_{C1461-III} = \dot{W}_{C1461-IV} = 956,42 \text{ kW}$$

olarak bulunur. Elektrik motoru, iletim ve mekanik verimler hesaba katıldığından kontrol hacmi olarak kompresör kademeleri ele alınmıştır.

### A.8.1. Azot kompresör grubu I. kademe (C1461-I)



$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{19} = 15,4612 \text{ kg/s} \quad T_{19} = 312,75 \text{ K} \quad P_{19} = 519 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{20} = 15,4612 \text{ kg/s} \quad T_{20} = 368,9 \text{ K} \quad P_{20} = 823,9 \text{ kPa}$$

$$\dot{Q}_{C1461-I} - (-956,42) = 15,4612 \times (382,04 - 323,63) = -53,33 \text{ kW}$$

$$T_{y,C1461-I} = \frac{312,75 + 368,9}{2} \cong 340,8 \text{ K}$$

[49] nolu kaynak Tablo 5.73'ten enterpolasyonla sabit entropideki entalpi bulunur;

$$h_{20s} = 366,96 \text{ kJ / kg}$$

$$w_{s,C1461-I} = 366,96 - 323,63 = 43,33 \text{ kW}$$

$$\eta_{s,C1461-I} = \frac{15,4612 \times 43,33}{956,42} = 0,7457$$

$T_{\text{çev}} = 273,15 \text{ K}$ ,  $P_{\text{çev}} = 101,325 \text{ kPa}$  çevre şartlarında azot için entalpi ve entropi, [49] nolu kaynak Tablo 5.73'ten enterpolasyonla bulunur;

$$h_0 = 283,24 \text{ kJ / kg} \quad s_0 = 6,7452 \text{ kJ / kgK}$$

$$\psi_{19} = (323,63 - 283,24) - 273,15 \times (6,4008 - 6,7452) = 134,46 \text{ kJ / kg}$$

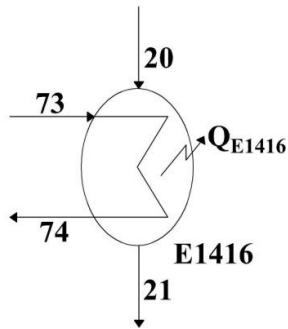
$$\psi_{20} = (382,02 - 283,24) - 273,15 \times (6,4471 - 6,7452) = 180,21 \text{ kJ / kg}$$

$$\dot{W}_{tr,C1461-I} = 15,4612 \times (134,46 - 180,21) + \left(1 - \frac{273,15}{340,8}\right) \times (-53,33) = -717,94 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,C1461-I} = \frac{-717,94}{-956,42} = 0,7507$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,C1461-I} &= 273,15 \times \left[ 15,4612 \times (6,4471 - 6,4008) - \frac{(-53,33)}{340,8} \right] \\ &= 273,15 \times 0,8723 = 238,28 \text{ kW} \end{aligned}$$

### A.8.2. Azot kompresör grubu I. kademe eşanjörü (E1416)



Gaz azot       $\dot{m}_{20} = 15,4612 \text{ kg/s}$        $T_{20} = 368,9 \text{ K}$        $P_{20} = 823,9 \text{ kPa}$

Gaz azot  $\dot{m}_{21} = 15,4612 \text{ kg/s}$   $T_{21} = 324,55 \text{ K}$   $P_{21} = 818 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{73} = 28,03 \text{ kg/s}$   $T_{73} = 305,85 \text{ K}$   $P_{73} = 290 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{74} = 28,03 \text{ kg/s}$   $T_{74} = 311,65 \text{ K}$   $P_{74} = 283 \text{ kPa}$

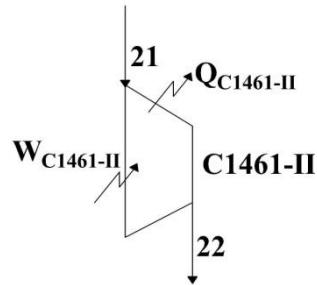
$$\dot{Q}_{E1416} = 15,4612 \times (335,44 - 382,02) + 28,03 \times (161,51 - 137,28) = -41,02 \text{ kW}$$

$$T_{y,E1416} = \frac{368,9 + 324,55}{2} \cong 346,7 \text{ K}$$

$$\eta_{II,E1416} = \frac{28,03 \times (10,75 - 8,38)}{15,4612 \times (180,21 - 169,74)} = 0,4104$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E1416} &= 273,15 \times [15,4612(6,3149 - 6,4471) + 28,03 \times (0,5516 - 0,4716) \\ &\quad - \frac{(-41,02)}{346,7}] = 273,15 \times 0,3168 = 86,52 \text{ kW} \end{aligned}$$

### A.8.3. Azot kompresör grubu II. kademe (C1461-II)



Gaz azot  $\dot{m}_{21} = 15,4612 \text{ kg/s}$   $T_{21} = 324,55 \text{ K}$   $P_{21} = 818 \text{ kPa}$

Gaz azot  $\dot{m}_{22} = 15,4612 \text{ kg/s}$   $T_{22} = 380,1 \text{ K}$   $P_{22} = 1225 \text{ kPa}$

$$\dot{Q}_{C1461-II} - (-956,42) = 15,4612 \times (393,31 - 335,44) = -61,68 \text{ kW}$$

$$T_{y,C1461-II} = \frac{324,55 + 380,1}{2} \cong 352,3 \text{ K}$$

$$h_{22s} = 378,73 \text{ kJ/kg}$$

$$w_{S,C1461-II} = 378,73 - 335,44 = 43,29 \text{ kW}$$

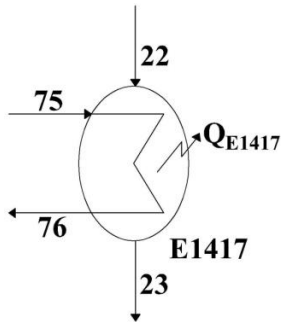
$$\eta_{S,C1461-II} = \frac{15,4612 \times 43,29}{956,42} = 0,6998$$

$$\dot{W}_{tr,C1461-II} = 15,4612 \times (169,74 - 215,78) + \left(1 - \frac{273,15}{352,3}\right) \times (-61,68) = -725,69 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,C1461-II} = \frac{-725,69}{-956,42} = 0,7588$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,C1461-II} &= 273,15 \times \left[ 15,4612 \times (6,3582 - 6,3149) - \frac{(-61,68)}{352,3} \right] \\ &= 273,15 \times 0,8446 = 230,69 \text{ kW} \end{aligned}$$

#### A.8.4. Azot kompresör grubu II. kademe eşanjörü (E1417)



Gaz azot	$\dot{m}_{22} = 15,4612 \text{ kg/s}$	$T_{22} = 380,1 \text{ K}$	$P_{22} = 1225 \text{ kPa}$
----------	---------------------------------------	----------------------------	-----------------------------

Gaz azot	$\dot{m}_{23} = 15,4612 \text{ kg/s}$	$T_{23} = 323,55 \text{ K}$	$P_{23} = 1223 \text{ kPa}$
----------	---------------------------------------	-----------------------------	-----------------------------

Sıvı su	$\dot{m}_{75} = 23,82 \text{ kg/s}$	$T_{75} = 305,85 \text{ K}$	$P_{75} = 290 \text{ kPa}$
---------	-------------------------------------	-----------------------------	----------------------------

Sıvı su	$\dot{m}_{76} = 23,82 \text{ kg/s}$	$T_{76} = 314,65 \text{ K}$	$P_{76} = 284 \text{ kPa}$
---------	-------------------------------------	-----------------------------	----------------------------

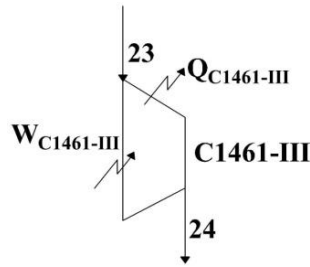
$$\dot{Q}_{E1417} = 15,4612 \times (333,66 - 393,31) + 23,82 \times (174,05 - 137,28) = -46,40 \text{ kW}$$

$$T_{y,E1417} = \frac{380,1 + 323,55}{2} \cong 351,8 \text{ K}$$

$$\eta_{II,E1417} = \frac{23,82 \times (12,34 - 8,38)}{15,4612 \times (215,78 - 202,46)} = 0,4580$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E1417} &= 273,15 \times [15,4612 \times (6,1886 - 6,3582) + 23,82 \times (0,5917 - 0,4716) \\ &\quad - \frac{(-46,40)}{351,8}] = 273,15 \times 0,3705 = 101,19 \text{ kW} \end{aligned}$$

### A.8.5. Azot kompresör grubu III. kademe (C1461-III)



Gaz azot       $\dot{m}_{23} = 15,4612 \text{ kg/s}$        $T_{23} = 323,55 \text{ K}$        $P_{23} = 1223 \text{ kPa}$

Gaz azot       $\dot{m}_{24} = 15,4612 \text{ kg/s}$        $T_{24} = 380,7 \text{ K}$        $P_{24} = 1804,7 \text{ kPa}$

$$\dot{Q}_{C1461-III} - (-956,42) = 15,4612 \times (393,26 - 333,66) = -34,93 \text{ kW}$$

$$T_{y,C1461-III} = \frac{323,55 + 380,7}{2} \cong 352,1 \text{ K}$$

$$h_{24s} = 375,89 \text{ kJ/kg}$$

$$w_{S,C1461-III} = 375,89 - 333,66 = 42,23 \text{ kW}$$

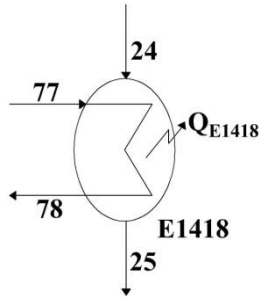
$$\eta_{S,C1461-III} = \frac{15,4612 \times 42,23}{956,42} = 0,6827$$

$$\dot{W}_{tr,C1461-III} = 15,4612 \times (202,46 - 248,45) + \left(1 - \frac{273,15}{352,1}\right) \times (-34,93) = -718,89 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,C1461-III} = \frac{-718,89}{-956,42} = 0,7517$$

$$\begin{aligned}\dot{E}_{D,C1461-III} &= 273,15 \times \left[ 15,4612 \times (6,2384 - 6,1886) - \frac{(-34,93)}{352,1} \right] \\ &= 273,15 \times 0,8692 = 237,42 \text{ kW}\end{aligned}$$

#### A.8.6. Azot kompresör grubu III. kademe eşanjörü (E1418)



Gaz azot	$\dot{m}_{24} = 15,4612 \text{ kg/s}$	$T_{24} = 380,7 \text{ K}$	$P_{24} = 1804,7 \text{ kPa}$
----------	---------------------------------------	----------------------------	-------------------------------

Gaz azot	$\dot{m}_{25} = 15,4612 \text{ kg/s}$	$T_{25} = 323,75 \text{ K}$	$P_{25} = 1801,7 \text{ kPa}$
----------	---------------------------------------	-----------------------------	-------------------------------

Sıvı su	$\dot{m}_{77} = 25,18 \text{ kg/s}$	$T_{77} = 305,85 \text{ K}$	$P_{77} = 290 \text{ kPa}$
---------	-------------------------------------	-----------------------------	----------------------------

Sıvı su	$\dot{m}_{78} = 25,18 \text{ kg/s}$	$T_{78} = 314,35 \text{ K}$	$P_{78} = 286 \text{ kPa}$
---------	-------------------------------------	-----------------------------	----------------------------

$$\dot{Q}_{E1418} = 15,4612 \times (332,83 - 393,26) + 25,18 \times (172,80 - 137,28) = -39,93 \text{ kW}$$

$$T_{dy,E1418} = \frac{380,7 + 323,75}{2} \cong 352,2 \text{ K}$$

$$\eta_{II,E1418} = \frac{25,18 \times (12,16 - 8,38)}{15,4612 \times (248,45 - 234,84)} = 0,4523$$

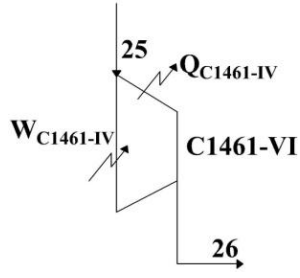
$$\begin{aligned}\dot{E}_{D,E1418} &= 273,15 \times [15,4612 \times (6,0670 - 6,2384) + 25,18 \times (0,5878 - 0,4716) \\ &\quad - \frac{(-39,93)}{352,2}] = 273,15 \times 0,3892 = 106,32 \text{ kW}\end{aligned}$$

#### A.8.7. Azot kompresör grubu IV. kademe (C1461-IV)

Gaz azot	$\dot{m}_{25} = 15,4612 \text{ kg/s}$	$T_{25} = 323,75 \text{ K}$	$P_{25} = 1801,7 \text{ kPa}$
----------	---------------------------------------	-----------------------------	-------------------------------

Gaz azot	$\dot{m}_{26} = 15,4612 \text{ kg/s}$	$T_{26} = 380,4 \text{ K}$	$P_{26} = 2842,9 \text{ kPa}$
----------	---------------------------------------	----------------------------	-------------------------------





$$\dot{Q}_{C1461-IV} - (-956,42) = 15,4612 \times (391,80 - 332,83) = -44,67 \text{ kW}$$

$$T_{y,C1461-IV} = \frac{323,75 + 380,4}{2} \cong 352,1 \text{ K}$$

$$h_{26s} = 376,18 \text{ kJ / kg}$$

$$w_{S,C1461-IV} = 376,18 - 332,83 = 43,35 \text{ kW}$$

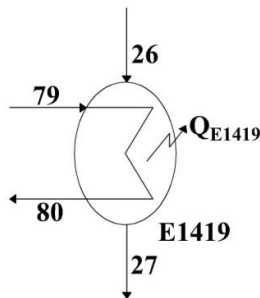
$$\eta_{S,C1461-IV} = \frac{15,4612 \times 43,35}{956,42} = 0,7008$$

$$\dot{W}_{tr,C1461-IV} = 15,4612 \times (234,84 - 280,10) + \left(1 - \frac{273,15}{352,1}\right) \times (-44,67) = -707,79 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,C1461-IV} = \frac{-707,79}{-956,42} = 0,7421$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,C1461-IV} &= 273,15 \times \left[ 15,4612 \times (6,1172 - 6,0670) - \frac{(-44,67)}{352,1} \right] \\ &= 273,15 \times 0,9030 = 246,66 \text{ kW} \end{aligned}$$

#### A.8.8. Azot kompresör grubu IV. kademe eşanjörü (E1419)



$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{26} = 15,4612 \text{ kg/s} \quad T_{26} = 380,4 \text{ K} \quad P_{26} = 2842,9 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{27} = 15,4612 \text{ kg/s} \quad T_{27} = 316,6 \text{ K} \quad P_{27} = 2837,1 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{79} = 24,33 \text{ kg/s} \quad T_{79} = 305,85 \text{ K} \quad P_{79} = 290 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{80} = 24,33 \text{ kg/s} \quad T_{80} = 315,85 \text{ K} \quad P_{80} = 284 \text{ kPa}$$

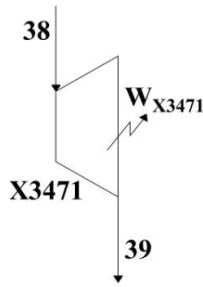
$$\dot{Q}_{E1419} = 15,4612 \times (323,33 - 391,80) + 24,33 \times (179,07 - 137,28) = -41,88 \text{ kW}$$

$$T_{y,E1419} = \frac{380,4 + 316,6}{2} \cong 348,5 \text{ K}$$

$$\eta_{III,E1419} = \frac{24,33 \times (13,13 - 8,38)}{15,4612 \times (280,10 - 265,33)} = 0,5061$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E1419} &= 273,15 \times [15,4612 \times (5,9206 - 6,1172) + 24,33 \times (0,6072 - 0,4716) \\ &\quad - \frac{(-41,88)}{348,5}] = 273,15 \times 0,3796 = 103,70 \text{ Kw} \end{aligned}$$

### A.9. Soğuk Türbin (X3471)



$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{38} = 7,1124 \text{ kg/s} \quad T_{38} = 171,65 \text{ K} \quad P_{38} = 5915,8 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı-gaz azot} \quad \dot{m}_{39} = 7,1124 \text{ kg/s} \quad T_{39} = 95,15 \text{ K} \quad P_{39} = 537 \text{ kPa}$$

Türbin çok iyi yalıtılmıştır ve adyabatiktir;

$$\dot{W}_{X3471} = -7,1124 \times (74,57 - 135,32) = 432,08 \text{ kW}$$

$$h_{39s} = 68,63 \text{ kJ/kg}$$

$$\dot{W}_{S,X3471} = -7,1124 \times (68,63 - 135,32) = 474,33 \text{ kW}$$

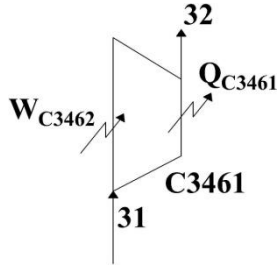
$$\eta_{S,X3471} = \frac{432,08}{474,33} = 0,9109$$

$$\dot{W}_{tr,X3471} = 7,1124 \times (360,71 - 271,77) = 632,58 \text{ kW}$$

$$\eta_{tr,X3471} = \frac{474,33}{632,58} = 0,7498$$

$$\dot{E}_{D,X3471} = 273,15 \times [7,1124 \times (4,9863 - 4,8831)] = 273,15 \times 0,7340 = 200,49 \text{ kW}$$

### A.10. Booster Kompresörü (C3461)



$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{31} = 10,4312 \text{ kg/s} \quad T_{31} = 316,6 \text{ K} \quad P_{31} = 2897,9 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{32} = 10,4312 \text{ kg/s} \quad T_{32} = 346 \text{ K} \quad P_{32} = 3965 \text{ kPa}$$

Türbinden kompresöre güç iletiminde şaft verimi  $\eta_{\text{şaft}} = 0,96$  ve mekanik verim  $\eta_{\text{mek}} = 0,92$  olarak alınır;

$$-\dot{W}_{C3461} = 432,08 \times 0,96 \times 0,92 = -381,61 \text{ kW}$$

kompresöre iletilen güç belirlenir.

$$\dot{Q}_{C3461} - (-381,61) = 10,4312 \times (353,57 - 323,22) = -65,02 \text{ kW}$$

$$h_{32s} = 352,32 \text{ kJ/kg}$$

$$\dot{W}_{S,C3461} = -[10,4312 \times (352,32 - 323,22)] = -303,55 \text{ kW}$$

$$\eta_{s,C3461} = \frac{-303,55}{-381,61} = 0,7954$$

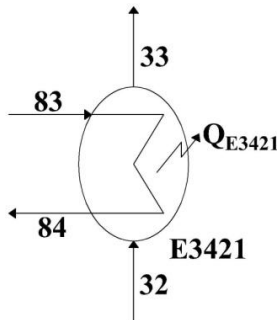
$$T_{y,C3461} = \frac{316,6 + 346}{2} = 331,3 \text{ K}$$

$$\dot{W}_{tr,C3461} = 10,4312 \times (266,83 - 303,71) + \left(1 - \frac{273,15}{331,3}\right) \times (-65,02) = -304,14 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,C3461} = \frac{-304,14}{-381,61} = 0,7970$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,C3461} &= 273,15 \times \left[ 10,4312 \times (5,9274 - 5,9147) - \frac{(-125,83)}{334,3} \right] \\ &= 273,15 \times 0,5089 = 139,00 \text{ kW} \end{aligned}$$

#### A.11. C3461 Booster Kompresörü Çıkış Eşanjörü (E3421)



Gaz azot	$\dot{m}_{32} = 10,4312 \text{ kg/s}$	$T_{32} = 346 \text{ K}$	$P_{32} = 3965 \text{ kPa}$
----------	---------------------------------------	--------------------------	-----------------------------

Gaz azot	$\dot{m}_{33} = 10,4312 \text{ kg/s}$	$T_{33} = 313,05 \text{ K}$	$P_{33} = 3894,1 \text{ kPa}$
----------	---------------------------------------	-----------------------------	-------------------------------

Sıvı su	$\dot{m}_{83} = 20,4 \text{ kg/s}$	$T_{83} = 305,85 \text{ K}$	$P_{83} = 290 \text{ kPa}$
---------	------------------------------------	-----------------------------	----------------------------

Sıvı su	$\dot{m}_{84} = 20,4 \text{ kg/s}$	$T_{84} = 311,85 \text{ K}$	$P_{84} = 284 \text{ kPa}$
---------	------------------------------------	-----------------------------	----------------------------

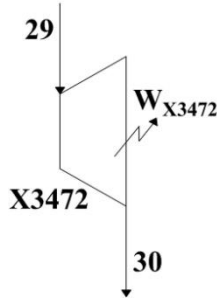
$$\dot{Q}_{E3421} = 10,4312 \times (317,55 - 353,57) + 16,34 \times (162,35 - 137,28) = -31,91 \text{ kW}$$

$$T_{y,E3421} = \frac{346 + 313,05}{2} \cong 329,5 \text{ K}$$

$$\eta_{II,E3421} = \frac{16,34 \times (10,83 - 8,38)}{10,4312 \times (303,71 - 290,74)} = 0,4136$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E3421} &= 273,15 \times [10,4312 \times (5,8064 - 5,9274) + 16,34 \times (0,5544 - 0,4716) \\ &\quad - \frac{(-31,91)}{329,5}] = 273,15 \times 0,1868 = 51,01 \text{ kW} \end{aligned}$$

### A.12. Sıcak Türbin (X3472)



Gaz azot       $\dot{m}_{29} = 5,03 \text{ kg/s}$        $T_{29} = 263,75 \text{ K}$        $P_{29} = 2776,3 \text{ kPa}$

Gaz azot       $\dot{m}_{30} = 5,03 \text{ kg/s}$        $T_{30} = 177,35 \text{ K}$        $P_{30} = 537 \text{ kPa}$

Türbin çok iyi yalıtılmıştır ve adyabatiktir;

$$\dot{W}_{X3472} = -5,03 \times (180,66 - 265,87) = 428,61 \text{ kW}$$

$$h_{30s} = 169,56 \text{ kJ/kg}$$

$$\dot{W}_{S,X3472} = -5,03 \times (169,56 - 265,87) = 484,44 \text{ kW}$$

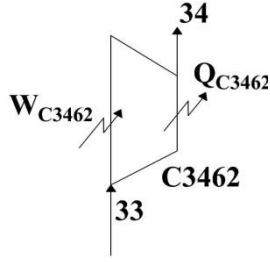
$$\eta_{S,X3472} = \frac{428,61}{484,44} = 0,8848$$

$$\dot{W}_{tr,X3472} = 5,03 \times (260,64 - 157,35) = 519,55 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,X3472} = \frac{428,61}{519,55} = 0,8250$$

$$\dot{E}_{D,X3472} = 273,15 \times [5,03 \times (5,7936 - 5,7274)] = 273,15 \times 0,3330 = 90,96 \text{ kW}$$

### A.13. Booster Kompresörü (C3462)



Gaz azot       $\dot{m}_{33} = 10,4312 \text{ kg/s}$        $T_{33} = 313,05 \text{ K}$        $P_{33} = 3894,1 \text{ kPa}$

Gaz azot       $\dot{m}_{34} = 10,4312 \text{ kg/s}$        $T_{34} = 348,45 \text{ K}$        $P_{34} = 5262 \text{ kPa}$

Türbinden kompresöre güç iletiminde şaft verimi  $\eta_{\text{saft}} = 0,96$  ve mekanik verim  $\eta_{\text{mek}} = 0,92$  olarak alınırsa;

$$\dot{W}_{C3462} = -(428,61 \times 0,96 \times 0,92) = -378,55 \text{ kW}$$

olarak kompresöre iletilen güç bulunur.

$$\dot{Q}_{C3462} - (-378,55) = 10,4312 \times (348,04 - 317,55) = -60,50 \text{ kW}$$

$$h_{34s} = 347,68 \text{ kJ/kg}$$

$$-\dot{W}_{s,C3462} = 10,4312 \times (347,68 - 317,55) = 314,29 \text{ kW}$$

$$\eta_{s,C3462} = \frac{314,29}{378,55} = 0,8303$$

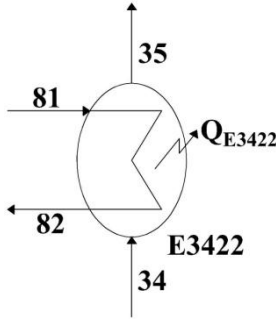
$$T_{y,C3461} = \frac{313,05 + 348,45}{2} = 330,8 \text{ K}$$

$$\dot{W}_{tr,C3462} = 10,4312 \times (324,62 - 352,78) + \left(1 - \frac{273,15}{330,8}\right) \times (-60,50) = -304,29 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,C3462} = \frac{304,29}{378,55} = 0,8038$$

$$\begin{aligned}\dot{E}_{D,C3462} &= 273,15 \times \left[ 10,4312 \times (5,7379 - 5,7272) - \frac{(-60,50)}{330,8} \right] \\ &= 273,15 \times 0,2945 = 80,44 \text{ kW}\end{aligned}$$

#### A.14. C3462 Booster Kompresörü Çıkış Eşanjörü (E3422)



$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{34} = 10,4312 \text{ kg/s} \quad T_{34} = 348,45 \text{ K} \quad P_{34} = 5262 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{35} = 10,4312 \text{ kg/s} \quad T_{35} = 303,75 \text{ K} \quad P_{35} = 5191,1 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{81} = 18,85 \text{ kg/s} \quad T_{81} = 305,85 \text{ K} \quad P_{81} = 290 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{82} = 18,85 \text{ kg/s} \quad T_{82} = 311,25 \text{ K} \quad P_{82} = 284 \text{ kPa}$$

$$\dot{Q}_{E3422} = 10,4312 \times (304,83 - 348,04) + 18,85 \times (159,84 - 137,28) = -25,48 \text{ kW}$$

$$T_{y,E3422} = \frac{348,45 + 303,75}{2} \cong 326,1 \text{ K}$$

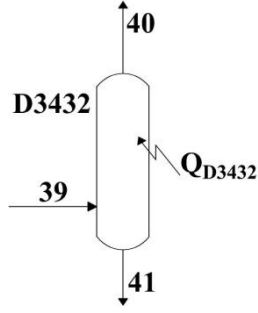
$$\eta_{II,E3422} = \frac{18,85 \times (10,59 - 8,38)}{10,4312 \times (326,21 - 318,81)} = 0,5397$$

$$\begin{aligned}\dot{E}_{D,E3422} &= 273,15 \times [10,4312 \times (5,6571 - 5,7881) + 18,85 \times (0,5461 - 0,4716) \\ &\quad - \frac{(-25,48)}{326,1}] = 273,15 \times 0,1160 = 31,68 \text{ kW}\end{aligned}$$

#### A.15. Genişleme Tankı (D3432)

$$\text{Sıvı-gaz azot} \quad \dot{m}_{39} = 7,1124 \text{ kg/s} \quad T_{39} = 95,15 \text{ K} \quad P_{39} = 537 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı-gaz azot} \quad \dot{m}_{40} = 7,06 \text{ kg/s} \quad T_{40} = 94,4 \text{ K} \quad P_{40} = 530 \text{ kPa}$$



Sıvı-gaz azot  $\dot{m}_{41} = 0,0524 \text{ kg/s}$   $T_{41} = 94,4 \text{ K}$   $P_{41} = 530 \text{ kPa}$

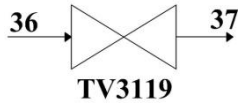
$$\dot{Q}_{D3432} = 7,06 \times 75,94 + 0,0524 \times 75,94 - 7,1124 \times 74,57 = 9,74 \text{ kW}$$

$$T_{y,D3432} = \frac{95 + 94,4}{2} \cong 94,7 \text{ K}$$

$$\eta_{II,D3432} = \frac{7,06 \times 267,95 + 0,0524 \times 267,95}{7,1124 \times 271,77} = 0,9859$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,D3432} &= 273,15 \times [7,06 \times 5,0053 + 0,0524 \times 5,0053 - 7,1124 \times 4,9863 \\ &\quad - \frac{9,74}{94,7}] = 273,15 \times 0,0323 = 8,82 \text{ kW} \end{aligned}$$

#### A.16. Kısılma Vanası (TV3119)



Gaz azot  $\dot{m}_{36} = 3,3188 \text{ kg/s}$   $T_{36} = 142 \text{ K}$   $P_{36} = 5272,5 \text{ kPa}$

$$h_{36} = h_{37} = 74,52 \text{ kJ/kg} \quad P_{37} = 550 \text{ kPa}$$

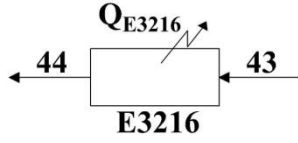
Tablodan enterpolasyonla sıcaklık ve entropi belirlenir;

$$T_{37} = 95 \text{ K} \quad s_{37} = 4,9402 \text{ kJ/kgK}$$

Sıvı-gaz azot  $T_{37} = 95 \text{ K}$   $P_{37} = 550 \text{ kPa}$



### A.17. Isı Değiştiricisi (Kaynatıcı)(E3216)



Sıvı-buhar azot  $\dot{m}_{43} = 5,9773 \text{ kg/s}$   $T_{43} = 102 \text{ K}$   $P_{43} = 560 \text{ kPa}$

Sıvı-buhar azot  $\dot{m}_{44} = 5,9773 \text{ kg/s}$   $T_{44} = 94 \text{ K}$   $P_{44} = 550 \text{ kPa}$

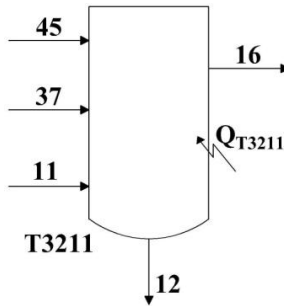
$$\dot{Q}_{E3216} = 5,9773 \times (68,07 - 76,73) = -51,76 \text{ kW}$$

$$T_{y,E3216} = \frac{102 + 94}{2} \cong 98 \text{ K}$$

$$\eta_{II,E3216} = \frac{51,76}{5,9773 \times (281,66 - 267,21)} = 0,5993$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E3216} &= 273,15 \times \left[ 5,9773 \times (4,9263 - 5,0109) - \frac{-51,76}{98} \right] \\ &= 273,15 \times 0,0225 = 6,14 \text{ kW} \end{aligned}$$

### A.18. Yüksek Basınç Kolonu (T3211)



Sıvı-buhar hava  $\dot{m}_{11} = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_{11} = 100,9 \text{ K}$   $P_{11} = 584 \text{ kPa}$

Sıvı-buhar azot  $\dot{m}_{37} = 3,3188 \text{ kg/s}$   $T_{37} = 95 \text{ K}$   $P_{37} = 550 \text{ kPa}$

Sıvı-buhar azot  $\dot{m}_{45} = 2,8119 \text{ kg/s}$   $T_{45} = 94 \text{ K}$   $P_{45} = 550 \text{ kPa}$

Sıvı karışım  $\dot{m}_{12} = 5,1927 \text{ kg/s}$   $T_{12} = 100,2 \text{ K}$   $P_{12} = 560 \text{ kPa}$

Gaz azot  $\dot{m}_{16} = 9,3485 \text{ kg/s}$   $T_{16} = 102 \text{ K}$   $P_{16} = 560 \text{ kPa}$

$$\dot{Q}_{T3211} = 5,1927 \times (-4,62) + 9,3485 \times 76,73 - 8,4105 \times 23,02 - 3,3188 \times 74,52 - 2,8119 \times 68,07 = 60,99 \text{ kW}$$

$$T_{y,T3211} = \frac{94+102}{2} \cong 98 \text{ K}$$

12 ve 13 nolu hatların 273,15 K ve 101,325 kPa çevre şartları için entalpi ve entropisi karışım oranlarına bağlı olarak [49] nolu kaynak Tablo 5.73, Tablo 5.79 ve Tablo 5.13'ten enterpolasyonla belirlenir;

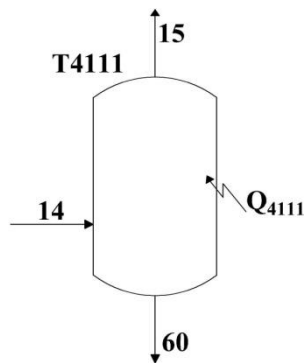
$$h_0 = 267,10 \text{ kJ/kg} \quad s_0 = 6,5279 \text{ kJ/kgK}$$

$$\psi_{12} = (-0,58 - 267,10) - 273,15(4,2525 - 6,5279) = 353,85 \text{ kJ/kg}$$

$$\eta_{II,T3211} = \frac{5,1927 \times 353,85 + 9,3485 \times 267,27}{8,4105 \times 342,55 + 3,3188 \times 284,32 + 2,8119 \times 281,66} = 0,9392$$

$$\dot{E}_{D,T3211} = 273,15 \times [5,1927 \times 4,2525 + 9,3485 \times 5,0107 - 8,4105 \times 4,6029 - 3,3188 \times 4,9402 - 2,8119 \times 4,9263 - \frac{60,99}{98}] = 273,15 \times 1,0273 = 280,61 \text{ kW}$$

#### A.19. Argon Kolonu (T4111)



Sıvı-gaz karışım  $\dot{m}_{14} = 1,038 \text{ kg/s}$   $T_{14} = 93,35 \text{ K}$   $P_{14} = 150 \text{ kPa}$

Gaz karışım  $\dot{m}_{15} = 0,9725 \text{ kg/s}$   $T_{15} = 92 \text{ K}$   $P_{15} = 120 \text{ kPa}$

Sıvı argon  $\dot{m}_{60} = 0,0655 \text{ kg/s}$   $T_{60} = 85 \text{ K}$   $P_{60} = 120 \text{ kPa}$

$$\dot{Q}_{T4111} = 0,9725 \times 39,54 + 0,0655 \times (-119,53) - 1,0380 \times (-21,61) = 53,06 \text{ kW}$$

$$T_{y,T4111} = \frac{85 + 93,35}{2} \cong 89,2 \text{ K}$$

14 ve 15 nolu hatların 273,15 K ve 101,325 kPa çevre şartları için entalpi ve entropisi karışım oranlarına bağlı olarak [49] nolu kaynak Tablo 5.73, Tablo 5.79 ve Tablo 5.13'ten enterpolasyonla belirlenir;

$$h_0 = 240,00 \text{ kJ/kg} \quad s_0 = 6,1315 \text{ kJ/kgK}$$

$$\psi_{15} = (39,54 - 240,00) - 273,15 \times (5,0604 - 6,1315) = 92,11 \text{ kJ/kg}$$

$$\psi_{14} = (-21,61 - 240,00) - 273,15 \times (4,2071 - 6,1315) = 264,04 \text{ kJ/kg}$$

60 nolu argon hattının 273,15 K ve 101,325 kPa çevre şartları için entalpi ve entropisi [49] nolu kaynak Tablo 5.13'ten enterpolasyonla belirlenir;

$$h_0 = 141,89 \text{ kJ/kg} \quad s_0 = 3,8280 \text{ kJ/kgK}$$

$$\psi_{60} = (-119,53 - 141,89) - 273,15 \times (1,3435 - 3,8280) = 417,22 \text{ kJ/kg}$$

14 nolu gaz karışım hattının kimyasal ekserjisi için karışım gazlarının ekserjisi;

$$M_{N_2} = 28,0134 \text{ kg/kmol} \quad y_{N_2} = 0,0158$$

$$M_{O_2} = 31,9988 \text{ kg/kmol} \quad y_{O_2} = 0,9031$$

$$M_{Ar} = 39,948 \text{ kg/kmol} \quad y_{Ar} = 0,0811$$

$$\bar{e}_{kim,N_2,15} = R_u T_0 \ln \frac{1}{y_{N_2}} = 8,3144 \times 273,15 \times \ln \frac{1}{0,0158} = 9416,86 \text{ (kJ/kmol N}_2\text{)}$$

$$\bar{e}_{kim,O_2,15} = R_u T_0 \ln \frac{1}{y_{O_2}} = 8,3144 \times 273,15 \times \ln \frac{1}{0,9031} = 231,47 \text{ (kJ/kmol O}_2\text{)}$$

$$\bar{e}_{\text{kim,Ar,15}} = R_u T_0 \ln \frac{1}{y_{\text{Ar}}} = 8,3144 \times 273,15 \times \ln \frac{1}{0,0811} = 5705,11 \text{ (kJ / kmol Ar)}$$

olarak belirlenir. Bu gazların karışımının kimyasal ekserjisi;

$$\begin{aligned} \bar{e}_{\text{kim,15}} &= 0,0158 \times 9416,86 + 0,9031 \times 231,47 + 0,0811 \times 5705,11 + 8,3144 \times 273,15 \\ &\quad \times (0,0158 \ln 0,0158 + 0,9031 \ln 0,9031 + 0,0811 \ln 0,0811) \\ &= -0,0501 \text{ (kJ / kmol)} \end{aligned}$$

$$\bar{e}_{\text{kim,15}} = \frac{-0,0501}{32,0443} \cong 0 \text{ kJ / kg karışım}$$

şeklinde bulunur. 15 nolu gaz karışım hattının kimyasal ekserjisi için karışım gazlarının ekserjisi;

$$M_{\text{N}_2} = 28,0134 \text{ kg / kmol} \quad y_{\text{N}_2} = 0,0169$$

$$M_{\text{O}_2} = 31,9988 \text{ kg / kmol} \quad y_{\text{O}_2} = 0,9639$$

$$M_{\text{Ar}} = 39,948 \text{ kg / kmol} \quad y_{\text{Ar}} = 0,0192$$

$$\bar{e}_{\text{kim,N}_2,15} = R_u T_0 \ln \frac{1}{y_{\text{N}_2}} = 8,3144 \times 273,15 \times \ln \frac{1}{0,0169} = 9267,00 \text{ (kJ / kmol N}_2)$$

$$\bar{e}_{\text{kim,O}_2,15} = R_u T_0 \ln \frac{1}{y_{\text{O}_2}} = 8,3144 \times 273,15 \times \ln \frac{1}{0,9639} = 83,50 \text{ (kJ / kmol O}_2)$$

$$\bar{e}_{\text{kim,Ar,15}} = R_u T_0 \ln \frac{1}{y_{\text{Ar}}} = 8,3144 \times 273,15 \times \ln \frac{1}{0,0192} = 8977,22 \text{ (kJ / kmol Ar)}$$

olarak bulunur. Bu gazların karışımının kimyasal ekserjisi;

$$\begin{aligned} \bar{e}_{\text{kim,15}} &= 0,0169 \times 9267,00 + 0,9639 \times 83,50 + 0,0192 \times 8977,22 + 8,3144 \times 273,15 \\ &\quad \times (0,0169 \ln 0,0169 + 0,9639 \ln 0,9639 + 0,0192 \ln 0,0192) \\ &= -0,0024 \text{ (kJ / kmol)} \end{aligned}$$

$$\bar{e}_{\text{kim},15} = \frac{-0,0024}{32,0443} \cong 0 \text{ kJ / kg karışım}$$

olarak bulunur.

$$\eta_{II,T3211} = \frac{0,9725 \times 92,11 + 0,0655 \times 417,22}{1,0380 \times 264,04} = \frac{116,91}{274,07} = 0,4266$$

$$\dot{E}_{D,T3211} = 273,15 \times [0,9725 \times 5,0604 + 0,0655 \times 1,3435 - 1,0380 \times 4,2071 - \frac{53,06}{89,2}] = 273,15 \times 0,0474 = 12,95 \text{ kW}$$

#### A.20. Kısılma Vanası (LV3201)



$$\text{Sıvı karışım} \quad \dot{m}_{12} = 5,1927 \text{ kg/s} \quad T_{12} = 100,2 \text{ K} \quad P_{12} = 560 \text{ kPa}$$

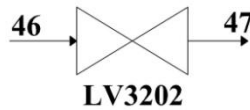
$$h_{12} = h_{13} = -0,58 \text{ kJ / kg} \quad P_{13} = 162 \text{ kPa}$$

Tablodan interpolasyonla sıcaklık ve entropi belirlenir;

$$T_{13} = 86,4 \text{ K} \quad s_{13} = 4,3433 \text{ kJ / kgK}$$

$$\text{Sıvı-gaz azot} \quad T_{13} = 86,4 \text{ K} \quad P_{13} = 162 \text{ kPa}$$

#### A.21. Kısılma Vanası (LV3202)



$$\text{Sıvı-gaz azot} \quad \dot{m}_{46} = 3,1654 \text{ kg/s} \quad T_{46} = 94 \text{ K} \quad P_{46} = 550 \text{ kPa}$$

$$h_{46} = h_{47} = 68,07 \text{ kJ / kg} \quad P_{47} = 144 \text{ kPa}$$

Tablodan interpolasyonla sıcaklık ve entropi belirlenir;

$$T_{47} = 80,1 \text{ K} \quad s_{47} = 5,2142 \text{ kJ/kgK}$$

$$\text{Sıvı azot} \quad T_{47} = 80 \text{ K} \quad P_{47} = 144 \text{ kPa}$$

### A.22. Kısılma Vanası (LV3421)



$$\text{Sıvı-gaz azot} \quad \dot{m}_{41} = 0,0524 \text{ kg/s} \quad T_{41} = 95 \text{ K} \quad P_{41} = 530 \text{ kPa}$$

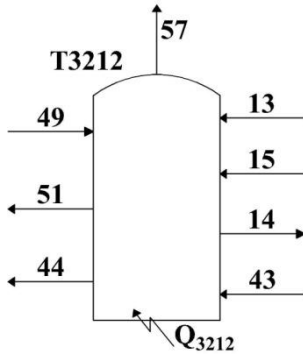
$$h_{41} = h_{42} = 76,85 \text{ kJ/kg} \quad P_{42} = 144 \text{ kPa}$$

Tablodan enterpolasyonla sıcaklık ve entropi belirlenir;

$$T_{42} = 80,1 \text{ K} \quad s_{42} = 5,3241 \text{ kJ/kgK}$$

$$\text{Sıvı azot} \quad T_{42} = 80,1 \text{ K} \quad P_{42} = 144 \text{ kPa}$$

### A.23. Alçak Basınç Kolonu (T3212)



$$\text{Sıvı-gaz karışım} \quad \dot{m}_{13} = 5,1927 \text{ kg/s} \quad T_{13} = 86,4 \text{ K} \quad P_{13} = 162 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı-gaz karışım} \quad \dot{m}_{14} = 1,038 \text{ kg/s} \quad T_{14} = 93,35 \text{ K} \quad P_{14} = 150 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz karışım} \quad \dot{m}_{15} = 0,9725 \text{ kg/s} \quad T_{15} = 92 \text{ K} \quad P_{15} = 120 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{43} = 5,9773 \text{ kg/s} \quad T_{43} = 102 \text{ K} \quad P_{43} = 560 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı-gaz azot} \quad \dot{m}_{44} = 5,9773 \text{ kg/s} \quad T_{44} = 94 \text{ K} \quad P_{44} = 550 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı azot} \quad \dot{m}_{49} = 2,4171 \text{ kg/s} \quad T_{49} = 80 \text{ K} \quad P_{49} = 144 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz karışım} \quad \dot{m}_{51} = 2,0301 \text{ kg/s} \quad T_{51} = 100,2 \text{ K} \quad P_{51} = 150 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{57} = 3,6543 \text{ kg/s} \quad T_{57} = 100,2 \text{ K} \quad P_{57} = 155 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı oksijen} \quad \dot{m}_{59} = 1,8599 \text{ kg/s} \quad T_{59} = 84 \text{ K} \quad P_{59} = 120 \text{ kPa}$$

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{T3212} + (-51,76) &= 1,0380 \times (-21,61) + 5,9773 \times 68,07 + 2,0301 \times 99,66 \\ &+ 3,6543 \times 101,25 + 1,8599 \times (-143,82) - 5,1927 \times (-0,58) \\ &- 0,9725 \times 39,54 - 5,9773 \times 76,73 - 2,4171 \times 68,61 \\ &= 129,35 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$T_{y,T3212} = \frac{80+102}{2} \cong 91 \text{ K}$$

$$M_{N_2} = 28,0134 \text{ kg / kmol} \quad y_{N_2} = 0,9356$$

$$M_{O_2} = 31,9988 \text{ kg / kmol} \quad y_{O_2} = 0,0435$$

$$M_{Ar} = 39,948 \text{ kg / kmol} \quad y_{Ar} = 0,0209$$

$$\bar{e}_{\text{kim},N_2,51} = R_u T_0 \ln \frac{1}{y_{N_2}} = 8,3144 \times 273,15 \times \ln \frac{1}{0,9356} = 151,18 \text{ (kJ / kmol N}_2\text{)}$$

$$\bar{e}_{\text{kim},O_2,51} = R_u T_0 \ln \frac{1}{y_{O_2}} = 8,3144 \times 273,15 \times \ln \frac{1}{0,0435} = 7119,82 \text{ (kJ / kmol O}_2\text{)}$$

$$\bar{e}_{\text{kim},Ar,51} = R_u T_0 \ln \frac{1}{y_{Ar}} = 8,3144 \times 273,15 \times \ln \frac{1}{0,0209} = 8784,55 \text{ (kJ / kmol Ar)}$$

Bu gazların karışımının kimyasal ekserjisi aşağıdaki gibi hesaplanır;

$$\begin{aligned} \bar{e}_{\text{kim},51} &= \sum_i y_i \bar{e}_{\text{kim},i} + R_u T_0 \sum_i y_i \ln y_i = 0,9356 \times 151,18 + 0,0435 \times 7119,82 + 0,0209 \\ &\times 8784,55 + 8,3144 \times 273,15 \times (0,9356 \ln 0,9356 + 0,0435 \ln 0,0435 \\ &+ 0,0209 \ln 0,0209) = 0,0007 \text{ (kJ / kmol)} \end{aligned}$$

$$\bar{e}_{\text{kim},51} = \frac{0,0007}{28,3423} \cong 0 \text{ kJ / kg karışım}$$

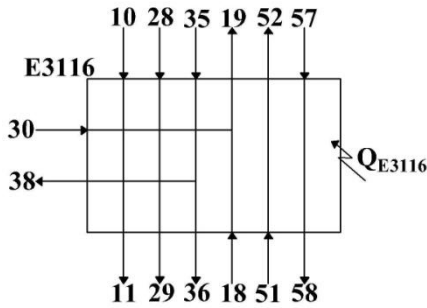
$$\dot{E}_{14} + \dot{E}_{44} + \dot{E}_{51} + \dot{E}_{59} + \dot{E}_{57} = 1,0380 \times 264,04 + 5,9773 \times 281,66 + 2,0301 \times 132,54 \\ + 3,6543 \times 137,08 + 1,8599 \times 565,96 = 3242,27$$

$$\dot{E}_{13} + \dot{E}_{15} + \dot{E}_{43} + \dot{E}_{49} = 5,1927 \times 329,04 + 0,9725 \times 92,11 + 5,9773 \times 267,21 \\ + 2,4171 \times 201,71 = 3882,93$$

$$\eta_{II,T3212} = \frac{3242,27}{3882,93} = 0,8350$$

$$\dot{E}_{D,T3212} = T_0 \dot{S}_{\text{gen},T3212} = 273,15 \times (1,0380 \times 4,2071 + 5,9773 \times 4,9263 + 2,0301 \times 5,5252 \\ + 3,6543 \times 5,5771 + 1,8599 \times 2,8211 - 5,1927 \times 4,3433 \\ - 0,9725 \times 5,0604 - 5,9773 \times 5,0109 - 2,4171 \times 5,2210 \\ - \frac{129,35}{91}) = 273,15 \times 2,3431 = 640,02 \text{ kW}$$

#### A.24. Ana Isı Değiştirici (E3116)



Gaz hava  $\dot{m}_{10} = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_{10} = 306,6 \text{ K}$   $P_{10} = 610 \text{ kPa}$

Sıvı-buhar hava  $\dot{m}_{11} = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_{11} = 100,9 \text{ K}$   $P_{11} = 584 \text{ kPa}$

Gaz azot  $\dot{m}_{18} = 10,4312 \text{ kg/s}$   $T_{18} = 94,75 \text{ K}$   $P_{18} = 539,3 \text{ kPa}$

Gaz azot  $\dot{m}_{19} = 15,4612 \text{ kg/s}$   $T_{19} = 312,75 \text{ K}$   $P_{19} = 519 \text{ kPa}$

Gaz azot  $\dot{m}_{28} = 5,03 \text{ kg/s}$   $T_{28} = 316,6 \text{ K}$   $P_{28} = 2897,9 \text{ kPa}$

Gaz azot  $\dot{m}_{29} = 5,03 \text{ kg/s}$   $T_{29} = 263,75 \text{ K}$   $P_{29} = 2776,3 \text{ kPa}$



Gaz azot	$\dot{m}_{30} = 5,03 \text{ kg/s}$	$T_{30} = 177,35 \text{ K}$	$P_{30} = 537 \text{ kPa}$
Gaz azot	$\dot{m}_{35} = 10,4312 \text{ kg/s}$	$T_{35} = 303,75 \text{ K}$	$P_{35} = 5191,1 \text{ kPa}$
Gaz azot	$\dot{m}_{36} = 3,3188 \text{ kg/s}$	$T_{36} = 142 \text{ K}$	$P_{36} = 5272,5 \text{ kPa}$
Gaz azot	$\dot{m}_{38} = 7,1124 \text{ kg/s}$	$T_{38} = 171,65 \text{ K}$	$P_{38} = 5915,8 \text{ kPa}$
Gaz karışım	$\dot{m}_{51} = 2,0301 \text{ kg/s}$	$T_{51} = 100,2 \text{ K}$	$P_{51} = 150 \text{ kPa}$
Gaz karışım	$\dot{m}_{52} = 2,0301 \text{ kg/s}$	$T_{52} = 291,35 \text{ K}$	$P_{52} = 130 \text{ kPa}$
Gaz azot	$\dot{m}_{57} = 3,6543 \text{ kg/s}$	$T_{57} = 100,2 \text{ K}$	$P_{57} = 155 \text{ kPa}$
Gaz azot	$\dot{m}_{58} = 3,6543 \text{ kg/s}$	$T_{58} = 297,7 \text{ K}$	$P_{58} = 110 \text{ kPa}$

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{E3116} &= 8,4105 \times (23,02 - 305,85) + 5,03 \times (265,87 - 323,22) + 3,3188 \times 74,52 \\ &\quad + 7,1124 \times 135,32 - 10,4312 \times 304,83 + 15,4612 \times 323,63 - 10,4312 \times 76,82 \\ &\quad - 5,03 \times 180,66 + 2,0301 \times (297,27 - 99,66) + 3,6543 \times (308,78 - 101,25) \\ &= 183,98 \text{ kW} \end{aligned}$$

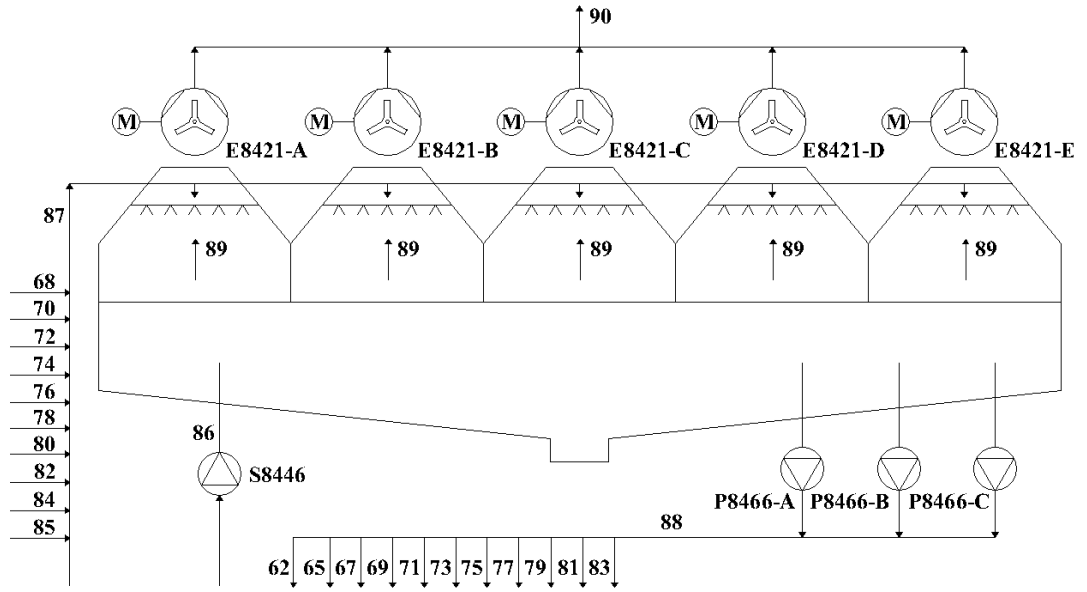
$$\eta_{III,E3116} = \frac{13444,71}{14164,59} = 0,9492$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E3316} &= 273,15 \times [8,4105 \times (4,6029 - 6,3830) + 5,03 \times (5,7274 - 5,9147) \\ &\quad + 3,3188 \times 4,5045 + 7,1124 \times 4,8831 - 10,4312 \times 5,6571 + 15,4612 \\ &\quad \times 6,4008 - 10,4312 \times 4,9679 - 5,03 \times 5,7936 + 2,0301 \times (6,6727 \\ &\quad - 5,5252) + 3,6543 \times (6,8169 - 5,5771) - \frac{183,98}{211}] = 273,15 \times 2,6355 \\ &= 719,89 \text{ kW} \end{aligned}$$

#### A.25. Soğutma Kulesi (E8421A/B/C/D/E)

$$\begin{aligned} \dot{m}_{87} &= 19,46 + 17,15 + 16,97 + 28,03 + 23,82 + 25,18 + 24,33 + 18,85 \\ &\quad + 20,40 + 18,4887 = 212,6787 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{88} &= 3,6111 + 15 + 19,46 + 17,15 + 16,97 + 28,03 + 23,82 + 25,18 + 24,33 \\ &\quad + 18,85 + 20,40 = 212,8011 \text{ kg/s} \end{aligned}$$



$$\dot{m}_{88} - \dot{m}_{87} = 212,8011 - 212,6787 = 0,1224 \text{ kg / s}$$

87 nolu dönüş hattı, 88 nolu gidiş hattından 0,1224 kg/s düşüktür. 0,1224kg/s su, E2417 evaporatif su soğutucusunda buharlaşmayla atılmaktadır.

Soğutma kulesi çıkış şartları şöyledir;

$$\text{Sıvı su} \quad T_{88} = 305,85 \text{ K} \quad P_{88} = 430 \text{ kPa}$$

Soğutma kulesi giriş entalpisi şöyle hesaplanır;

$$\begin{aligned} 212,6787 \times h_{87} &= 19,46 \times 156,08 + 17,15 \times 159,42 + 16,97 \times 164,86 \\ &+ 28,03 \times 161,51 + 23,82 \times 174,05 + 25,18 \times 172,80 \\ &+ 24,33 \times 179,07 + 18,85 \times 159,84 + 20,40 \times 162,35 \\ &+ 18,4887 \times 49,93 \end{aligned}$$

$$h_{87} = 168,46 \text{ kJ / kg}$$

$$\text{Sondaj suyu} \quad \dot{m}_{86} = 2,3148 \text{ kg/s} \quad T_{86} = 288,15 \text{ K} \quad P_{86} = 250 \text{ kPa}$$

$$\text{Kule dönüş suyu,} \quad \dot{m}_{87} = 212,6787 \text{ kg/s} \quad T_{87} = 313,35 \text{ K} \quad P_{87} = 120 \text{ kPa}$$

$$\text{Kule çıkış suyu,} \quad \dot{m}_{88} = 212,8011 \text{ kg/s} \quad T_{88} = 305,85 \text{ K} \quad P_{88} = 430 \text{ kPa}$$

$$\text{Hava girişi,} \quad \dot{m}_{89} = 157,5944 \text{ kg/s} \quad T_{89} = 308,15 \text{ K} \quad P_{89} = 101,325 \text{ kPa}$$

Hava çıkışı,  $\dot{m}_{90} = 157,5944 \text{ kg/s}$   $T_{90} = 310,95 \text{ K}$   $P_{90} = 101,325 \text{ kPa}$

89 nolu hatla %70 bağıl nemle soğutma kulesine giren hava, 90 nolu hatla doymuş olarak soğutma kulesinden çıkmaktadır. 89 ve 90 nolu nemli hava hatlarının entalpi ve entropileri, kuru havanın ve barındırdığı nemin entalpi ve entropilerinin toplamıdır.

$\phi_{89} = 0,70$  ve  $T_{89} = 308,15 \text{ K}$  için su buharının kısmi basıncı

$$P_{sb,89} = 0,70 \times 5,7036 = 3,9925 \text{ kPa}$$

$\phi_{90} = 1,0$  ve  $T_{90} = 310,95 \text{ K}$  için su buharının kısmi basıncı

$$P_{sb,90} = 1,0 \times 8,1045 = 8,1045 \text{ kPa}$$

Kuru havanın kısmi basıncı şöyle bulunur;

$$P_{kh,89} = 101,325 - 3,9925 = 97,3325 \text{ kPa}$$

97,3325 kPa kısmi basınç, 308,15 K kuru hava için tablodan entalpi ve entropi belirlenir;

$$h_{89,kh} = 308,53 \text{ kJ / kg} \quad s_{89,kh} = 6,9026 \text{ kJ / kgK}$$

$$P_{kh,90} = 101,325 - 8,1045 = 93,2205 \text{ kPa}$$

93,2205 kPa kısmi basınç, 310,95 K kuru hava için tablodan entalpi ve entropi belirlenir;

$$h_{90,kh} = 320,42 \text{ kJ / kg} \quad s_{90,kh} = 7,6121 \text{ kJ / kgK}$$

Nemli hava için özgül nem şöyle bulunur;

$$\omega_{89} = 0,622 \frac{3,9925}{97,3325} = 0,0255 \text{ kg sb / kg kh}$$

$$\omega_{90} = 0,622 \frac{8,1045}{93,2205} = 0,0541 \text{ kg sb / kg kh}$$

Kuleye giren ve çıkan kuru hava debisi şöyledir;

$$\dot{m}_{89} (0,0541 - 0,0255) = 2,3148 + 212,6787 - 212,8011$$

$$\dot{m}_{89} = \dot{m}_{90} = 76,6573 \text{ kg / s}$$

$P_{sb,89} = 3,9925 \text{ kPa}$ ,  $308,15 \text{ K}$  su buharı için sıcaklıklara göre doymuş haller tablosundan entalpi ve entropi bulunur;

$$h_{89,sb} = 2564,55 \text{ kJ / kg} \quad s_{89,sb} = 8,3517 \text{ kJ / kgK}$$

$P_{sb,90} = 8,1045 \text{ kPa}$ ,  $310,95 \text{ K}$  su buharı için sıcaklıklara göre doymuş haller tablosundan entalpi ve entropi bulunur;

$$h_{90,sb} = 2576,72 \text{ kJ / kg} \quad s_{90,sb} = 8,2219 \text{ kJ / kgK}$$

89 ve 90 nolu nemli hava hatlarının toplam entalpi ve entropileri şöyledir;

$$h_{89} = 308,53 + 0,0255 \times 2564,55 = 373,93 \text{ kJ / kg}$$

$$s_{89} = 6,9026 + 0,0255 \times 8,3517 = 7,1156 \text{ kJ / kgK}$$

$$h_{90} = 320,42 + 0,0541 \times 2576,72 = 459,82 \text{ kJ / kg}$$

$$s_{90} = 7,6121 + 0,0541 \times 8,2219 = 8,0569 \text{ kJ / kgK}$$

Nemli hava için çevre şartları şu şekilde belirlenebilir;

$\varphi_{\text{çev}} = 0,70$  ve  $273,15 \text{ K}$  için su buharının kısmi basıncı şöyledir;

$$P_{sb,\text{çev}} = 0,70 \times 0,6201 = 0,4341 \text{ kPa}$$

Kuru havanın kısmi basıncı şu şekilde hesaplanır;

$$P_{kh,\text{çev}} = 101,325 - 0,4341 = 100,89 \text{ kPa}$$

100,89 kPa kısmi basınç, 273,15 K kuru hava için tablodan entalpi ve entropi bulunur;

$$h_{\text{çev,kh}} = 273,29 \text{ kJ / kg} \quad s_{\text{çev,kh}} = 6,7741 \text{ kJ / kgK}$$

Nemli hava için özgül nem şöyle hesaplanır;

$$\omega_{\text{h,çev}} = 0,622 \frac{0,4341}{100,89} = 0,0027 \text{ kg sb / kg kh}$$

0,4341 kPa, 273,15 K su buharı için sıcaklıklara göre doymuş haller tablosundan entalpi ve entropi bulunur;

$$h_{\text{çev,sb}} = 2500,92 \text{ kJ / kg} \quad s_{\text{çev,sb}} = 9,1555 \text{ kJ / kgK}$$

Çevrenin toplam entalpi ve entropisi şu şekildedir;

$$h_{\text{çev}} = 273,29 + 0,0027 \times 2500,92 = 280,04 \text{ kJ / kg}$$

$$s_{\text{çev}} = 6,7741 + 0,0027 \times 9,1555 = 6,7988 \text{ kJ / kgK}$$

$$\dot{W}_{E8421} = 403 \times 0,98 \times 0,96 \times 0,92 = 348,81 \text{ kW}$$

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{E8421} - (-348,81) &= 76,6573 \times (459,82 - 373,93) + 212,8011 \times 137,42 \\ &\quad - 2,3148 \times 63,17 - 212,6787 \times 156,10 = -2349,68 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$T_{yE8421} = \frac{288,15 + 314,95}{2} \cong 301,55 \text{ K}$$

$$\eta_{II,E8421} = \frac{\dot{E}_{88} + \dot{E}_{90}}{\dot{E}_{86} + \dot{E}_{87} + \dot{E}_{89} + \dot{W}_{E8421}}$$

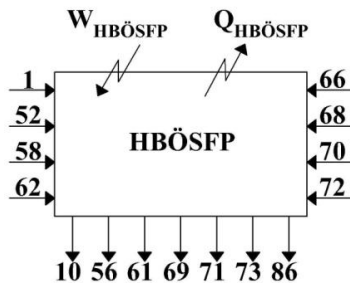
$$\psi_{89} = (373,93 - 280,04) - 273,15(7,1156 - 6,7988) = 7,36 \text{ kJ / kg}$$

$$\psi_{90} = (459,82 - 280,04) - 273,15(8,0569 - 6,7988) = 7,33 \text{ kJ / kg}$$

$$\eta_{III,E8421} = \frac{212,8011 \times 8,54 + 157,5944 \times 7,33}{2,3148 \times 2,36 + 212,6787 \times 10,04 + 157,5944 \times 7,36 + 348,81} = 0,4496$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E8421} &= 273,15 \times [157,5944 \times (8,0569 - 7,1156) + 212,8011 \times 0,4715 \\ &\quad - 2,3148 \times 0,2223 - 212,6787 \times 0,5750 - \frac{2481,85}{301,55}] = 273,15 \times 1,2821 \\ &= 1616,96 \text{ kW} \end{aligned}$$

### A.26. Hava Basınçlandırma, Ön Soğutma ve Filtrasyon Prosesi



Hava Basınçlandırma, Ön Soğutma ve Filtrasyon Prosesi (HBÖSFP) komple kontrol hacmi olarak alınırsa prosesin şebekeden çektiği toplam güç, hava kompresörü yağ pompası (7,5 kW) ve egzoz fanıyla (0,55 kW) birlikte toplam;

$$\dot{W}_{HBÖSFP} = 2515,05 \text{ kW}$$

olarak belirlenir.

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{HBÖSFP} - (-2515,05) &= 8,4105 \times 305,85 + 2,0301 \times 273,45 + 3,7767 \times 403,78 \\ &\quad + 17,15 \times 137,28 + 16,97 \times 137,28 + 28,03 \times 137,28 \\ &\quad + 2,3148 \times 63,17 - 8,4105 \times 308,51 - 2,0301 \times 297,27 \\ &\quad - 3,6543 \times 308,78 - 3,6111 \times 137,28 - 15 \times 138,35 \\ &\quad - 19,46 \times 156,08 - 17,15 \times 159,42 - 16,97 \times 164,86 \\ &= -414,76 \text{ kW} \end{aligned}$$

Birinci ve ikinci kanun verimleriyle entropi üretimi ve yok edilen ekserji için Excel'de yapılan hesaplamalar aşağıda verilmiştir;

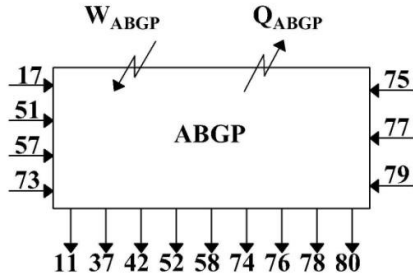
$$\eta_{I,HBÖSFP} = \frac{8188,93}{12761,30} = 0,6417$$

$$\eta_{II,HBÖSFP} = 0,6835$$

$$\dot{S}_{gen,HBÖSFP} = 2,8504 \text{ kJ / kgK}$$

$$\dot{E}_{D,HBÖSFP} = 273,15 \times 2,8504 = 778,59 \text{ kW}$$

### A.27. Azot Basınçlandırma ve Genişletme Prosesi



Azot Basınçlandırma ve Genişletme Prosesi (ABGP) komple kontrol hacmi olarak alınırsa prosesin şebekeden çektiği toplam güç ABGP'ndeki cihazların güçlerinin toplamıdır;

$$\dot{W}_{ABGP} = 4434,3 \text{ kW}$$

Isı kaybı, 1. ve 2. kanun verimleriyle entropi üretimi ve yok edilen ekserji için Excel'de yapılan hesaplamalar aşağıda verilmiştir;

$$\dot{Q}_{ABGP} = -347,26 \text{ kW}$$

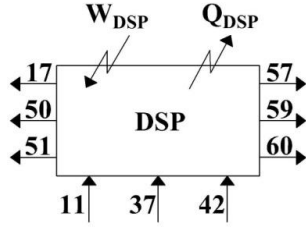
$$\eta_{I,ABGP} = \frac{1564,97}{1912,23} = 0,8184$$

$$\eta_{II,ABGP} = 0,5802$$

$$\dot{S}_{gen,ABGP} = 9,7858 \text{ kJ / kgK}$$

$$\dot{E}_{D,ABGP} = 273,15 \times 9,7858 = 2672,99 \text{ kW}$$

## A.28. Distilasyon ve Saflaştırma Prosesi



Distilasyon ve Saflaştırma Prosesi (DSP) komple kontrol hacmi olarak alınırsa prosesin şebekeden çektiği toplam güç sıvı oksijen ve sıvı argon pompalarının çektiği gücün toplamıdır;

$$\dot{W}_{DSP} = 5,5 \text{ kW}$$

Isı kaybı, 1. ve 2. kanun verimleriyle entropi üretimi ve yok edilen ekserji için Excel'de yapılan hesaplamalar aşağıda verilmiştir;

$$\dot{Q}_{DSP} = -192,08 \text{ kW}$$

$$\eta_{I,DSP} = \frac{469,50}{661,58} = 0,7097$$

$$\dot{S}_{gen,DSP} = 1,6996 \text{ kJ / kgK}$$

$$\eta_{II,DSP} = 0,7777$$

$$\dot{E}_{E,DSP} = 273,15 \times 3,4402 = 939,69 \text{ kW}$$

## A.29. Linde Prosesi

Linde prosesi komple kontrol hacmi olarak alınırsa prosesin şebekeden çektiği toplam güç  $\dot{W}_{LP} = 7770 \text{ kW}$ 'dır.

Proses giren hatlar: 1,86, 89

Prosesten çıkan hatlar: 50, 59, 60,90



$$\begin{aligned}\dot{Q}_{LP} - (-7770) &= 0,8007 \times 68,61 + 1,8599 \times (-143,82) + 0,0655 \times (-119,53) \\ &\quad + 157,5944 \times 459,82 - 8,4105 \times 308,51 - 2,3148 \times 63,17 \\ &\quad - 157,5944 \times 373,93 = -2910,61 \text{ kW}\end{aligned}$$

$$\eta_{I,LP} = \frac{6613,26}{10574,45} = 0,6254$$

$$\begin{aligned}\dot{S}_{\text{gen},LP} &= 0,8007 \times 0,5210 + 1,8599 \times 2,8211 + 0,0655 \times 1,3435 \\ &\quad + 157,5944 \times 8,0569 - 8,4105 \times 6,7706 - 2,3148 \times 0,2223 \\ &\quad - 157,5944 \times 7,1156 = 17,3397 \text{ kJ / kgK}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\dot{E}_{50} + \dot{E}_{59} + \dot{E}_{60} + \dot{E}_{90} &= 0,8007 \times 201,71 + 1,8599 \times 565,96 + 0,0655 \times 417,22 \\ &\quad + 157,5944 \times 7,33 = 2110,78\end{aligned}$$

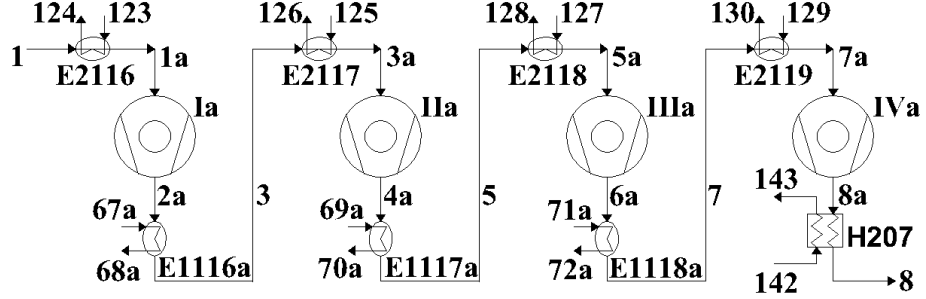
$$\begin{aligned}\dot{E}_1 + \dot{E}_{86} + \dot{E}_{89} + \dot{W}_{LP} &= 8,4105 \times 35,93 + 2,3148 \times 2,36 + 157,5944 \times 7,36 \\ &\quad + 7770 = 9237,55\end{aligned}$$

$$\eta_{II,LP} = \frac{2110,78}{9237,55} = 0,2285$$

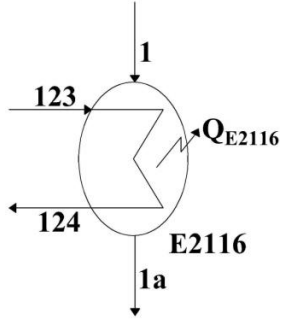
$$\dot{E}_{D,LP} = 273,15 \times 17,3397 = 4736,34 \text{ kW}$$

## EK-B. Trijenerasyonla İşletilen Linde Prosesi Hesaplamaları

### B.1. Hava Kompresör Grubu (C201) Kademe Girişlerinin Ön Soğutulması



#### B.1.1. Hava kompresör grubu I. kademe giriş eşanjörü (E2116)



Gaz hava  $\dot{m}_1 = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_1 = 308,15 \text{ K}$   $P_1 = 101,325 \text{ kPa}$

Gaz hava  $\dot{m}_{1a} = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_{1a} = 285 \text{ K}$   $P_{1a} = 100 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{123} = 4,1161 \text{ kg/s}$   $T_{123} = 280,15 \text{ K}$   $P_{123} = 290 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{124} = 4,1161 \text{ kg/s}$   $T_{124} = 291,15 \text{ K}$   $P_{124} = 286 \text{ kPa}$

Eşanjörden çevreye ısı kaybı, kapasitenin %3'ü alınırsa;

$$\dot{Q}_{E2116} = 0,03 \times 8,4105 \times (285,22 - 308,51) = -5,88 \text{ kW}$$

$$-5,88 = 8,4105 \times (285,22 - 308,51) + \dot{m}_{123} \times (75,79 - 29,63)$$

$$\dot{m}_{123} = \dot{m}_{124} = 4,1161 \text{ kg/s}$$

olarak belirlenir.

$$T_{y,E2116} = \frac{308,15 + 285}{2} \cong 296,6 \text{ K}$$

$$\psi_1 = 308,51 - 273,29 - 273,15 \times (6,8946 - 6,7732) = 2,06 \text{ kJ / kg}$$

$$\psi_{1a} = 285,22 - 273,29 - 273,15 \times (6,8152 - 6,7732) = 0,46 \text{ kJ / kg}$$

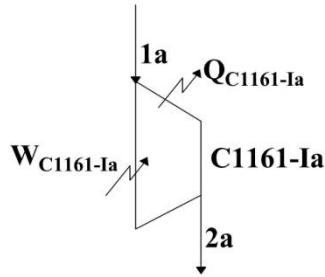
$$\psi_{123} = 29,63 - 0,06 - 273,15 \times (0,1037 - (-0,0001)) = 1,22 \text{ kJ / kg}$$

$$\psi_{124} = 75,79 - 0,06 - 273,15 \times (0,2668 - (-0,0001)) = 2,83 \text{ kJ / kg}$$

$$\eta_{II,E2116} = \frac{4,1161 \times (2,83 - 1,22)}{8,4105 \times (2,06 - 0,46)} = 0,4925$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E2116} &= 273,15 \times [8,4105 \times (6,8152 - 6,8946) + 4,1161 \times (0,2668 - 0,1037) \\ &\quad - \frac{-5,88}{296,6}] = 273,15 \times 0,0234 = 6,38 \text{ kW} \end{aligned}$$

### B.1.2. Hava kompresör grubu (giriş havası ön soğutulmuş) I. kademe (C1161-Ia)



Gaz hava  $\dot{m}_{1a} = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_{1a} = 285 \text{ K}$   $P_{1a} = 100 \text{ kPa}$

Kompresör kademesinin sıkıştırma oranı  $r = 1,6$  ve hava için özgül ısılar oranı  $k = 1,4$  alınmıştır;

$$\frac{T_{2a}}{T_{1a}} = \left( \frac{P_{2a}}{P_{1a}} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$\frac{T_{2a}}{285} = \left( \frac{162,2}{100} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}}$$

$$T_{2a} = 327,2 \text{ K}$$

$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_{2a} = 8,4105 \text{ kg/s} \quad T_{2a} = 327,2 \text{ K} \quad P_{2a} = 162,2 \text{ kPa}$$

Kademeye havanın giriş sıcaklığı 308,15 K'den 285 K'e düşürülecektir. Çıkış sıcaklığı da 327,2 K'e kadar düşecektir. Kademedeki çevreye ısı kaybı kapasitenin %3'ü olarak alınmıştır;

$$\dot{Q}_{C1161-1a} = 0,03 \times 8,4105 \times (285,22 - 327,59) = -10,69 \text{ kW}$$

$$-10,69 - \dot{W}_{C1161-1a} = 8,4105 \times (327,59 - 285,22)$$

$$\dot{W}_{C1161-1a} = -367,04 \text{ kW}$$

Elektrik motorundan kademeye gelecek güç şu şekilde hesaplanır;

$$\dot{W}_{C1161-1a,el} = \frac{\dot{W}_{C1161-1a}}{\eta_{em} \eta_{kk} \eta_{mek}}$$

Elektrik motorunu verimi  $\eta_{em} = 0,98$ , kayış kasnak verimi  $\eta_{kk} = 0,96$  ve mekanik verim  $\eta_{mek} = 0,92$  olarak alınmıştır;

$$\dot{W}_{C1161-1a,el} = \frac{367,04}{0,98 \times 0,96 \times 0,92} = 424,07 \text{ kW}$$

$$h_{2as} = 323,12 \text{ kJ / kg}$$

$$w_{S,C1161-1a} = 323,12 - 285,22 = 37,90 \text{ kJ / kg}$$

$$\eta_{S,C1161-1a} = \frac{8,4105 \times 37,90}{367,04} = 0,8685$$

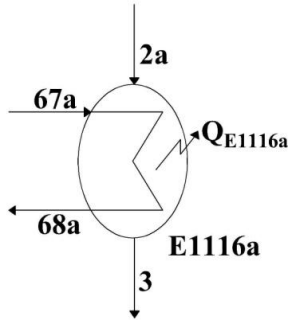
$$T_{y,C1161-1a} = \frac{285 + 327,2}{2} \cong 306,1 \text{ K}$$

$$\dot{W}_{tr,C1161-1a} = 8,4105 \times (0,46 - 37,80) + \left(1 - \frac{273,15}{306,1}\right) \times (-10,69) = -315,20 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,C1161-1a} = \frac{-315,20}{-367,04} = 0,8588$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,C1161-1a} &= 273,15 \times \left[ 8,4105 \times (6,8336 - 6,8152) - \frac{(-10,69)}{306,1} \right] \\ &= 273,15 \times 0,1897 = 51,81 \text{ kW} \end{aligned}$$

### B.1.3. Hava kompresör grubu I. kademe çıkış eşanjörü (E1116a)



$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_{2a} = 8,4105 \text{ kg/s} \quad T_{2a} = 327,2 \text{ K} \quad P_{2a} = 162,2 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_3 = 8,4105 \text{ kg/s} \quad T_3 = 314,25 \text{ K} \quad P_3 = 161,2 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{67a} = 5,67 \text{ kg/s} \quad T_{67a} = 305,85 \text{ K} \quad P_{67a} = 290 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{68a} = 5,67 \text{ kg/s} \quad T_{68a} = 310,35 \text{ K} \quad P_{68a} = 286 \text{ kPa}$$

Eşanjörden çevreye ısı kaybı, kapasitenin %3'ü alınmıştır;

$$\dot{Q}_{E1116a} = 0,03 \times 8,4105 \times (314,53 - 327,59) = -3,30 \text{ kW}$$

$$-3,30 = 8,4105 \times (314,53 - 327,59) + \dot{m}_{67a} \times (156,08 - 137,28)$$

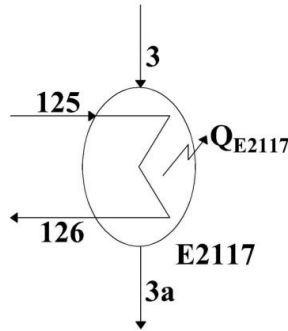
$$\dot{m}_{67a} = \dot{m}_{68a} = 5,67 \text{ kg/s}$$

$$T_{y,E1116a} = \frac{327,2 + 314,25}{2} \cong 320,7 \text{ K}$$

$$\eta_{II,E1116a} = \frac{5,67 \times (10,21 - 8,38)}{8,4105 \times (37,80 - 35,34)} = 0,5015$$

$$\dot{E}_{D,E1116a} = 273,15 \times [8,4105 \times (6,7948 - 6,8336) + 5,67 \times (0,5337 - 0,4716) - \frac{(-3,30)}{320,7}] = 273,15 \times 0,0361 = 9,85 \text{ kW}$$

#### B.1.4. Hava kompresör grubu II. kademe giriş eşanjörü (E2117)



Gaz hava  $\dot{m}_3 = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_3 = 314,25 \text{ K}$   $P_3 = 161,2 \text{ kPa}$

Gaz hava  $\dot{m}_{3a} = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_{3a} = 285 \text{ K}$   $P_{3a} = 160 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{125} = 5,2084 \text{ kg/s}$   $T_{125} = 280,15 \text{ K}$   $P_{125} = 290 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{126} = 5,2084 \text{ kg/s}$   $T_{126} = 291,15 \text{ K}$   $P_{126} = 286 \text{ kPa}$

Eşanjörden çevreye ısı kaybı, kapasitenin %3'ü alınmıştır;

$$\dot{Q}_{E2117} = 0,03 \times 8,4105 \times (285,06 - 314,53) = -7,44 \text{ kW}$$

$$-7,44 = 8,4105 \times (285,06 - 314,53) + \dot{m}_{125} \times (75,79 - 29,63)$$

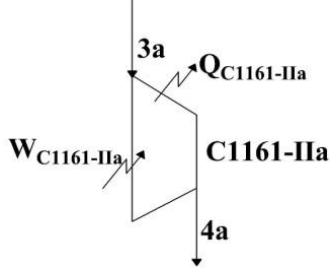
$$\dot{m}_{125} = \dot{m}_{126} = 5,2084 \text{ kg/s}$$

$$T_{y,E2117} = \frac{314,25 + 285}{2} \cong 299,6 \text{ K}$$

$$\eta_{II,E2117} = \frac{5,2084 \times (2,83 - 1,22)}{8,4105 \times (35,34 - 32,12)} = 0,3096$$

$$\dot{E}_{D,E2117} = 273,15 \times [8,4105 \times (6,6987 - 6,7948) + 5,2084 \times (0,2668 - 0,1037) - \frac{-7,44}{299,6}] = 273,15 \times 0,0661 = 18,05 \text{ kW}$$

**B.1.5. Hava kompresör grubu (giriş havası ön soğutulmuş) II. kademe (C1161-IIa)**



Gaz hava  $\dot{m}_{3a} = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_{3a} = 285 \text{ K}$   $P_{3a} = 160 \text{ kPa}$

$$\frac{T_{4a}}{T_{3a}} = \left( \frac{P_{4a}}{P_{3a}} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$\frac{T_{4a}}{285} = \left( \frac{264,5}{160} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}}$$

$$T_{4a} = 329 \text{ K}$$

Gaz hava  $\dot{m}_{4a} = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_{4a} = 329 \text{ K}$   $P_{4a} = 264,5 \text{ kPa}$

Kademeye havanın giriş sıcaklığı 314,25 K'den 285 K'e düşürülecektir. Çıkış sıcaklığı da 329 K'e kadar düşecektir. Kademedeki çevreye ısı kaybı kapasitenin %3'ü olarak alınmıştır;

$$\dot{Q}_{C1161-IIa} = 0,03 \times 8,4105 \times (285,06 - 329,21) = -11,14 \text{ kW}$$

$$-11,14 - \dot{W}_{C1161-IIa} = 8,4105 \times (329,21 - 285,06)$$

$$\dot{W}_{C1161-IIa} = -382,46 \text{ kW}$$

$$\dot{W}_{C1161-IIa,el} = \frac{382,46}{0,98 \times 0,96 \times 0,92} = 441,88 \text{ kW}$$

$$h_{4as} = 327,67 \text{ kJ / kg}$$

$$w_{S,C1161-IIa} = 327,67 - 285,06 = 42,61 \text{ kJ / kg}$$

$$\eta_{S,C1161-IIa} = \frac{8,4105 \times 42,61}{382,46} = 0,9370$$

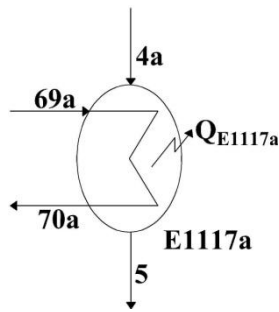
$$T_{y,C1161-IIa} = \frac{285 + 329}{2} \cong 307 \text{ K}$$

$$\dot{W}_{tr,C1161-IIa} = 8,4105 \times (32,12 - 74,06) + \left(1 - \frac{273,15}{307}\right) \times (-11,14) = -353,97 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,C1161-IIa} = \frac{-353,97}{-382,46} = 0,9255$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,C1161-IIa} &= 273,15 \times \left[ 8,4105 \times (6,7068 - 6,6987) - \frac{(-11,14)}{307} \right] \\ &= 273,15 \times 0,1044 = 28,52 \text{ kW} \end{aligned}$$

### B.1.6. Hava kompresör grubu II. kademe çıkış eşanjörü (E1117a)



Gaz hava	$\dot{m}_{4a} = 8,4105 \text{ kg/s}$	$T_{4a} = 329 \text{ K}$	$P_{4a} = 264,5 \text{ kPa}$
----------	--------------------------------------	--------------------------	------------------------------

Gaz hava	$\dot{m}_5 = 8,4105 \text{ kg/s}$	$T_5 = 319,45 \text{ K}$	$P_3 = 262,8 \text{ kPa}$
----------	-----------------------------------	--------------------------	---------------------------

Sıvı su	$\dot{m}_{69a} = 3,5522 \text{ kg/s}$	$T_{69a} = 305,85 \text{ K}$	$P_{69a} = 290 \text{ kPa}$
---------	---------------------------------------	------------------------------	-----------------------------



Sıvı su  $\dot{m}_{70a} = 3,5522 \text{ kg/s}$   $T_{70a} = 311,15 \text{ K}$   $P_{70a} = 283 \text{ kPa}$

Eşanjörden çevreye ısı kaybı, kapasitenin %3'ü alınmıştır;

$$\dot{Q}_{E1117a} = 0,03 \times 8,4105 \times (319,57 - 329,21) = -2,43 \text{ kW}$$

$$-2,43 = 8,4105 \times (319,57 - 329,21) + \dot{m}_{69a} \times (159,42 - 137,28)$$

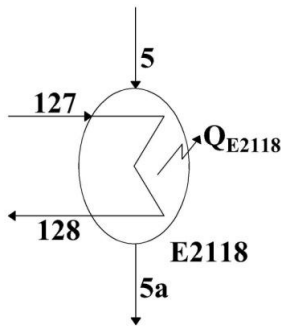
$$\dot{m}_{69a} = \dot{m}_{70a} = 3,5522 \text{ kg/s}$$

$$T_{y,E1117a} = \frac{329 + 319,45}{2} \cong 324,2 \text{ K}$$

$$\eta_{II,E1117a} = \frac{3,5522 \times (10,55 - 8,38)}{8,4105 \times (74,06 - 72,12)} = 0,4724$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E1117a} &= 273,15 \times [8,4105 \times (6,6786 - 6,7068) + 3,5522 \times (0,5447 - 0,4716) \\ &\quad - \frac{(-2,43)}{324,2}] = 273,15 \times 0,0299 = 8,19 \text{ kW} \end{aligned}$$

### B.1.7. Hava kompresör grubu III. kademe giriş eşanjörü (E2118)



Gaz hava  $\dot{m}_5 = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_5 = 319,45 \text{ K}$   $P_3 = 262,8 \text{ kPa}$

Gaz hava  $\dot{m}_{5a} = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_{5a} = 285 \text{ K}$   $P_{5a} = 261 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{127} = 6,1434 \text{ kg/s}$   $T_{127} = 280,15 \text{ K}$   $P_{127} = 290 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{128} = 6,1434 \text{ kg/s}$   $T_{128} = 291,15 \text{ K}$   $P_{128} = 286 \text{ kPa}$

Eşanjörden çevreye ısı kaybı, kapasitenin %3'ü alınmıştır;

$$\dot{Q}_{E2118} = 0,03 \times 8,4105 \times (284,81 - 319,57) = -8,77 \text{ kW}$$

$$-8,77 = 8,4105 \times (284,81 - 319,57) + \dot{m}_{125} \times (75,79 - 29,63)$$

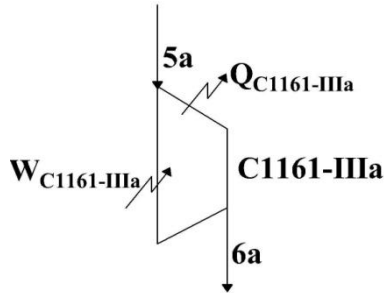
$$\dot{m}_{127} = \dot{m}_{128} = 6,1434 \text{ kg / s}$$

$$T_{y,E2118} = \frac{319,45 + 285}{2} \cong 302,2 \text{ K}$$

$$\eta_{III,E2117} = \frac{6,1434 \times (2,83 - 1,22)}{8,4105 \times (72,12 - 68,85)} = 0,3596$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E2117} &= 273,15 \times [8,4105 \times (6,5648 - 6,6786) + 6,1434 \times (0,2668 - 0,1037) \\ &\quad - \frac{-8,77}{299,6}] = 273,15 \times 0,0742 = 20,25 \text{ kW} \end{aligned}$$

### B.1.8. Hava kompresör grubu (giriş havası ön soğutulmuş) III. kademe (C1161-IIIa)



Gaz hava       $\dot{m}_{5a} = 8,4105 \text{ kg/s}$      $T_{5a} = 285 \text{ K}$        $P_{5a} = 261 \text{ kPa}$

$$\frac{T_{6a}}{T_{5a}} = \left( \frac{P_{6a}}{P_{5a}} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$\frac{T_{6a}}{285} = \left( \frac{413,5}{261} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}}$$

$$T_{6a} = 325 \text{ K}$$

$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_{6a} = 8,4105 \text{ kg/s} \quad T_{6a} = 325 \text{ K} \quad P_{6a} = 413,5 \text{ kPa}$$

Kademeye havanın giriş sıcaklığı 319,45 K'den 285 K'e düşürülecektir. Çıkış sıcaklığı da 325 K'e kadar düşecektir. Kademeden çevreye ısı kaybı kapasitenin %3'ü olarak alınmıştır;

$$\dot{Q}_{\text{C1161-IIIa}} = 0,03 \times 8,4105 \times (284,81 - 324,89) = -10,11 \text{ kW}$$

$$-10,11 - \dot{W}_{\text{C1161-IIIa}} = 8,4105 \times (324,89 - 284,81)$$

$$\dot{W}_{\text{C1161-IIIa}} = -347,21 \text{ kW}$$

$$\dot{W}_{\text{C1161-IIIa,el}} = \frac{347,21}{0,98 \times 0,96 \times 0,92} = 401,15 \text{ kW}$$

$$h_{6as} = 323,71 \text{ kJ / kg}$$

$$w_{\text{S,C1161-IIIa}} = 323,71 - 284,81 = 38,90 \text{ kJ / kg}$$

$$\eta_{\text{S,C1161-IIIa}} = \frac{8,4105 \times 38,90}{347,21} = 0,9423$$

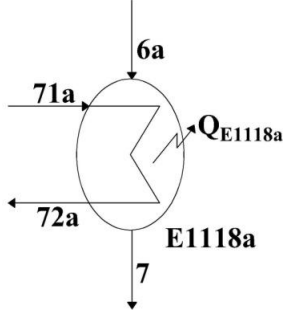
$$T_{y,\text{C1161-IIIa}} = \frac{285 + 325}{2} \cong 305 \text{ K}$$

$$\dot{W}_{\text{tr,C1161-IIIa}} = 8,4105 \times (68,85 - 109,04) + \left(1 - \frac{273,15}{305}\right) \times (-10,11) = -325,20 \text{ kW}$$

$$\eta_{\text{II,C1161-IIIa}} = \frac{-325,20}{-347,21} = 0,9366$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{\text{D,C1161-IIIa}} &= 273,15 \times \left[ 8,4105 \times (6,5629 - 6,5648) - \frac{(-10,11)}{305} \right] \\ &= 273,15 \times 0,0904 = 24,69 \text{ kW} \end{aligned}$$

### B.1.9. Hava kompresör grubu III. kademe çıkış eşanjörü (E1118a)



Gaz hava  $\dot{m}_{6a} = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_{6a} = 325 \text{ K}$   $P_{6a} = 413,5 \text{ kPa}$

Gaz hava  $\dot{m}_7 = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_7 = 313,95 \text{ K}$   $P_7 = 411,2 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{71a} = 3,3071 \text{ kg/s}$   $T_{71a} = 305,85 \text{ K}$   $P_{71a} = 290 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{72a} = 3,3071 \text{ kg/s}$   $T_{72a} = 312,45 \text{ K}$   $P_{72a} = 285 \text{ kPa}$

Eşanjörden çevreye ısı kaybı, kapasitenin %3'ü alınmıştır;

$$\dot{Q}_{E1118a} = 0,03 \times 8,4105 \times (313,71 - 324,89) = -2,82 \text{ kW}$$

$$-2,82 = 8,4105 \times (313,71 - 324,89) + \dot{m}_{71a} \times (164,86 - 137,28)$$

$$\dot{m}_{71a} = \dot{m}_{72a} = 3,3071 \text{ kg/s}$$

$$T_{y,E1118a} = \frac{325 + 313,95}{2} \cong 319,5 \text{ K}$$

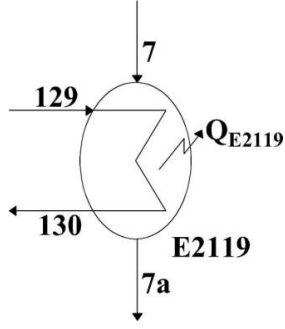
$$\eta_{II,E1118a} = \frac{3,3071 \times (11,10 - 8,38)}{8,4105 \times (109,04 - 106,88)} = 0,4952$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E1118a} &= 273,15 \times [8,4105 \times (6,5299 - 6,5629) + 3,3071 \times (0,5626 - 0,4716) \\ &\quad - \frac{(-2,82)}{319,5}] = 273,15 \times 0,0322 = 8,80 \text{ kW} \end{aligned}$$

#### B.1.10. Hava kompresör grubu IV. kademe giriş eşanjörü (E2119)

Gaz hava  $\dot{m}_7 = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_7 = 313,95 \text{ K}$   $P_7 = 411,2 \text{ kPa}$

Gaz hava  $\dot{m}_{7a} = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_{7a} = 285 \text{ K}$   $P_{7a} = 410 \text{ kPa}$



Sıvı su  $\dot{m}_{129} = 5,1748 \text{ kg/s}$   $T_{129} = 280,15 \text{ K}$   $P_{129} = 290 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{130} = 5,1748 \text{ kg/s}$   $T_{130} = 291,15 \text{ K}$   $P_{130} = 286 \text{ kPa}$

Eşanjörden çevreye ısı kaybı, kapasitenin %3'ü alınmıştır;

$$\dot{Q}_{E2119} = 0,03 \times 8,4105 \times (284,43 - 313,71) = -7,39 \text{ kW}$$

$$-7,39 = 8,4105 \times (284,43 - 313,71) + \dot{m}_{129} \times (75,79 - 29,63)$$

$$\dot{m}_{129} = \dot{m}_{130} = 5,1748 \text{ kg / s}$$

$$T_{y,E2118} = \frac{313,95 + 285}{2} \cong 299,5 \text{ K}$$

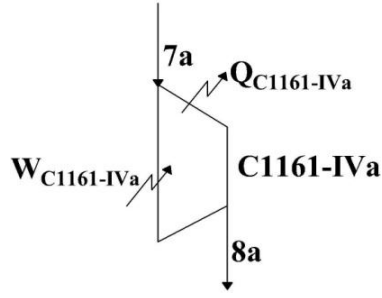
$$\eta_{H,E2117} = \frac{5,1748 \times (2,83 - 1,22)}{8,4105 \times (106,88 - 104,16)} = 0,3642$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E2117} &= 273,15 \times [8,4105 \times (6,4331 - 6,5299) + 5,1748 \times (0,2668 - 0,1037) \\ &\quad - \frac{-7,39}{299,5}] = 273,15 \times 0,0546 = 14,90 \text{ kW} \end{aligned}$$

#### B.1.11. Hava kompresör grubu (giriş havası ön soğutulmuş) IV. kademe (C1161-IVa)

Gaz hava  $\dot{m}_{7a} = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_{7a} = 285 \text{ K}$   $P_{7a} = 410 \text{ kPa}$

$$\frac{T_{8a}}{T_{7a}} = \left( \frac{P_{8a}}{P_{7a}} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$



$$\frac{T_{8a}}{285} = \left( \frac{650}{410} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}}$$

$$T_{8a} = 325,1 K$$

$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_{8a} = 8,4105 \text{ kg/s} \quad T_{8a} = 325,1 K \quad P_{8a} = 650 \text{ kPa}$$

Kademeye havanın giriş sıcaklığı 319,45 K'den 285 K'e düşürülecektir. Çıkış sıcaklığı da 325,1 K'e kadar düşecektir. Kademeden çevreye ısı kaybı kapasitenin %3'ü olarak alınmıştır;

$$\dot{Q}_{C1161-IVa} = 0,03 \times 8,4105 \times (284,43 - 324,54) = -10,12 \text{ kW}$$

$$-10,12 - \dot{W}_{C1161-IVa} = 8,4105 \times (324,54 - 284,43)$$

$$\dot{W}_{C1161-IVa} = -347,47 \text{ kW}$$

$$\dot{W}_{C1161-IVa,el} = \frac{347,47}{0,98 \times 0,96 \times 0,92} = 401,45 \text{ kW}$$

$$h_{8a} = 322,95 \text{ kJ / kg}$$

$$w_{s,C1161-IVa} = 322,95 - 284,43 = 38,52 \text{ kJ / kg}$$

$$\eta_{s,C1161-IVa} = \frac{8,4105 \times 38,52}{347,47} = 0,9324$$

$$T_{y,C1161-IVa} = \frac{285 + 325,1}{2} \cong 305,05 \text{ K}$$

$$\dot{W}_{tr,C1161-IVa} = 8,4105 \times (104,04 - 146,01) + \left(1 - \frac{273,15}{305,05}\right) \times (-10,12) = -323,03 \text{ kW}$$

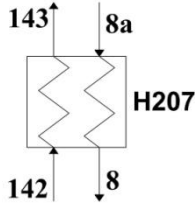
$$\eta_{II,C1161-IVa} = \frac{-323,03}{-347,35} = 0,9299$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,C1161-IVa} &= 273,15 \times \left[ 8,4105 \times (6,4263 - 6,4331) - \frac{(-10,12)}{305,05} \right] \\ &= 273,15 \times 0,0898 = 24,53 \text{ kW} \end{aligned}$$

### B.1.12. Hava kompresör grubu IV. kademe çıkış ısı değıştirgeci (H207)

Gaz hava  $\dot{m}_{8a} = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_{8a} = 325,1 \text{ K}$   $P_{8a} = 650 \text{ kPa}$

Gaz hava  $\dot{m}_8 = 8,4105 \text{ kg/s}$   $T_8 = 355,35 \text{ K}$   $P_7 = 648,5 \text{ kPa}$



Egzoz gazı  $\dot{m}_{142} = 0,5173 \text{ kg/s}$   $T_{142} = 687 \text{ K}$   $P_{142} = 106,6 \text{ kPa}$

Egzoz gazı  $\dot{m}_{143} = 0,5173 \text{ kg/s}$   $T_{143} = 393,15 \text{ K}$   $P_{143} = 101,325 \text{ kPa}$

Isı değıştirici etkinliği  $\varepsilon = 0,96$  olarak alınmıştır;

$$\frac{8,4105 \times (355,26 - 324,54)}{\dot{m}_{142} \times (911,12 - 390,83)} = 0,96$$

$$\dot{m}_{142} = \dot{m}_{143} = 0,5173 \text{ kg / s}$$

H207 ısı değıştiricisine beslenen ısı şöyle hesaplanır;

$$\dot{Q}_{bes,H207} = 0,5173 \times (911,12 - 390,83) = 269,15 \text{ kW}$$

$$\dot{Q}_{H207} = 8,4105 \times (355,26 - 324,54) + 0,5173 \times (390,83 - 911,12) = -10,78 \text{ kW}$$

$$T_{y,H207} = \frac{687 + 393,15}{2} \cong 540,1 \text{ K}$$

$$\dot{E}_{143} = \frac{\bar{e}_{143}}{M_{143}} + \psi_{143} = \frac{111,1228}{28,2568} + 24,24 = 28,19 \text{ kJ / kg}$$

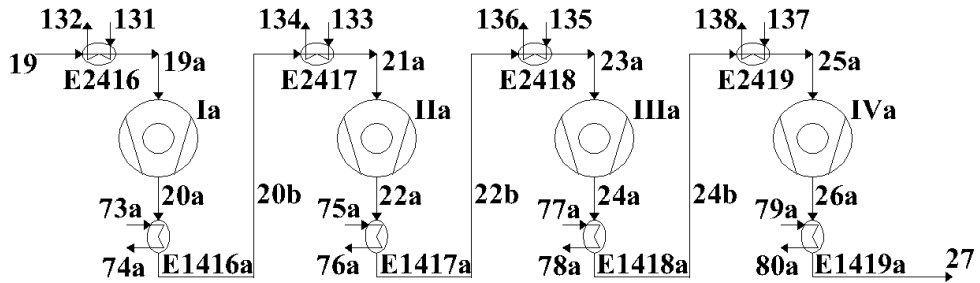
$$\dot{E}_{142} = \frac{\bar{e}_{142}}{M_{142}} + \psi_{142} = \frac{111,1228}{28,2568} + 300,98 = 304,91 \text{ kJ / kg}$$

$$\eta_{II,H207} = \frac{8,4105 \times 151,87 + 0,5173 \times 28,19}{8,4105 \times 146,01 + 0,5173 \times 304,91} = 0,9323$$

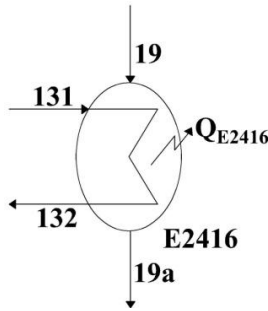
$$\begin{aligned} \dot{S}_{gen,H207} &= 8,4105 \times (6,5173 - 6,4263) + 0,5173 \times (7,1332 - 8,0064) - \frac{-10,78}{540,1} \\ &= 0,3137 \text{ kJ / kgK} \end{aligned}$$

$$\dot{E}_{D,H207} = 273,15 \times 0,3137 = 85,67 \text{ kW}$$

## B.2. Azot Kompresör Grubu Kademe Girişlerinin Ön Soğutulması



### B.2.1. Azot kompresör grubu I. kademe giriş eşanjörü (E2416)



Gaz azot       $\dot{m}_{19} = 15,4612 \text{ kg/s}$        $T_{19} = 312,75 \text{ K}$        $P_{19} = 519 \text{ kPa}$



$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{19a} = 15,4612 \text{ kg/s} \quad T_{19a} = 285 \text{ K} \quad P_{19a} = 517 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{131} = 9,4513 \text{ kg/s} \quad T_{131} = 280,15 \text{ K} \quad P_{131} = 290 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{132} = 9,4513 \text{ kg/s} \quad T_{132} = 291,15 \text{ K} \quad P_{132} = 286 \text{ kPa}$$

Eşanjörden çevreye ısı kaybı, kapasitenin %3'ü alınmıştır;

$$\dot{Q}_{E2416} = 0,03 \times 15,4612 \times (294,54 - 323,63) = -13,49 \text{ kW}$$

$$-13,49 = 15,4612 \times (294,54 - 323,63) + \dot{m}_{131} \times (75,79 - 29,63)$$

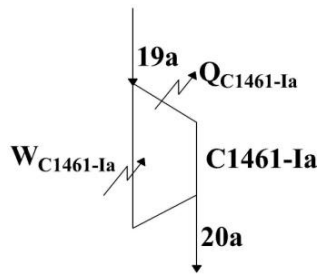
$$\dot{m}_{131} = \dot{m}_{132} = 9,4513 \text{ kg / s}$$

$$T_{y,E2416} = \frac{312,75 + 285}{2} \cong 298,9 \text{ K}$$

$$\eta_{II,E2416} = \frac{9,4513 \times (2,83 - 1,22)}{15,4612 \times (134,46 - 131,76)} = 0,3645$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E2416} &= 273,15 \times [15,4612 \times (6,3042 - 6,4008) + 9,4513 \times (0,2668 - 0,1037) \\ &\quad - \frac{-13,49}{298,9}] = 273,15 \times 0,0931 = 25,43 \text{ kW} \end{aligned}$$

### B.2.2. Azot kompresör grubu (giriş havası ön soğutulmuş) I. kademe (C1461-Ia)



$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{19a} = 15,4612 \text{ kg/s} \quad T_{19a} = 285 \text{ K} \quad P_{19a} = 517 \text{ kPa}$$

Kompresör kademesinin sıkıştırma oranı  $r = 1,6$  ve zot için özgül ısılar oranı  $k = 1,4$  alınmıştır;

$$\frac{T_{20a}}{T_{19a}} = \left( \frac{P_{20a}}{P_{19a}} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$\frac{T_{20a}}{285} = \left( \frac{823,9}{517} \right)^{1,4-1}$$

$$T_{20a} = 325,6 K$$

$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{20a} = 15,4612 \text{ kg/s} \quad T_{20a} = 325,6 K \quad P_{20a} = 823,9 \text{ kPa}$$

Kademeye azotun giriş sıcaklığı 312,75 K'den 285 K'e düşürülecektir. Çıkış sıcaklığı da 325,6 K'e kadar düşecektir. Kademedeki çevreye ısı kaybı kapasitenin %3'ü olarak alınmıştır;

$$\dot{Q}_{C1461-Ia} = 0,03 \times 15,4612 \times (294,54 - 336,54) = -19,48 \text{ kW}$$

$$-19,48 - \dot{W}_{C1461-Ia} = 15,4612 \times (336,54 - 294,54)$$

$$\dot{W}_{C1461-Ia} = -668,85 \text{ kW}$$

$$\dot{W}_{C1461-Ia,el} = \frac{668,85}{0,98 \times 0,96 \times 0,92} = 772,76 \text{ kW}$$

$$h_{20as} = 334,27 \text{ kJ / kg}$$

$$w_{S,C1461-Ia} = 334,27 - 294,54 = 39,73 \text{ kJ / kg}$$

$$\eta_{S,C1461-Ia} = \frac{15,4612 \times 39,73}{668,85} = 0,9184$$

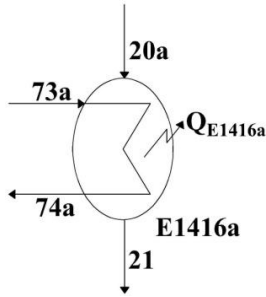
$$T_{y,C1461-Ia} = \frac{285 + 325,6}{2} \cong 305,3 K$$

$$\dot{W}_{tr,C1461-Ia} = 15,4612 \times (131,76 - 170,59) + \left( 1 - \frac{273,15}{305,3} \right) \times (-19,48) = -602,41 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,C1461-IIa} = \frac{-602,41}{-668,85} = 0,9007$$

$$\begin{aligned}\dot{E}_{D,C1461-Ia} &= 273,15 \times \left[ 15,4612 \times (6,3158 - 6,3042) - \frac{(-19,48)}{305,3} \right] \\ &= 273,15 \times 0,2432 = 66,42 \text{ kW}\end{aligned}$$

### B.2.3. Azot kompresör grubu I. kademe çıkış eşanjörü (E1416a)



Gaz azot	$\dot{m}_{20a} = 15,4612 \text{ kg/s}$	$T_{20a} = 325,6 \text{ K}$	$P_{20a} = 823,9 \text{ kPa}$
----------	--	-----------------------------	-------------------------------

Gaz azot	$\dot{m}_{20b} = 15,4612 \text{ kg/s}$	$T_{20b} = 315 \text{ K}$	$P_{20b} = 818 \text{ kPa}$
----------	--	---------------------------	-----------------------------

Sıvı su	$\dot{m}_{73a} = 9,7472 \text{ kg/s}$	$T_{73a} = 305,85 \text{ K}$	$P_{73a} = 290 \text{ kPa}$
---------	---------------------------------------	------------------------------	-----------------------------

Sıvı su	$\dot{m}_{74a} = 9,7472 \text{ kg/s}$	$T_{74a} = 310 \text{ K}$	$P_{74a} = 283 \text{ kPa}$
---------	---------------------------------------	---------------------------	-----------------------------

Eşanjörden çevreye ısı kaybı, kapasitenin %3'ü alınmıştır;

$$\dot{Q}_{E1416a} = 0,03 \times 15,4612 (325,40 - 336,54) = -5,17 \text{ kW}$$

$$-5,17 = 15,4612 \times (325,40 - 336,54) + \dot{m}_{73a} \times (154,42 - 137,28)$$

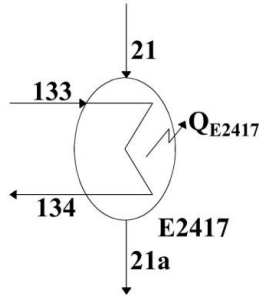
$$\dot{m}_{73a} = \dot{m}_{74a} = 9,7472 \text{ kg/s}$$

$$T_{y,E1416a} = \frac{325,6 + 315}{2} \cong 320,3 \text{ K}$$

$$\eta_{II,E1416a} = \frac{9,7472 \times (9,89 - 8,38)}{15,4612 \times (170,59 - 168,27)} = 0,4103$$

$$\dot{E}_{D,E1416a} = 273,15 \times [15,4612 \times (6,2835 - 6,3158) + 9,7472 \times (0,5288 - 0,4716) - \frac{(-5,17)}{320,3}] = 273,15 \times 0,0743 = 20,29 \text{ kW}$$

#### B.2.4. Azot kompresör grubu II. kademe giriş eşanjörü (E2417)



$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{20b} = 15,4612 \text{ kg/s} \quad T_{20b} = 315 \text{ K} \quad P_{20b} = 818 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{21a} = 15,4612 \text{ kg/s} \quad T_{21a} = 285 \text{ K} \quad P_{21a} = 815 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{133} = 10,2636 \text{ kg/s} \quad T_{133} = 280,15 \text{ K} \quad P_{133} = 290 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{134} = 10,2636 \text{ kg/s} \quad T_{134} = 291,15 \text{ K} \quad P_{134} = 286 \text{ kPa}$$

Eşanjörden çevreye ısı kaybı, kapasitenin %3'ü alınmıştır;

$$\dot{Q}_{E2417} = 0,03 \times 15,4612 \times (293,81 - 325,40) = -14,65 \text{ kW}$$

$$-14,65 = 15,4612 \times (293,81 - 325,40) + \dot{m}_{133} \times (75,79 - 29,63)$$

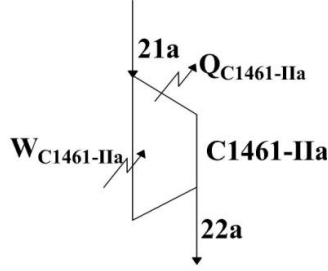
$$\dot{m}_{133} = \dot{m}_{134} = 10,2636 \text{ kg/s}$$

$$T_{y,E2417} = \frac{315 + 285}{2} \cong 300 \text{ K}$$

$$\eta_{II,E2417} = \frac{10,2636 \times (2,83 - 1,22)}{15,4612 \times (168,27 - 165,15)} = 0,3426$$

$$\dot{E}_{D,E2417} = 273,15 \times [15,4612 \times (6,1793 - 6,2835) + 10,2636 \times (0,2668 - 0,1037) - \frac{-14,65}{300}] = 273,15 \times 0,1118 = 30,53 \text{ kW}$$

**B.2.5. Azot kompresör grubu (giriş havası ön soğutulmuş) II. kademe (C1461-IIa)**



Gaz azot  $\dot{m}_{21a} = 15,4612 \text{ kg/s}$   $T_{21a} = 285 \text{ K}$   $P_{21a} = 815 \text{ kPa}$

$$\frac{T_{22a}}{T_{21b}} = \left( \frac{P_{22a}}{P_{21b}} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$\frac{T_{22a}}{285} = \left( \frac{1225}{815} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}}$$

$$T_{22a} = 325,8 \text{ K}$$

Gaz azot  $\dot{m}_{22a} = 15,4612 \text{ kg/s}$   $T_{22a} = 325,8 \text{ K}$   $P_{22a} = 1225 \text{ kPa}$

Kademeye azotun giriş sıcaklığı 324,55 K'den 285 K'e düşürülecektir. Çıkış sıcaklığı da 325,8 K'e kadar düşecektir. Kademeden çevreye ısı kaybı kapasitenin %3'ü olarak alınmıştır;

$$\dot{Q}_{C1461-IIa} = 0,03 \times 15,4612 \times (293,81 - 336,03) = -19,60 \text{ kW}$$

$$-19,60 - \dot{W}_{C1461-IIa} = 15,4612 \times (336,03 - 293,81)$$

$$\dot{W}_{C1461-IIa} = -672,37 \text{ kW}$$

$$\dot{W}_{C1461-IIa,el} = \frac{672,37}{0,98 \times 0,96 \times 0,92} = 776,83 \text{ kW}$$

$$h_{22as} = 332,02 \text{ kJ / kg}$$

$$w_{S,C1461-IIa} = 332,02 - 293,81 = 38,21 \text{ kJ / kg}$$

$$\eta_{S,C1461-IIa} = \frac{15,4612 \times 38,21}{672,37} = 0,8786$$

$$T_{y,C1461-IIa} = \frac{285 + 325,8}{2} \cong 305,4 \text{ K}$$

$$\dot{W}_{tr,C1461-IIa} = 15,4612 \times (165,15 - 202,94) + \left(1 - \frac{273,15}{305,4}\right) \times (-19,60) = -586,35 \text{ kW}$$

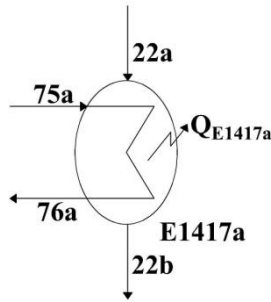
$$\eta_{II,C1461-IIa} = \frac{-586,35}{-672,37} = 0,8721$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,C1461-IIa} &= 273,15 \times \left[ 15,4612 \times (6,1955 - 6,1793) - \frac{(-19,60)}{305,4} \right] \\ &= 273,15 \times 0,3147 = 85,95 \text{ kW} \end{aligned}$$

### B.2.6. Azot kompresör grubu II. kademe çıkış eşanjörü (E1417a)

$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{22a} = 15,4612 \text{ kg/s} \quad T_{22a} = 325,8 \text{ K} \quad P_{22a} = 1225 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{22b} = 15,4612 \text{ kg/s} \quad T_{22b} = 315 \text{ K} \quad P_{22b} = 1223 \text{ kPa}$$



$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{75a} = 9,8686 \text{ kg/s} \quad T_{75a} = 305,85 \text{ K} \quad P_{75a} = 290 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{76a} = 9,8686 \text{ kg/s} \quad T_{76a} = 310 \text{ K} \quad P_{76a} = 284 \text{ kPa}$$

Eşanjörden çevreye ısı kaybı, kapasitenin %3'ü alınmıştır;

$$\dot{Q}_{E1417a} = 0,03 \times 15,4612 \times (324,62 - 336,03) = -5,29 \text{ kW}$$

$$-5,29 = 15,4612 \times (324,62 - 336,03) + \dot{m}_{75a} \times (154,62 - 137,28)$$

$$\dot{m}_{75a} = \dot{m}_{76a} = 9,8686 \text{ kg / s}$$

$$T_{y,E1417a} = \frac{325,8 + 315}{2} \cong 320,4 \text{ K}$$

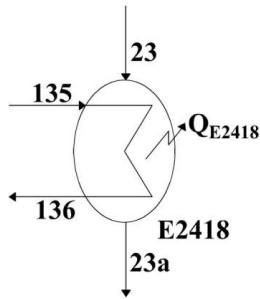
$$\eta_{II,E1417a} = \frac{9,8686 \times (10,09 - 8,38)}{15,4612 \times (202,94 - 201,15)} = 0,6098$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E1417a} &= 273,15 \times [15,4612 \times (6,1603 - 6,1955) + 9,8686 \times (0,5288 - 0,4716) \\ &\quad - \frac{(-5,29)}{320,4}] = 273,15 \times 0,0368 = 10,04 \text{ kW} \end{aligned}$$

### B.2.7. Azot kompresör grubu III. kademe giriş eşanjörü (E2418)

$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{22b} = 15,4612 \text{ kg/s} \quad T_{22b} = 315 \text{ K} \quad P_{22b} = 1223 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{23a} = 15,4612 \text{ kg/s} \quad T_{23a} = 285 \text{ K} \quad P_{23a} = 1220 \text{ kPa}$$



$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{135} = 10,3285 \text{ kg/s} \quad T_{135} = 280,15 \text{ K} \quad P_{135} = 290 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{136} = 10,3285 \text{ kg/s} \quad T_{136} = 291,15 \text{ K} \quad P_{136} = 286 \text{ kPa}$$

Eşanjörden çevreye ısı kaybı, kapasitenin %3'ü alınmıştır;

$$\dot{Q}_{E2418} = 0,03 \times 15,4612 \times (292,83 - 324,62) = -14,75 \text{ kW}$$

$$-14,75 = 15,4612 \times (292,83 - 324,62) + \dot{m}_{135} \times (75,79 - 29,63)$$

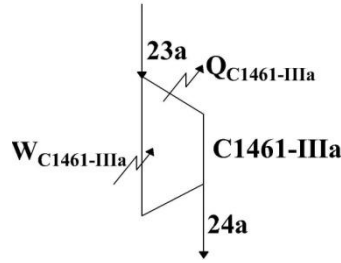
$$\dot{m}_{135} = \dot{m}_{136} = 10,3285 \text{ kg / s}$$

$$T_{y,E2418} = \frac{315 + 285}{2} \cong 300 \text{ K}$$

$$\eta_{II,E2418} = \frac{10,3285 \times (2,83 - 1,22)}{15,4612 \times (201,15 - 198,17)} = 0,3609$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E2418} &= 273,15 \times [15,4612 \times (6,0548 - 6,1603) + 10,3285 \times (0,2668 - 0,1037) \\ &\quad - \frac{-14,75}{300}] = 273,15 \times 0,1026 = 28,02 \text{ kW} \end{aligned}$$

### B.2.8. Azot kompresör grubu (giriş havası ön soğutulmuş) III. kademe (C1461-IIIa)



Gaz azot  $\dot{m}_{23a} = 15,4612 \text{ kg/s}$   $T_{23a} = 285 \text{ K}, P_{23a} = 1220 \text{ kPa}$

$$\frac{T_{24a}}{T_{23b}} = \left( \frac{P_{24a}}{P_{23b}} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$\frac{T_{24a}}{285} = \left( \frac{1804,7}{1220} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}}$$

$$T_{24a} = 325,7 \text{ K}$$

Gaz azot  $\dot{m}_{24a} = 15,4612 \text{ kg/s}$   $T_{24a} = 325,7 \text{ K}, P_{24a} = 1804,7 \text{ kPa}$

Kademeye azotun giriş sıcaklığı 323,55 K'den 285 K'e düşürülecektir. Çıkış sıcaklığı da 325,7 K'e kadar düşecektir. Kademeden çevreye ısı kaybı kapasitenin %3'ü olarak alınmıştır;

$$\dot{Q}_{C1461-IIIa} = 0,03 \times 15,4612 \times (292,83 - 334,90) = -19,51 \text{ kW}$$



$$-19,51 - \dot{W}_{C1461-IIIa} = 15,4612 \times (334,90 - 292,83)$$

$$\dot{W}_{C1461-IIIa} = -669,96 \text{ kW}$$

$$\dot{W}_{C1461-IIIa,el} = \frac{669,96}{0,98 \times 0,96 \times 0,92} = 774,04 \text{ kW}$$

$$h_{24as} = 330,12 \text{ kJ / kg}$$

$$w_{S,C1461-IIIa} = 330,12 - 292,83 = 37,29 \text{ kJ / kg}$$

$$\eta_{S,C1461-IIIa} = \frac{15,4612 \times 37,29}{669,96} = 0,8606$$

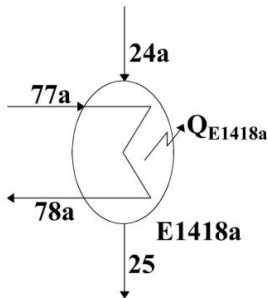
$$T_{y,C1461-IIIa} = \frac{285 + 325,7}{2} \cong 305,35 \text{ K}$$

$$\dot{W}_{tr,C1461-IIIa} = 15,4612 \times (198,17 - 235,35) + \left(1 - \frac{273,15}{305,35}\right) \times (-19,51) = -576,91 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,C1461-IIIa} = \frac{-576,91}{-669,96} = 0,8611$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,C1461-IIIa} &= 273,15 \times \left[ 15,4612 \times (6,0727 - 6,0548) - \frac{(-19,51)}{305,35} \right] \\ &= 273,15 \times 0,3407 = 93,05 \text{ kW} \end{aligned}$$

### B.2.9. Azot kompresör grubu III. kademe çıkış eşanjörü (E1418a)



Gaz azot       $\dot{m}_{24a} = 15,4612 \text{ kg/s}$        $T_{24a} = 325,7 \text{ K}, P_{24a} = 1804,7 \text{ kPa}$

Gaz azot  $\dot{m}_{24b} = 15,4612 \text{ kg/s}$   $T_{24b} = 315 \text{ K}, P_{24b} = 1801,7 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{77a} = 9,8514 \text{ kg/s}$   $T_{77a} = 305,85 \text{ K}, P_{77a} = 290 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{78a} = 9,8514 \text{ kg/s}$   $T_{78a} = 310 \text{ K}, P_{78a} = 286 \text{ kPa}$

Eşanjörden çevreye ısı kaybı, kapasitenin %3'ü alınmıştır;

$$\dot{Q}_{E1418a} = 0,03 \times 15,4612 \times (323,51 - 334,90) = -5,28 \text{ kW}$$

$$-5,28 = 15,4612 \times (323,51 - 334,90) + \dot{m}_{77a} \times (154,62 - 137,28)$$

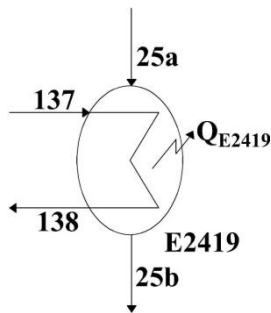
$$\dot{m}_{77a} = \dot{m}_{78a} = 9,8514 \text{ kg/s}$$

$$T_{y,E1418a} = \frac{325,7 + 315}{2} \cong 320,35 \text{ K}$$

$$\eta_{II,E1418a} = \frac{9,8514 \times (10,09 - 8,38)}{15,4612 \times (235,35 - 233,50)} = 0,5890$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E1418a} &= 273,15 \times 15,4612 \times [(6,0378 - 6,0727) + 9,8514 \times (0,5288 - 0,4716) \\ &\quad - \frac{(-5,28)}{320,35}] = 273,15 \times 0,0404 = 11,03 \text{ kW} \end{aligned}$$

#### B.2.10. Azot kompresör grubu IV. kademe giriş eşanjörü (E2419)



Gaz azot  $\dot{m}_{24b} = 15,4612 \text{ kg/s}$   $T_{24b} = 315 \text{ K}, P_{24b} = 1801,7 \text{ kPa}$

Gaz azot  $\dot{m}_{25a} = 15,4612 \text{ kg/s}$   $T_{25a} = 285 \text{ K}, P_{25a} = 1799 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{137} = 10,4228 \text{ kg/s}$   $T_{137} = 280,15, P_{137} = 290 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{138} = 10,4228 \text{ kg/s}$   $T_{138} = 291,15 \text{ K}$ ,  $P_{138} = 286 \text{ kPa}$

Eşanjörden çevreye ısı kaybı, kapasitenin %3'ü alınmıştır;

$$\dot{Q}_{E2419} = 0,03 \times 15,4612 \times (291,43 - 323,51) = -14,88 \text{ kW}$$

$$-14,88 = 15,4612 \times (291,43 - 323,51) + \dot{m}_{137} \times (75,79 - 29,63)$$

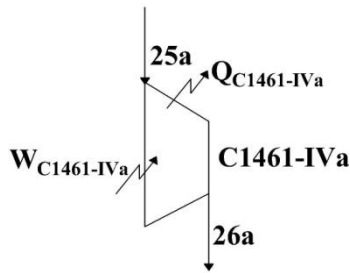
$$\dot{m}_{137} = \dot{m}_{138} = 10,4228 \text{ kg/s}$$

$$T_{y,E2419} = \frac{315 + 285}{2} \cong 300 \text{ K}$$

$$\eta_{III,E2419} = \frac{10,4228 \times (2,83 - 1,22)}{15,4612 \times (233,50 - 230,51)} = 0,3630$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E2419} &= 273,15 \times [15,4612 \times (5,9313 - 6,0378) + 10,4228 \times (0,2668 - 0,1037) \\ &\quad - \frac{-14,88}{300}] = 273,15 \times 0,1029 = 28,12 \text{ kW} \end{aligned}$$

### B.2.11. Azot kompresör grubu (giriş havası ön soğutulmuş) IV. kademe (C1461-IVa)



Gaz azot  $\dot{m}_{25a} = 15,4612 \text{ kg/s}$   $T_{25a} = 285 \text{ K}$   $P_{25a} = 1799 \text{ kPa}$

$$\frac{T_{26a}}{T_{25a}} = \left( \frac{P_{26a}}{P_{25a}} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$\frac{T_{26a}}{285} = \left( \frac{2842,9}{1799} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}}$$

$$T_{26a} = 325,8 \text{ K}$$

$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{26a} = 15,4612 \text{ kg/s} \quad T_{26a} = 325,8 \text{ K} \quad P_{26a} = 842,9 \text{ kPa}$$

Kademeye azotun giriş sıcaklığı 323,75 K'den 285 K'e düşürülecektir. Çıkış sıcaklığı da 325,8 K'e kadar düşecektir. Kademeden çevreye ısı kaybı kapasitenin %3'ü olarak alınmıştır;

$$\dot{Q}_{C1461-IVa} = 0,03 \times 15,4612 \times (291,43 - 333,25) = -19,40 \text{ kW}$$

$$-19,40 - \dot{W}_{C1461-IVa} = 15,4612 \times (333,25 - 291,43)$$

$$\dot{W}_{C1461-IVa} = -665,99 \text{ kW}$$

$$\dot{W}_{C1461-IVa,el} = \frac{665,99}{0,98 \times 0,96 \times 0,92} = 769,45 \text{ kW}$$

$$h_{26as} = 329,49 \text{ kJ / kg}$$

$$w_{S,C1461-IVa} = 329,49 - 291,43 = 38,06 \text{ kJ / kg}$$

$$\eta_{S,C1461-IVa} = \frac{15,4612 \times 38,06}{665,99} = 0,8836$$

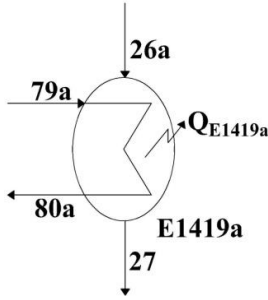
$$T_{y,C1461-IVa} = \frac{285 + 325,8}{2} \cong 305,4 \text{ K}$$

$$\dot{W}_{tr,C1461-IVa} = 15,4612 \times (230,51 - 266,97) + \left(1 - \frac{273,15}{305,4}\right) \times (-19,40) = -565,76 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,C1461-IVa} = \frac{-565,76}{-665,99} = 0,8495$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,C1461-IVa} &= 273,15 \times \left[ 15,4612(5,9509 - 5,9313) - \frac{(-19,40)}{305,4} \right] \\ &= 273,15 \times 0,3666 = 100,13 \text{ kW} \end{aligned}$$

### B.2.12. Azot kompresör grubu IV. kademe çıkış eşanjörü (E1419a)



Gaz azot	$\dot{m}_{26a} = 15,4612 \text{ kg/s}$	$T_{26a} = 325,8 \text{ K}$	$P_{26a} = 842,9 \text{ kPa}$
----------	--	-----------------------------	-------------------------------

Gaz azot	$\dot{m}_{27} = 15,4612 \text{ kg/s}$	$T_{27} = 316,6 \text{ K}$	$P_{27} = 2837,1 \text{ kPa}$
----------	---------------------------------------	----------------------------	-------------------------------

Sıvı su	$\dot{m}_{79a} = 3,5601 \text{ kg/s}$	$T_{79a} = 305,85 \text{ K}$	$P_{79a} = 290 \text{ kPa}$
---------	---------------------------------------	------------------------------	-----------------------------

Sıvı su	$\dot{m}_{80a} = 3,5601 \text{ kg/s}$	$T_{80a} = 315,85 \text{ K}$	$P_{80a} = 284 \text{ kPa}$
---------	---------------------------------------	------------------------------	-----------------------------

Eşanjörden çevreye ısı kaybı, kapasitenin %3'ü alınmıştır;

$$\dot{Q}_{E1419a} = 0,03 \times 15,4612 \times (323,33 - 333,25) = -4,60 \text{ kW}$$

$$-4,60 = 15,4612 \times (323,33 - 333,25) + \dot{m}_{79a} \times (179,07 - 137,28)$$

$$\dot{m}_{79a} = \dot{m}_{80a} = 3,5601 \text{ kg / s}$$

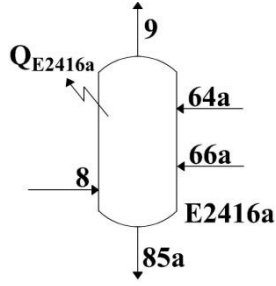
$$T_{y,E1419a} = \frac{325,8 + 316,6}{2} \cong 321,2 \text{ K}$$

$$\eta_{II,E1419a} = \frac{3,5601 \times (13,13 - 8,38)}{15,4612 \times (266,97 - 265,33)} = 0,6669$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E1419a} &= 273,15 \times [15,4612 \times (5,9206 - 5,9509) + 3,5601 \times (0,6072 - 0,4716) \\ &\quad - \frac{(-4,60)}{321,2}] = 273,15 \times 0,0286 = 7,81 \text{ kW} \end{aligned}$$

### B.3. Hava Ön Soğutucusu (E2416a)

Gaz hava	$\dot{m}_g = 8,4105 \text{ kg/s}$	$T_g = 355,35 \text{ K}$	$P_g = 648,5 \text{ kPa}$
----------	-----------------------------------	--------------------------	---------------------------



Gaz hava       $\dot{m}_9 = 8,4105 \text{ kg/s}$        $T_9 = 296,15 \text{ K}$        $P_7 = 638 \text{ kPa}$

Sıvı su       $\dot{m}_{64a} = 2,3439 \text{ kg/s}$        $T_{64a} = 280,55 \text{ K}, P_{64a} = 1013,25 \text{ kPa}$

Sıvı su       $\dot{m}_{66a} = 10,0787 \text{ kg/s}$        $T_{66a} = 280,25 \text{ K}, P_{66} = 1013,25 \text{ kPa}$

Sıvı su       $\dot{m}_{85a} = 12,4226 \text{ kg/s}$        $T_{85a} = 291,15 \text{ K}$        $P_{85} = 400 \text{ kPa}$

$$\dot{Q}_{E2416a} = 8,4105 \times (295,18 - 355,26) + 12,4226 \times 75,54 - 2,3439 \times 32,04 - 10,0787 \times 30,78 = 47,78 \text{ kW}$$

$$\dot{m}_{63a} = \dot{m}_{64a} = 2,3439 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{65a} = \dot{m}_{66a} = 10,0787 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{85a} = 12,4226 \text{ kg/s}$$

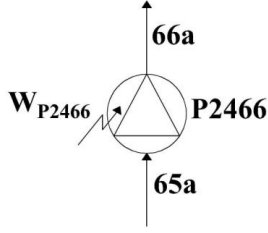
$$T_{y,E2416a} = \frac{355,35 + 296,15}{2} \cong 325,8 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E2416a} &= 273,15 \times [8,4105 \times (6,3365 - 6,5173) + 12,4226 \times 0,2669 \\ &\quad - 2,3439 \times 0,1096 - 10,0787 \times 0,1051 - \frac{47,78}{325,8}] = 273,15 \times 0,3322 \\ &= 90,74 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\eta_{II,E2416a} = \frac{8,4105 \times 141,18 + 12,4226 \times 2,55}{8,4105 \times 151,87 + 2,3439 \times 2,02 + 10,0787 \times 1,99} = 0,9362$$

#### B.4. Hava Ön Soğutucusu Su Pompası (P2466)

Sıvı su       $\dot{m}_{65a} = 10,0787 \text{ kg/s}$        $T_{65a} = 280,15 \text{ K}$        $P_{65a} = 290 \text{ kPa}$



Sıvı su  $\dot{m}_{66a} = 10,0787 \text{ kg/s}$   $T_{66a} = 280,25 \text{ K}$ ,  $P_{66a} = 1013,25 \text{ kPa}$

Elektrik motorunun verimi  $\eta_{em} = 0,98$ , kayış kasnak verimi  $\eta_{kk} = 0,96$  ve mekanik verim  $\eta_{mek} = 0,92$  olarak alınırsa pompada sıkıştırma için harcanacak net güç şu şekilde belirlenir;

$$\dot{W}_{P2466} = 22 \times 0,98 \times 0,96 \times 0,92 = 19,04 \text{ kW}$$

$$v = 0,001022 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

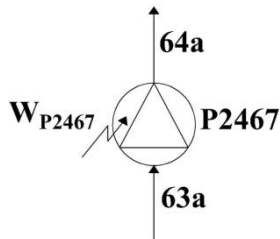
$$\eta_{S,P2466} = \frac{10,0787 \times 0,001022 \times (1013,25 - 290)}{19,04} = 0,3913$$

$$\dot{W}_{tr,P2466} = 10,0787 \times (1,22 - 1,99) = -7,76 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,P2466} = \frac{\dot{W}_{tr,P2466}}{\dot{W}_{P2466}} = \frac{-7,76}{-19,04} = 0,4076$$

$$\dot{E}_{D,P2466} = 273,15 \times [10,0787 \times (0,1051 - 0,1037)] = 273,15 \times 0,0141 = 3,85 \text{ kW}$$

### B.5. Hava Ön Soğutucusu Su Pompası (P2467)



Sıvı su  $\dot{m}_{63a} = 10,0787 \text{ kg/s}$   $T_{63a} = 280,15 \text{ K}$   $P_{63a} = 290 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{64a} = 10,0787 \text{ kg/s}$   $T_{64a} = 280,55 \text{ K}$ ,  $P_{64a} = 1013,25 \text{ kPa}$

Elektrik motorunun verimi  $\eta_{em} = 0,98$ , kayış kasnak verimi  $\eta_{kk} = 0,96$  ve mekanik verim  $\eta_{mek} = 0,92$  olarak alınırsa pompada sıkıştırma için harcanacak net güç şöyle hesaplanır;

$$\dot{W}_{P2467} = 18 \times 0,98 \times 0,96 \times 0,92 = 15,58 \text{ kW}$$

$$v = 0,005858 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

$$\eta_{S,P2467} = \frac{2,3439 \times 0,005858 \times (1013,25 - 290)}{15,58} = 0,6374$$

$$\dot{W}_{tr,P2467} = 2,3439 \times (1,22 - 2,02) = -1,88 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,P2467} = \frac{-1,88}{-15,58} = 0,1207$$

$$\dot{E}_{D,P2467} = 273,15 \times [2,3439 \times (0,1096 - 0,1037)] = 273,15 \times 0,0138 = 3,78 \text{ kW}$$

### **B.5. Hava Basınçlandırma, Ön Soğutma ve Filtrasyon Prosesi**

Hava basınçlandırma, ön soğutma ve filtrasyon rosesi (HBÖSFP) komple kontrol hacmi olarak alınırsa prosesin şebekeden çektiği toplam güç, hava ön soğutucusu su pompaları, hava kompresörü yağ pompası (7,5 kW) ve egzoz fanıyla (0,55 kW) birlikte toplam;

$$\dot{W}_{HBÖSFPa} = 1668,55 + 7,5 + 0,55 + 22 + 18 = 1716,6 \text{ kW}$$

olarak hesaplanır.

Prosesine giren hatlar: 1, 52, 63a, 65a, 67a, 69a, 71a, 99, 123, 125, 127, 129, 142

Prosesten çıkan hatlar: 10, 56, 68a, 70a, 72a, 85a, 100, 124, 126, 128, 130, 143



$$\begin{aligned}
\dot{Q}_{\text{HBÖSFPa}} - (-1716,6) &= 8,4105 \times 305,85 + 2,0301 \times 273,45 + 5,67 \times 156,08 \\
&+ 3,5522 \times 159,42 + 3,3071 \times 164,86 + 12,4226 \times 75,54 \\
&+ 0,1039 \times 390,83 + 4,1161 \times 75,79 + 5,2084 \times 75,79 \\
&+ 6,1434 \times 75,79 + 5,1748 \times 75,79 + 0,5173 \times 390,83 \\
&- 8,4105 \times 308,51 - 2,0301 \times 297,27 - 5,67 \times 156,08 \\
&- 10,0787 \times 137,28 - 5,67 \times 137,28 - 3,5522 \times 137,28 \\
&- 3,3071 \times 137,28 - 0,1039 \times 911,12 - 4,1161 \times 29,63 \\
&- 5,2084 \times 29,63 - 6,1434 \times 29,63 - 5,1748 \times 29,63 \\
&- 0,5173 \times 911,12 = -195,27 \text{ kW}
\end{aligned}$$

$$\eta_{I,\text{HBÖSFPa}} = \frac{8077,94}{8364,44 + 1716,6} = 0,8013$$

$$\eta_{II,\text{HBÖSFPa}} = \frac{1790,66}{433,83 + 1716,6} = 0,8327$$

$$\dot{S}_{\text{gen,HBÖSFPa}} = 1,3171 \text{ kJ / kgK}$$

$$\dot{E}_{\text{D,HBÖSFPa}} = 273,15 \times 1,3171 = 359,77 \text{ kW}$$

## B.6. Azot Basınçlandırma ve Genişletme Prosesi

ABGP, komple kontrol hacmi olarak alınırsa prosesin şebekeden çektiği toplam güç ABGP'ndeki cihazların güçlerinin toplamıdır;

$$\dot{W}_{\text{ABGP}} = 3093,08 + 7,5 + 0,75 + 5,5 + 0,55 = 3107,38 \text{ kW}$$

Prosesse giren hatlar: 17, 51, 57, 73a, 75a, 77a, 79a, 131, 133, 135, 137

Prosesten çıkan hatlar: 11, 37, 42, 52, 58, 74a, 76a, 78a, 80a, 132, 134, 136, 138

$$\dot{Q}_{\text{ABGPa}} - (-3107,38) = 7062,38 - 4110,42$$

$$\dot{Q}_{\text{ABGPa}} = -155,42 \text{ kW}$$

$$\eta_{I,\text{ABGPa}} = 0,8732$$

$$\eta_{II,ABGPa} = \frac{4071,07}{1926,12 + 3093,08} = 0,8211$$

$$\dot{S}_{gen,ABGPa} = 4,0595 \text{ kJ / kgK}$$

$$\dot{E}_{D,ABGPa} = 273,15 \times 3,4711 = 948,13 \text{ kW}$$

### **B.7. Distilasyon ve Saflaştırma Prosesi**

Distilasyon ve saflaştırma prosesinde herhangi bir değişiklik yapılmamıştır.

### **B.8. Linde Prosesi**

Linde prosesi komple kontrol hacmi olarak alınırsa prosesin şebekeden çektiği toplam güç  $\dot{W}_{LPa} = 5494,63 \text{ kW}$ 'tır.

Prosesine giren hatlar: 1,86a, 89a, 99, 122, 142

Prosesten çıkan hatlar: 50, 59, 60, 90a, 100, 121, 143

$$\dot{Q}_{LPa} - (-5494,63) = 24230,45 - 20599,28 = -1007,00 \text{ kW}$$

$$\eta_{I,LPa} = \frac{21310,90}{20599,28 + 5494,63} = 0,8167$$

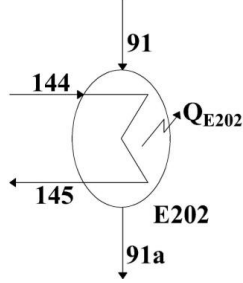
$$\eta_{II,LPa} = \frac{2131,42}{584,73 + 5494,63} = 0,3506$$

$$\dot{S}_{gen,LPa} = 12,3129 \text{ kJ / kgK}$$

$$\dot{E}_{D,LPa} = 273,15 \times 12,3129 = 3363,26 \text{ kW}$$

## EK-C. Trijenerasyon Hesaplamaları

### C.1. Trijenerasyon Hava Kompresör Grubu I. Kademe Giriş Eşanjörü (E202)



$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_{91} = 13,2 \text{ kg/s} \quad T_{91} = 308,15 \text{ K}, P_{91} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_{91a} = 13,2 \text{ kg/s} \quad T_{91a} = 285 \text{ K} \quad P_{91a} = 100 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{144} = 6,8657 \text{ kg/s} \quad T_{144} = 280,15 \text{ K} \quad P_{144} = 290 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıvı su} \quad \dot{m}_{145} = 6,8657 \text{ kg/s} \quad T_{145} = 291,15 \text{ K} \quad P_{145} = 286 \text{ kPa}$$

Çevreden eşanjöre ısı kaybı, kapasitenin %3'ü olarak alınırsa soğutma suyu debisi;

$$\dot{Q}_{E202} = 0,03 \times 13,2 \times (308,51 - 285,2) = 9,23 \text{ kW}$$

$$9,23 = 13,2 \times (285,2 - 308,51) + \dot{m}_{144} \times (75,79 - 29,63)$$

$$\dot{m}_{144} = \dot{m}_{145} = 6,8657 \text{ kg/s}$$

olarak belirlenir.

$$T_{y,E2116} = \frac{308,15 + 285}{2} \cong 296,6 \text{ K}$$

$$\psi_{91} = 308,51 - 273,29 - 273,15 \times (6,8946 - 6,7732) = 2,06 \text{ kJ/kg}$$

$$\psi_{91a} = 285,2 - 273,29 - 273,15 \times (6,8186 - 6,7732) = 0,46 \text{ kJ/kg}$$

$$\psi_{144} = 29,63 - 0,06 - 273,15 \times (0,1037 - (-0,0001)) = 1,22 \text{ kJ/kg}$$

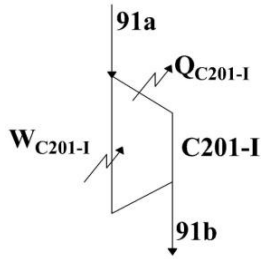
$$\psi_{145} = 75,79 - 0,06 - 273,15 \times (0,2668 - (-0,0001)) = 2,83 \text{ kJ / kg}$$

$$\dot{E}_{kim,91} = \dot{E}_{kim,91a} = 0$$

$$\eta_{II,E202} = \frac{6,8657 \times (2,83 - 1,22)}{13,2 \times (2,06 - 0,46)} = 0,5234$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E202} &= 273,15 \times [13,2 \times (6,8186 - 6,8946) + 6,8657 \times (0,2668 - 0,1037) \\ &\quad - \frac{9,23}{296,6}] = 273,15 \times 0,0369 = 10,07 \text{ kW} \end{aligned}$$

## C.2. Trijenerasyon Hava Kompresör Grubu (Giriş Havaşı Ön Soğutulmuş) I. Kademe (C201-I)



$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_{91a} = 13,2 \text{ kg/s} \quad T_{91a} = 285 \text{ K} \quad P_{91a} = 100 \text{ kPa}$$

$$\text{Sıkıştırma oranı } r = 3,2$$

$$P_{91b} = 100 \times 3 = 320 \text{ kPa}$$

$$\frac{T_{91b}}{T_{91a}} = \left( \frac{P_{91b}}{P_{91a}} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$k = 1,4$$

$$\frac{T_{91b}}{285} = \left( \frac{320}{100} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}}$$

$$T_{91b} = 397,4 \text{ K}$$

Gaz hava  $\dot{m}_{91b} = 13,2 \text{ kg/s}$   $T_{91b} = 397,4 \text{ K}$   $P_{91b} = 320 \text{ kPa}$

Kademeden çevreye ısı kaybı, kademedeki enerji miktarının %3'ü alınmıştır;

$$\dot{Q}_{C201-I} = 0,03 \times 13,2 \times (285,2 - 398,40) = -44,83 \text{ kW}$$

$$-44,83 - \dot{W}_{C201-I} = 13,2 \times (398,40 - 285,2)$$

$$\dot{W}_{C201-I} = -1539,07 \text{ kW}$$

Gaz türbininden hava kompresörünün I. kademesine gelecek güç şöyle bulunur;

$$\dot{W}_{C201-I,el} = \frac{\dot{W}_{C201-I}}{\eta_{kk} \eta_{mek}}$$

Kayış kasnak verimi  $\eta_{kk} = 0,96$  ve mekanik verim  $\eta_{mek} = 0,92$  olarak alınmıştır;

$$\dot{W}_{C201-I,el} = \frac{1539,07}{0,96 \times 0,92} = 1742,60 \text{ kW}$$

Seçilen kompresörün bilinen izentropik verimi  $\eta_{S,C201-I} = 0,86$  'dır.

$$T_{y,C201-I} = \frac{285 + 397,4}{2} \cong 341,2 \text{ K}$$

$$\dot{W}_{tr,C201-I} = 13,2 \times (0,46 - 105,02) + \left(1 - \frac{273,15}{341,2}\right) \times (-44,83) = -1398,09 \text{ kW}$$

$$\dot{E}_{kim,91a} = \dot{E}_{kim,91b} = 0$$

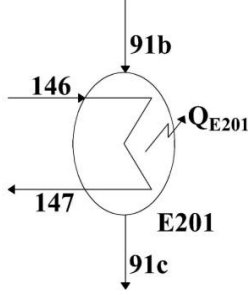
$$\eta_{II,C201-I} = \frac{1398,09}{1539,07} = 0,9084$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,C201-I} &= 273,15 \times \left[ 13,2 \times (6,8492 - 6,8186) - \frac{(-44,83)}{341,2} \right] \\ &= 273,15 \times 0,5353 = 146,22 \text{ kW} \end{aligned}$$

### C.3. Trijenerasyon Hava Kompresör Grubu I. Kademe Çıkış Eşanjörü (E201)

Gaz hava  $\dot{m}_{91b} = 13,2 \text{ kg/s}$   $T_{91b} = 397,4 \text{ K}$   $P_{91b} = 320 \text{ kPa}$

Gaz hava  $\dot{m}_{91c} = 13,2 \text{ kg/s}$   $T_{91c} = 315 \text{ K}$   $P_{91c} = 318 \text{ kPa}$



Sıvı su  $\dot{m}_{146} = 62,11 \text{ kg/s}$   $T_{146} = 305,85 \text{ K}$   $P_{146} = 430 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{147} = 62,11 \text{ kg/s}$   $T_{147} = 310 \text{ K}$   $P_{147} = 290 \text{ kPa}$

Kapasitenin %3'ü kadar ısı kaybı öngörülmüştür;

$$\dot{Q}_{E201} = 0,03 \times 13,2 \times (314,97 - 398,40) = -33,04 \text{ kW}$$

$$-33,04 = 13,2 \times (314,97 - 398,40) + \dot{m}_{146} \times (154,62 - 137,42)$$

$$\dot{m}_{146} = \dot{m}_{147} = 62,11 \text{ kg/s}$$

$$T_{y,E201} = \frac{397,4 + 315}{2} \cong 356,2 \text{ K}$$

$$\dot{E}_{kim,91b} = \dot{E}_{kim,91c} = 0$$

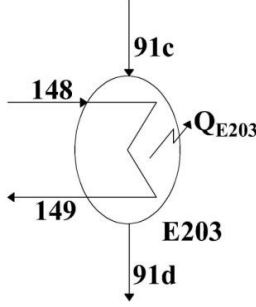
$$\eta_{II,E201} = \frac{62,11 \times (10,09 - 8,54)}{13,2 \times (104,35 - 84,73)} = 0,3717$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E201} &= 273,15 \times [13,2 \times (6,6156 - 6,8492) + 62,11 \times (0,5288 - 0,4715) \\ &\quad - \frac{(-33,04)}{356,2}] = 273,15 \times 0,5681 = 155,19 \text{ kW} \end{aligned}$$

#### C.4. Trijenerasyon Hava Kompresör Grubu II. Kademe Giriş Eşanjörü (E203)

Gaz hava  $\dot{m}_{91c} = 13,2 \text{ kg/s}$   $T_{91c} = 315 \text{ K}$   $P_{91c} = 318 \text{ kPa}$

Gaz hava  $\dot{m}_{91d} = 13,2 \text{ kg/s}$   $T_{91d} = 285 \text{ K}$   $P_{91d} = 316,6 \text{ kPa}$



Sıvı su  $\dot{m}_{148} = 8,9246 \text{ kg/s}$   $T_{148} = 280,15 \text{ K}$   $P_{148} = 290 \text{ kPa}$

Sıvı su  $\dot{m}_{149} = 8,9246 \text{ kg/s}$   $T_{149} = 291,15 \text{ K}$   $P_{149} = 286 \text{ kPa}$

Çevreden eşanjöre ısı kaybı, kapasitenin %3'ü alınmıştır;

$$\dot{Q}_{E203} = 0,03 \times 13,2 \times (314,97 - 284,67) = 12,00 \text{ kW}$$

$$12,00 = 13,2 \times (284,67 - 314,97) + \dot{m}_{148} \times (75,79 - 29,63)$$

$$\dot{m}_{148} = \dot{m}_{149} = 8,9246 \text{ kg/s}$$

$$T_{y,E203} = \frac{315 + 285}{2} \cong 300 \text{ K}$$

$$\dot{E}_{kim,91c} = \dot{E}_{kim,91d} = 0$$

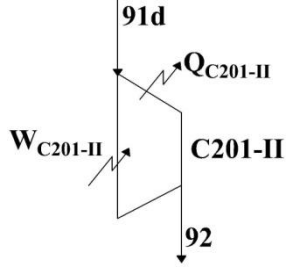
$$\eta_{II,E203} = \frac{8,9246 \times (2,83 - 1,22)}{13,2 \times (84,73 - 81,72)} = 0,3616$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,E203} &= 273,15 \times [13,2 \times (6,5157 - 6,6156) + 8,9246 \times (0,2668 - 0,1037) \\ &\quad - \frac{12,00}{300}] = 273,15 \times 0,0969 = 26,47 \text{ kW} \end{aligned}$$

**C.5. Trijenerasyon Hava Kompresör Grubu (Giriş Havaşı Ön Soğutulmuş) II. Kademe (C201-II)**

Gaz hava  $\dot{m}_{91d} = 13,2 \text{ kg/s}$   $T_{91d} = 285 \text{ K}$   $P_{91d} = 316,6 \text{ kPa}$

Sıkıştırma oranı  $r = 3,2$



$$P_{92} = 316,6 \times 3,2 = 1013,12 \text{ kPa}$$

$$\frac{T_{92}}{T_{91d}} = \left( \frac{P_{92}}{P_{91d}} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$k = 1,4$$

$$\frac{T_{92}}{285} = \left( \frac{1013,12}{316,6} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}}$$

$$T_{92} = 397,4 \text{ K}$$

Gaz hava  $\dot{m}_{92} = 13,2 \text{ kg/s}$   $T_{92} = 397,4 \text{ K}$   $P_{92} = 1013,12 \text{ kPa}$

Kademeden çevreye ısı kaybı, kademedeki enerji miktarının %3'ü alınmıştır;

$$\dot{Q}_{C201-II} = 0,03 \times 13,2 \times (284,67 - 397,61) = -44,72 \text{ kW}$$

$$-44,72 - \dot{W}_{C201-II} = 13,2 \times (397,61 - 284,67)$$

$$\dot{W}_{C201-II} = -1535,53 \text{ kW}$$

Gaz türbininden hava kompresörünün II. kademesine gelecek güç şöyle hesaplanır;



$$\dot{W}_{C201-II,el} = \frac{\dot{W}_{C201-II}}{\eta_{kk} \eta_{mek}}$$

Kayış kasnak verimi  $\eta_{kk} = 0,96$  ve mekanik verim  $\eta_{mek} = 0,92$  olarak alınmıştır;

$$\dot{W}_{C201-II,el} = \frac{1535,53}{0,96 \times 0,92} = 1738,60 \text{ kW}$$

Seçilen kompresörün bilinen izentropik verimi  $\eta_{S,C201-II} = 0,86$  'dır.

$$T_{y,C201-II} = \frac{285 + 397,4}{2} \cong 341,2 \text{ K}$$

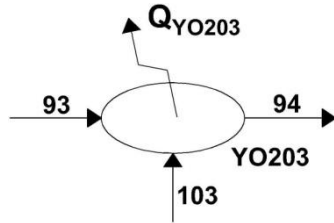
$$\dot{E}_{kim,91d} = \dot{E}_{kim,92} = 0$$

$$\dot{W}_{tr,C201-II} = 13,2 \times (81,72 - 188,79) + \left(1 - \frac{273,15}{341,2}\right) \times (-44,72) = -1422,05 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,C01-II} = \frac{1422,05}{1535,53} = 0,9261$$

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,C201-II} &= 273,15 \times \left[ 13,2 \times (6,5181 - 6,5157) - \frac{(-44,72)}{341,2} \right] \\ &= 273,15 \times 0,4457 = 121,73 \text{ kW} \end{aligned}$$

### C.6. Yanma Odası (YO203)



Gaz hava  $\dot{m}_{93} = 13,2 \text{ kg/s}$   $T_{93} = 582,7 \text{ K}$   $P_{93} = 962,35 \text{ kPa}$

Yakıt (doğalgaz)  $\dot{m}_{103} = 13,2 \text{ kg/s}$   $T_{103} = 308,15 \text{ K}$   $P_{103} = 1200 \text{ kPa}$

Giren yakıt miktarı  $\dot{m}_{103} = 0,2372 \text{ kg/s}$

Yakıt hava oranı şöyle hesaplanır;

$$\lambda = \frac{\dot{m}_{103}}{\dot{m}_{91}} = \frac{0,2372}{13,2} = 0,01797$$

Yakıtın üst ısıl değeri  $\dot{U}ID = 55494,8 \text{ kJ/kg}$

Yakıtla yanma odasına beslenen ısı miktarı;

$$\dot{Q}_{\text{bes, YO203}} = \dot{m}_{103} \times \dot{U}ID = 0,2372 \times 55494,8 = 13163,37 \text{ kW}$$

şeklinde belirlenir. Yanma odasından çevreye geçen ısı miktarı yanma odasına beslenen yakıt miktarının %2'si olarak alınmıştır;

$$\dot{Q}_{\text{YO203}} = -0,02 \times \dot{Q}_{\text{bes, YO203}} = -0,02 \times 13163,37 = -263,27 \text{ kW}$$

Yanma odası enerji dengesi şu şekildedir;

$$\dot{Q}_{\text{bes, YO203}} + \dot{m}_{93} h_{93} = \dot{m}_{94} h_{94} + \dot{Q}_{\text{YO203}}$$

$$13163,37 + (13,2 \times 589,25) = (13,4372 \times h_{94}) - 263,27$$

$$h_{94} = 1798,89 \text{ kJ / kg}$$

$$P_{94} = 914,25 \text{ kPa} \quad \text{için,}$$

$$T_{94} = 1518,7 \text{ K}$$

$$s_{94} = 8,2802 \text{ kJ/kgK}$$

$$n_{103} = \frac{\dot{m}_{103}}{M_{103}} = \frac{0,2372}{16,043} = 0,014785 \text{ kmol / s}$$

$$\dot{E}_{\text{fiz,103}} = 0,014785 \times 8,314 \times 273,15 \times \ln 1,84 = 86,63 \text{ kW}$$

$$\dot{E}_{\text{kim,103}} = 0,014785 \times 824348 = 12187,99 \text{ kW}$$

$$\dot{E}_{103} = 86,63 + 12187,99 = 12274,62 \text{ kW}$$

$$\dot{E}_{kim,93} = 0$$

$$\bar{e}_{94} = 111,1228 \text{ kJ / kmol}$$

$$\dot{E}_{94} = \dot{E}_{fiz,94} + \dot{E}_{kim,94}$$

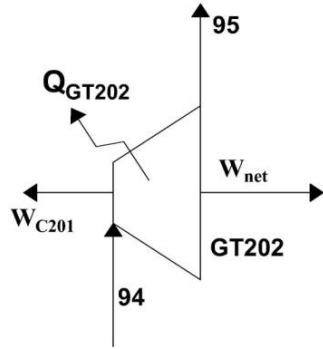
$$\bar{e}_{94} + \psi_{94} = \frac{111,1228}{28,2568} + 941,95 = 945,89 \text{ kJ / kg}$$

$$\eta_{II,YO203} = \frac{13,4372 \times 945,89}{13,2 \times 281,43 + 12274,62} = 0,7949$$

$$\dot{S}_{gen,YO203} = 13,4372 \times 8,2131 - 13,2 \times 6,8996 - 0,2372 \times 7,9746 = 11,5490 \text{ kJ / kgK}$$

$$\dot{E}_{D,YO203} = 273,15 \times 11,5490 = 3154,6 \text{ kW}$$

### C.7. Gaz Türbini (GT202)



$$\text{Egzoz gazı} \quad \dot{m}_{94} = 13,4372 \text{ kg/s} \quad T_{94} = 1518,7 \text{ K} \quad P_{94} = 914,25 \text{ kPa}$$

$$\text{Egzoz gazı} \quad \dot{m}_{95} = 13,4372 \text{ kg/s} \quad T_{95} = 1004 \text{ K} \quad P_{95} = 109,9 \text{ kPa}$$

Gaz türbininin izentropik verimi  $\eta_{I_{C201}} = 0,86$ , türbinden kompresöre güç iletiminde şaft verimi  $\eta_{\text{şaft}} = 0,96$  ve mekanik verim  $\eta_{\text{mek}} = 0,92$  olarak alınmıştır;

$$\dot{W}_{GT202} = -13,4372 \times (901,10 - 1798,89) \times 0,86 \times 0,98 \times 0,96 \times 0,92 = 8979,80 \text{ kW}$$

Üretilen net elektrik gücü, C201 kompresörü iki kademesine iletilen güçler çıkarılarak bulunur;

$$\dot{W}_{C201-I} = 1742,60 \text{ kW}$$

$$\dot{W}_{C201-II} = 1738,60 \text{ kW}$$

$$\dot{W}_{\text{net}} = 8979,80 - 1742,60 - 1738,60 = 5518,80 \text{ kW}$$

$$\dot{Q}_{GT202} - 8979,80 = 13,4372 \times (1107,22 - 1798,89) = -314,31 \text{ kW}$$

$$T_{y,GT202} = \frac{1518,7 + 880}{2} \cong 1199,35 \text{ K}$$

$$\bar{e}_{94} + \psi_{94} = 1136,22 \text{ kJ / kg}$$

$$\bar{e}_{95} = 111,1228 \text{ kJ / kmol}$$

$$\dot{E}_{95} = \dot{E}_{fiz,95} + \dot{E}_{kim,95}$$

$$\bar{e}_{95} + \psi_{95} = \frac{111,1228}{28,2568} + 438,27 = 442,21 \text{ kJ / kg}$$

$$\dot{W}_{tr,GT202} = 13,4372 \times (941,95 - 229,65) + \left(1 - \frac{273,15}{1199,35}\right) \times (-314,31) = 9886,38 \text{ kW}$$

$$\eta_{II,GT202} = \frac{8979,80}{9886,38} = 0,9083$$

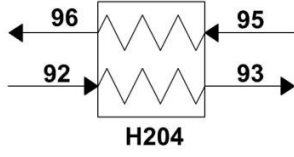
$$\dot{S}_{gen,GT202} = 13,4372 \times (8,3158 - 8,2131) - \frac{-314,31}{1199,35} = 1,6422 \text{ kJ / kgK}$$

$$\dot{E}_{D,GT202} = 273,15 \times 1,6422 = 448,56 \text{ kW}$$

### C.8. Hava Ön Isıtıcısı (H204)

$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_{92} = 13,2 \text{ kg/s} \quad T_{92} = 397,4 \text{ K} \quad P_{92} = 1013,12 \text{ kPa}$$

Gaz hava  $\dot{m}_{93} = 13,2 \text{ kg/s}$   $T_{93} = 582,7 \text{ K}$   $P_{93} = 962,35 \text{ kPa}$



Egzoz gazı  $\dot{m}_{95} = 13,4372 \text{ kg/s}$   $T_{95} = 880 \text{ K}$   $P_{95} = 109,9 \text{ kPa}$

Egzoz gazı  $\dot{m}_{96} = 13,4372 \text{ kg/s}$   $P_{96} = 106,6 \text{ kPa}$

Isı değiştirici etkinliği  $\varepsilon = 0,96$  olarak alınmıştır;

$$\frac{13,2(589,25 - 397,61)}{13,4372(1107,22 - h_{96})} = 0,96$$

$$h_{96} = 911,12 \text{ kJ / kg}$$

$$T_{96} = 687 \text{ K}$$

$$\dot{Q}_{H204} = 13,4372 \times (911,12 - 1107,22) + 13,2 \times (589,25 - 397,61) = -105,39 \text{ kW}$$

$$T_{y,H204} = \frac{880 + 687}{2} \cong 783,5 \text{ K}$$

$$\bar{e}_{96} + \psi_{96} = \frac{111,1228}{28,2568} + 300,98 = 304,91 \text{ kJ / kg}$$

$$\eta_{II,H204} = \frac{13,2 \times 281,43 + 13,4372 \times 304,91}{13,2 \times 202,41 + 13,4372 \times 442,21} = 0,8469$$

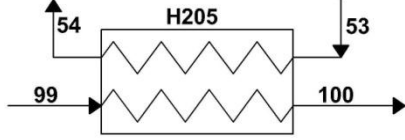
$$\begin{aligned} \dot{S}_{gen,H204} &= 13,4372 \times (8,0064 - 8,2217) + 13,2 \times (6,8996 - 6,4873) - \frac{-105,39}{783,5} \\ &= 1,3554 \text{ kJ / kgK} \end{aligned}$$

$$\dot{E}_{D,H204} = 273,15 \times 1,3554 = 370,22 \text{ kW}$$

### C.9. H205 Rejenere Azotu Isıtıcısı

Gaz ( $N_2 + O_2 + Ar$ ) Karışımı,  $\dot{m}_{53} = 0,1794 \text{ kg/s}$ ,  $T_{53} = 291,35 \text{ K}$ ,  $P_{53} = 130 \text{ kPa}$

Gaz ( $N_2 + O_2 + Ar$ ) Karışımı,  $\dot{m}_{54} = 0,1794 \text{ kg/s}$ ,  $T_{54} = 582 \text{ K}$ ,  $P_{54} = 125 \text{ kPa}$



Egzoz gazı  $T_{99} = 687 \text{ K}$   $P_{99} = 106,6 \text{ kPa}$

Egzoz gazı  $T_{100} = 393,15 \text{ K}$   $P_{100} = 101,325 \text{ kPa}$

Isı değıştirici etkinliği  $\varepsilon = 0,96$  olarak alınmıştır;

$$\frac{0,1794(586,46 - 297,27)}{\dot{m}_{99}(911,12 - 390,83)} = 0,96$$

$$\dot{m}_{99} = 0,1039 \text{ kg / s}$$

Rejenere azotu ısıtıcısına beslenen ısı şu şekilde hesaplanır;

$$\dot{Q}_{\text{bes,H205}} = 0,1039 \times (911,12 - 390,83) = 54,06 \text{ kW}$$

$$\dot{Q}_{\text{H205}} = 0,1794 \times (586,46 - 297,27) + 0,1039 \times (390,83 - 911,12) = -2,18 \text{ kW}$$

$$T_{y,E2618} = \frac{687 + 393,15}{2} \cong 540,1 \text{ K}$$

$$\bar{e}_{99} + \psi_{99} = \frac{111,1228}{28,2568} + 300,98 = 304,91 \text{ kJ / kg}$$

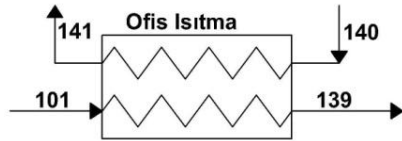
$$\bar{e}_{100} + \psi_{100} = \frac{111,1228}{28,2568} + 24,24 = 28,19 \text{ kJ / kg}$$

$$\eta_{II,H205} = \frac{0,1794 \times 116,44 + 0,1039 \times 28,19}{0,1794 \times 16,71 + 0,1039 \times 304,91} = 0,6868$$

$$\begin{aligned}\dot{S}_{\text{gen,H205}} &= 0,1794 \times (7,3663 - 6,6727) + 0,1039 \times (7,1332 - 8,0064) - \frac{-2,18}{540,1} \\ &= 0,0377 \text{ kJ / kgK}\end{aligned}$$

$$\dot{E}_{\text{D,H205}} = 273,15 \times 0,0377 = 10,31 \text{ kW}$$

### C.10. Ofis Isıtma



$$\text{Egzoz gazı} \quad T_{101} = 687 \text{ K} \quad P_{101} = 106,6 \text{ kPa}$$

$$\text{Egzoz gazı} \quad T_{139} = 393,15 \text{ K} \quad P_{139} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\text{Doymuş Su} \quad \dot{m}_{140} = 0,2 \text{ kg/s} \quad T_{140} = 343,15 \text{ K} \quad P_{140} = 150 \text{ kPa}$$

$$\text{Doymuş Buhar} \quad \dot{m}_{141} = 0,2 \text{ kg/s} \quad T_{141} = 363,15 \text{ K} \quad P_{141} = 120 \text{ kPa}$$

Isı değıştirici etkinliği  $\varepsilon = 0,96$  olarak alınmıştır;

$$\frac{0,2 \times (1279,79 - 293,18)}{\dot{m}_{101} \times (911,12 - 390,83)} = 0,96$$

$$\dot{m}_{101} = 0,3951 \text{ kg / s}$$

Ofis ısıtma için beslenen ısı şöyle belirlenir;

$$\dot{Q}_{\text{bes,ofis}} = 0,3951 \times (911,12 - 390,83) = 205,56 \text{ kW}$$

$$\dot{Q}_{\text{ofis}} = 0,3951 \times (390,83 - 911,12) + 0,2 \times (1279,79 - 293,18) = -8,24 \text{ kW}$$

$$T_{\text{y,ofis}} = \frac{687 + 393,15}{2} \cong 540,1 \text{ K}$$

$$\bar{e}_{101} + \psi_{101} = \frac{111,1228}{28,2568} + 300,98 = 304,91 \text{ kJ / kg}$$

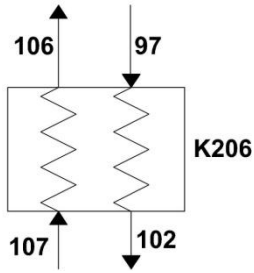
$$\bar{e}_{139} + \psi_{139} = \frac{111,1228}{28,2568} + 24,24 = 28,19 \text{ kJ / kg}$$

$$\eta_{II,ofis} = \frac{0,3951 \times 28,19 + 0,2 \times 292,84}{0,3951 \times 304,91 + 0,2 \times 118,66} = 0,4834$$

$$\begin{aligned} \dot{S}_{gen,ofis} &= 0,3951 \times (7,1332 - 8,0064) + 0,2 \times (3,6129 - 0,6385) - \frac{-8,24}{540,1} \\ &= 0,2651 \text{ kJ / kgK} \end{aligned}$$

$$\dot{E}_{D,ofis} = 273,15 \times 0,2651 = 72,42 \text{ kW}$$

### C.11. K206 Atık Isı Kazanı



$$\text{Egzoz gazı, } \dot{m}_{97} = 12,4209 \text{ kg/s} \quad T_{97} = 687 \text{ K} \quad P_{97} = 106,6 \text{ kPa}$$

$$\text{Egzoz gazı, } \dot{m}_{102} = 12,4209 \text{ kg/s} \quad T_{102} = 393,15 \text{ K} \quad P_{102} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\text{Doymuş Buhar} \quad T_{106} = 373,15 \text{ K} \quad P_{106} = 145 \text{ kPa}$$

$$\text{Doymuş Su} \quad T_{107} = 373,15 \text{ K} \quad P_{107} = 150 \text{ kPa}$$

$$\dot{m}_{97} = \dot{m}_{96} - \dot{m}_{98}$$

$$\dot{m}_{98} = \dot{m}_{99} + \dot{m}_{101} + \dot{m}_{142}$$

$$\dot{m}_{97} = \dot{m}_{96} - \dot{m}_{99} - \dot{m}_{101} - \dot{m}_{142}$$

$$\dot{m}_{97} = 13,4372 - 0,1039 - 0,3951 - 0,5173 = 12,4209$$

Isı değıştirici etkinliği  $\varepsilon = 0,96$  olarak alınmıştır;



$$\frac{\dot{m}_{106} \times (2675,57 - 419,16)}{12,4209 \times (911,12 - 390,83)} = 0,96$$

$$\dot{m}_{106} = 2,7495 \text{ kg / s}$$

Atık ısı kazanına beslenen ısı aşağıdaki şekilde belirlenir;

$$\dot{Q}_{\text{bes,K206}} = 12,4209 \times (911,12 - 390,83) = 6462,47 \text{ kW}$$

$$\dot{Q}_{\text{K206}} = 12,4209 \times (390,83 - 911,12) + 2,7495 \times (2675,57 - 419,16) = -258,47 \text{ kW}$$

$$T_{y,\text{K206}} = \frac{687 + 393,15}{2} \cong 540,1 \text{ K}$$

$$\bar{e}_{97} + \psi_{97} = \frac{111,1228}{28,2568} + 300,98 = 304,91 \text{ kJ / kg}$$

$$\bar{e}_{102} + \psi_{102} = \frac{111,1228}{28,2568} + 24,24 = 28,19 \text{ kJ / kg}$$

$$\eta_{\text{II,K206}} = \frac{12,4209 \times 28,19 + 2,7495 \times 666,71}{12,4209 \times 304,91 + 2,7495 \times 62,01} = 0,6689$$

$$\begin{aligned} \dot{S}_{\text{gen,K206}} &= 12,4209 \times (7,1332 - 8,0064) + 2,7495 \times (7,3541 - 1,3072) - \frac{-258,47}{540,1} \\ &= 7,8342 \text{ kJ / kgK} \end{aligned}$$

$$\dot{E}_{\text{D,K206}} = 273,15 \times 7,8342 = 2139,9 \text{ kW}$$

### C.12. Kojenerasyon Prosesi

$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_8 = 8,4105 \text{ kg/s} \quad T_8 = 355,35 \text{ K} \quad P_8 = 648,5 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz hava} \quad \dot{m}_{8a} = 8,4105 \text{ kg/s} \quad T_{8a} = 325,1 \text{ K} \quad P_{8a} = 648,5 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{53} = 0,1794 \text{ kg/s} \quad T_{53} = 291,35 \text{ K} \quad P_{53} = 130 \text{ kPa}$$

$$\text{Gaz azot} \quad \dot{m}_{54} = 0,1794 \text{ kg/s} \quad T_{54} = 582 \text{ K} \quad P_{54} = 125 \text{ kPa}$$

Gaz hava	$\dot{m}_{91} = 13,2 \text{ kg/s}$	$T_{91} = 308,15 \text{ K}$	$P_{91} = 101,325 \text{ kPa}$
Egzoz gazı	$\dot{m}_{100} = 0,1039 \text{ kg/s}$	$T_{100} = 393,15 \text{ K}$	$P_{100} = 101,325 \text{ kPa}$
Egzoz gazı	$\dot{m}_{101} = 0,3951 \text{ kg/s}$	$T_{101} = 687 \text{ K}$	$P_{101} = 106,6 \text{ kPa}$
Egzoz gazı	$\dot{m}_{102} = 12,4209 \text{ kg/s}$	$T_{102} = 393,15 \text{ K}$	$P_{102} = 101,325 \text{ kPa}$
Yakıt (doğalgaz)	$\dot{m}_{103} = 0,2372 \text{ kg/s}$	$T_{103} = 308,15 \text{ K}$	$P_{103} = 1200 \text{ kPa}$
Doymuş Buhar	$\dot{m}_{106} = 2,7495 \text{ kg/s}$	$T_{106} = 373,15 \text{ K}$	$P_{106} = 145 \text{ kPa}$
Doymuş Su	$\dot{m}_{107} = 2,7495 \text{ kg/s}$	$T_{107} = 373,15 \text{ K}$	$P_{107} = 150 \text{ kPa}$
Egzoz gazı	$\dot{m}_{139} = 0,3951 \text{ kg/s}$	$T_{139} = 393,15 \text{ K}$	$P_{139} = 101,325 \text{ kPa}$
Ofis Isıtma dönüş suyu,	$\dot{m}_{140} = 0,2 \text{ kg/s}$	$T_{140} = 343,15 \text{ K}$	$P_{140} = 150 \text{ kPa}$
Ofis Isıtma gidiş suyu,	$\dot{m}_{141} = 0,2 \text{ kg/s}$	$T_{141} = 363,15 \text{ K}$	$P_{141} = 145 \text{ kPa}$
Egzoz gazı	$\dot{m}_{143} = 0,5173 \text{ kg/s}$	$T_{143} = 393,15 \text{ K}$	$P_{143} = 101,325 \text{ kPa}$
Absorb. Soğut. Giriş	$\dot{m}_{144} = 6,8657 \text{ kg/s}$	$T_{144} = 280,15 \text{ K}$	$P_{144} = 290 \text{ kPa}$
Absorb. Soğut. Çıkış	$\dot{m}_{145} = 6,8657 \text{ kg/s}$	$T_{145} = 291,15 \text{ K}$	$P_{145} = 286 \text{ kPa}$
Soğ. Kule suyu giriş	$\dot{m}_{146} = 62,11 \text{ kg/s}$	$T_{146} = 305,85 \text{ K}$	$P_{146} = 430 \text{ kPa}$
Soğ. Kule suyu çıkış	$\dot{m}_{147} = 62,11 \text{ kg/s}$	$T_{147} = 310 \text{ K}$	$P_{147} = 290 \text{ kPa}$
Absorb. Soğut. Giriş	$\dot{m}_{148} = 8,9246 \text{ kg/s}$	$T_{148} = 280,15 \text{ K}$	$P_{144} = 290 \text{ kPa}$
Absorb. Soğut. Çıkış	$\dot{m}_{149} = 8,9246 \text{ kg/s}$	$T_{149} = 291,15 \text{ K}$	$P_{145} = 286 \text{ kPa}$

$$\eta_{I,KP} = \frac{5518,80 + 6462,47 + 54,06 + 205,56 + 269,15}{13163,37} = 0,7363$$

$$\dot{Q}_{KP} = 5518,80 + 6462,47 + 54,06 + 205,56 + 269,15 - 13163,37 = -1164,0 \text{ kW}$$

$$T_{y,KP} = 363,85 \text{ K}$$

$$\eta_{II,KP} = 0,4869$$

$$\begin{aligned}\dot{S}_{gen,KP} &= 8,4105(6,5173 - 6,4263) + 0,1794(7,3663 - 6,6727) \\ &+ 2,7495(7,3541 - 1,3072) + 0,2(3,6129 - 0,6385) \\ &+ 6,8657(0,2668 - 0,1037) + 62,11(0,5288 - 0,4715) \\ &+ 8,9246(0,2668 - 0,1037) + 0,5173 \times 7,1332 + 0,1039 \times 7,1332 \\ &+ 0,3951 \times 7,1332 + 12,4209 \times 7,1332 - 13,2 \times 6,8946 \\ &- 0,2372 \times 70,1536 - \frac{-653,33}{363,85} = 24,6801 \text{ kJ / kgK}\end{aligned}$$

$$\dot{E}_{D,KP} = 273,15 \times 15,7060 = 6741,36 \text{ kW}$$

#### EK-D. Absorbsiyonlu Soğutma Hesaplamaları

Absorbsiyonlu soğutma için soğutma etkinlik katsayısı  $COP=0,777$  olarak alınmıştır;

$$COP = \frac{Q_B}{Q_K} = 0,777$$

Yazın ofis soğutmayla birlikte absorbsiyonlu soğutma kapasitesi  $Q_B = 4273 \text{ kW}$  olarak belirlenmiştir;

$$Q_B = \dot{m}_{121} (h_{122} - h_{121})$$

$$4273 = \dot{m}_{121} (75,63 - 29,77)$$

$$\dot{m}_{121} = \dot{m}_{122} = 93,18 \text{ kg / s}$$

$$Q_B = \dot{m}_{110} (h_{111} - h_{110})$$

$$4273 = \dot{m}_{110} (2510,6 - 105,66)$$

$$\dot{m}_{110} = 1,7768 \text{ kg / s}$$

$$\dot{m}_{108} = \dot{m}_{109} = \dot{m}_{110} = \dot{m}_{111} = 1,7768 \text{ kg / s}$$

Absorber kapasitesi için aşağıdaki eşitlik yazılır;

$$Q_A = \dot{m}_{112} h_{112} - \dot{m}_{117} h_{117} - \dot{m}_{111} h_{111}$$

$$\dot{m}_{112} = \dot{m}_{111} + \dot{m}_{117}$$

$$\frac{\dot{m}_{117}}{\dot{m}_{111}} = \frac{X_{112}}{X_{117} - X_{112}}$$

$$\frac{\dot{m}_{117}}{1,7768} = \frac{0,58}{0,64 - 0,58}$$

$$\dot{m}_{117} = 17,1757 \text{ kg / s}$$

$$\dot{m}_{112} = 1,7768 + 17,1757 = 18,9525 \text{ kg / s}$$

$$\dot{m}_{115} = \dot{m}_{116} = \dot{m}_{117} = 17,1757 \text{ kg / s}$$

$$\dot{m}_{112} = \dot{m}_{113} = \dot{m}_{114} = 18,9525 \text{ kg / s}$$

$$Q_A = 18,9525 \times 105,66 - 17,1757 \times 161,68 - 1,7768 \times 2510,6 = -5235,28 \text{ kW}$$

$$Q_A = \dot{m}_{118} (h_{119} - h_{118})$$

$$5235,28 = \dot{m}_{118} (154,62 - 137,42)$$

$$\dot{m}_{118} = \dot{m}_{119} = 304,38 \text{ kg / s}$$

Kaynatici kapasitesi şöyle hesaplanır;

$$Q_K = \frac{4273}{0,777} = 5499,36 \text{ kW}$$

$$Q_K = \dot{m}_{108} h_{108} + \dot{m}_{115} h_{115} - \dot{m}_{114} h_{114}$$

$$6104 = 1,7768 \times 2687,5 + 17,1757 \times 245,9 - 18,9525 \times h_{114}$$

$$h_{114} = 152,66 \text{ kJ / kg}$$

$$T_{114} = 317,4 \text{ K}$$

$$Q_K = \dot{m}_{106} (h_{106} - h_{107})$$

$$6104 = \dot{m}_{106} (2675,57 - 419,16)$$

$$\dot{m}_{106} = \dot{m}_{107} = 2,7495 \text{ kg / s}$$

Yoğuşturucu kapasitesi için aşağıdaki denklemle hesaplama yapılır;

$$Q_Y = \dot{m}_{108} (h_{109} - h_{108})$$

$$Q_y = 1,7768x(191,83 - 2687,5)$$

$$Q_y = -4434,31 \text{ kW}$$

$$Q_y = \dot{m}_{119} (h_{120} - h_{119})$$

$$4434,31 = 304,38(h_{120} - 154,62)$$

$$h_{120} = 169,29 \text{ kJ / kg}$$

$$T_{120} = 313,55 \text{ K}$$

$$EXCOP = \frac{\dot{E}_{111} - \dot{E}_{110}}{\dot{E}_{106} - \dot{E}_{107}}$$

$$\begin{aligned} \Psi_{106} &= (h_{106} - h_0) - T_0 (s_{106} - s_0) \\ &= 2675,57 - 0,06 - 273,15(8,6872 - (-0,0001)) \\ &= 302,64 \text{ kJ / kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Psi_{107} &= (h_{107} - h_0) - T_0 (s_{107} - s_0) \\ &= 419,16 - 0,06 - 273,15(1,3072 - (-0,0001)) \\ &= 62,01 \text{ kJ / kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Psi_{110} &= (h_{110} - h_0) - T_0 (s_{110} - s_0) \\ &= 191,83 - 0,06 - 273,15(0,6903 - (-0,0001)) \\ &= 3,19 \text{ kJ / kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Psi_{111} &= (h_{111} - h_0) - T_0 (s_{111} - s_0) \\ &= 2510,6 - 0,06 - 273,15(8,9567 - (-0,0001)) \\ &= 64,0 \text{ kJ / kg} \end{aligned}$$

$$EXCOP = \frac{1,7768x(64,0 - 3,19)}{2,7495x(302,64 - 62,01)} = 0,1633$$

## **ÖZGEÇMİŞ**

1977 yılında Kocaeli’de doğdu. İlk, orta ve lise öğrenimini Kocaeli’de tamamladı.1996 yılında girdiği Kocaeli Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Makine Mühendisliği Bölümü’nden 2000 yılında MakineMühendisi olarak mezun oldu. 2000 yılından itibaren Kocaeli’de özel sektörde çeşitli alanlarda çalıştı. 2012 yılından bu yana Önder Mühendislik San. Tic. A.Ş.’de Mekanik Atölye Şefi olarak görev yapmaktadır. Aynı zamanda halen Kocaeli Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü’nde yüksek lisans eğitimine devam etmektedir.