



MUSTAFA KEMAL ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ
MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

OKSİJEN TESİSLERİNDE HAVA DEBİSİ, BASINÇ VE SICAKLIK
DEĞİŞİMLERİNİN İNCELENMESİ

ORHAN BURAK SAYĞAN

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Antakya/HATAY

NİSAN-2010

MUSTAFA KEMAL ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

OKSİJEN TESİSLERİNDE HAVA DEBİSİ, BASINÇ VE SICAKLIK
DEĞİŞİMLERİNİN İNCELENMESİ

ORHAN BURAK SAYĞAN
YÜKSEK LİSANS TEZİ

MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

Prof.Dr. Ali KOÇ danışmanlığında hazırlanan bu tez 26 / 04 / 2010 tarihinde aşağıdaki jüri üyeleri tarafından oybirliği ile kabul edilmiştir.

Prof.Dr.Ali KOÇ
Başkan

Yrd.Doç.Dr.Cuma KARAKUŞ
Üye

Yrd.Doç.Dr.Emin ÜNAL
Üye

Bu tez Enstitümüz Makina Mühendisliği Anabilim Dalında hazırlanmıştır.

Kod No:

Doç.Dr.Erdal YILMAZ
Enstitü Müdür V.

Not: Bu tezde kullanılan özgün ve başka kaynaktan yapılan bildirişlerin, çizelge, şekil ve fotoğrafların kaynak gösterilmeden kullanımı, 5846 sayılı Fikir ve Sanat Eserleri Kanunundaki hükümlere tabidir.

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
ÖZET.....	V
ABSTRACT.....	VI
SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ.....	VII
ÇİZELGELER DİZİNİ.....	X
ŞEKİLLER DİZİNİ.....	XI
1. GİRİŞ.....	1
2. ÖNCEKİ ÇALIŞMALAR.....	3
3. MATERYAL VE YÖNTEM.....	5
3.1. Materyal.....	5
3.1.1. Havanın Filtrasyonu ve Sıkıştırılması.....	5
3.1.2. Havanın Ön Soğutulması.....	5
3.1.3. Havanın Temizlenmesi ve Saflaştırılması.....	5
3.1.4. Havanı Soğutulması/Gaz Ürünlerin, Akışkanların Eşanjörde Isıtılması...5	
3.1.5. Havanın Damıtılması.....	6
3.2. Yöntem.....	7
3.3. Düşük Olmayan Sıcaklıkta Hava Ayrıştırma	8
3.3.1. Basınç Püskürtmeli Adsorpsiyon	8
3.3.2. Vakum Rejenerasyonlu Basınç Süpürmeli Adsorpsiyon.....	9
3.3.3. Azot Membran Sistemi.....	10
3.4. Düşük Sıcaklıkta Hava Ayrıştırma	10
3.4.1. Havanın Sıvılaştırılması Prosesi (Dr.Car1 Von Linde Prensibi)	11
3.5. Hava Ayrıştırma Sistem Ekipmanları ve Temel Prosesler.....	13
3.5.1. Havanın Filtrasyonu ve Sıkıştırılması (Basınçlandırılması).....	14
3.5.2. Kompresörler ve Havanın Basınçlandırılması.....	18
3.5.3. Hacimsel Kompresör.....	19
3.5.4. Dinamik Kompresör.....	21
3.5.5. Turbo Hava Kompresörü.....	23

3.6. Havanın Ön Soğutulması ve Evaporatif Soğutucu.....	40
3.6.1.Evaporatif Soğutucu Enerji Dengesi.....	43
3.7. Soğutma Suyu Sistemi.....	45
3.7.1. Askıda Maddeler.....	45
3.7.2. Sertlik.....	46
3.7.3. Alkalinite.....	47
3.7.4. PH.....	47
3.7.5. İletkenlik (Kondüktivite).....	48
3.7.6. Soğutma Kulesi Tek Geçişli Soğutma Sistemleri.....	48
3.7.7. Soğutma Kulesi Kapalı Devre Soğutma Sistemleri.....	49
3.7.8. Soğutma Kulesi Yarı Açık Soğutma Sistemleri.....	51
3.7.9. Kışır.....	55
3.7.10. Korozyon.....	57
3.7.11. Birikinti.....	59
3.7.12. Mikro Organizmaların Üreme Nedenleri.....	61
3.7.13. Mikro Organizmaların Çeşitleri.....	62
3.7.14. Biofilm Enerji Maliyeti.....	63
3.8. Havanın Temizlenmesi ve Saflaştırılması.....	63
3.8.1. Havanın Kurutulması ve Karbondioksitin Uzaklaştırılması.....	64
3.8.2. Moleküler Elek.....	64
3.8.3. Hidrokarbon Riski.....	65
3.8.4. Karbondioksit Kaçağında Oluşacak Riskler.....	66
3.8.5. Moleküler Elek Tanklarının (Batarya) Çalışma Prensibi.....	66
3.8.6. Moleküler Elek'in Diğer Kurutucularla Kombinasyonu.....	67
3.8.7. Rejenarasyon.....	73
3.8.8. Moleküler Elek Kimyasallarının Yerleşim Dizaynı.....	75
3.9. Eşanjörler.....	76
3.9.1. Eşanjörlerin Çalışma Teorisi.....	76
3.9.2. Eşanjör Teknolojileri ve Isı Transferi.....	78
3.9.3. Ana Isı Eşanjöründeki Akış Dengelemesi.....	83
3.10. Genleşme Türbini.....	87
3.10.1. Buster-Türbin Çalışma Prensibi.....	87

3.10.2. Labirentler, Boşluk Basıncı ve Sızdırmazlık Gazı.....	88
3.10.3. Genleşme Türbin Verimi.....	90
3.11. Kaynatıcılar (Buharlaştırıcılar).....	93
3.11.1. Ana Kaynatıcı.....	93
3.11.2. Ölü Son Kaynaması.....	99
3.11.3. Kirleticilerin Dekonsantrasyonu.....	100
3.11.4. Karbondioksitin Uzaklaştırılmasının Önemi.....	100
3.11.5. Tıkanma.....	101
3.11.6. Dizayn Hesaplamaları- Minimum Sıvı Akışı.....	102
3.11.7. Dizayn Karakteristikleri.....	103
3.11.8. BAHX.....	103
3.12. Havanın Distilasyonu.....	108
3.12.1. Distilasyon Kolon Çeşitleri (Dolgu Malzemesine Göre).....	108
3.12.2. Kolon Dolgu Çeşitleri.....	114
3.12.3. İkili Kolon.....	120
3.12.4. Buharlaştırıcı-kondenser Çalışma Prensibi.....	124
3.13.5. Kirlili Azot.....	126
3.13.6. Alçak Basınç Kolonundaki Oksijen Safiyeti.....	126
3.13.7. ABK ve YBK'nun Materyal Dengesi.....	127
3.13.8. Argon Üretimi.....	137
3.13. Mevcut Hava Ayrıştırma Tesisi Dizayn.....	151
3.13.1. Azot Genleşmeli Çevrim.....	151
3.13.2. Hava Genleşmeli Çevrim.....	152
3.13.3. İçten Basınçlandırılmalı Tesisler.....	153
3.14. İsdemir 7. Hava Ayrıştırma Tesisi Basınç, Debi ve SeviyeKontrolleri.....	157
3.14.1. Kompresör Hava Basıncı.....	157
3.14.2. Gaz Hava Akış Debisi.....	158
3.14.3. Sıvı Hava Akış Debisi.....	159
3.14.4. HP Kolon Basıncı.....	160
3.14.5. Yüksek Basınç Kolonu Zengin Hava Debisi.....	161
3.14.6. Yüksek Basınç Kolonundan Ham Argon Kolonu Kondenserine Giden Debi.....	162

3.14.7. Yüksek Basınç Kolonu Sıvı Seviyesi Kntrolü.....	163
3.14.8. YBK Alınıp Ham Argon Kolonu Kondenseri Sıvı Azot Debisi....	164
3.14.9. Kirlı Azot Debisi ve Basıncı.....	165
3.14.10. Yüksek Basınçlı Gaz Oksijen.....	166
3.14.11. Yüksek Basınçlı Gaz Azot Üretimi.....	167
3.14.12. Ham Argon Kolonu.....	168
4. ARAŞTIRMA BULGULARI VE TARTIŞMA.....	169
5. SONUÇ VE ÖNERİLER.....	181
KAYNAKLAR.....	185
TEŞEKKÜR.....	186
ÖZGEÇMİŞ.....	187
EKLER.....	188
EK 1. 6. HAT Genel Görünüş Planı.....	188
EK 2. 7. HAT Genel Görünüş Planı.....	189
EK 3. 6. HAT İşletme Proses Şeması.....	190
EK 4. 7. HAT İşletme Proses Şeması.....	191

ÖZET**OKSİJEN TESİSLERİNDE HAVA DEBİSİ, BASINÇ VE SICAKLIK
DEĞİŞİMLERİNİN İNCELENMESİ**

Hava ayırıştırma metodu, özellikle petrol endüstrisinde ve kimya endüstrisinde sıvı karışımların ayırıştırılması ile gelişmiştir. Sıvı hava, ayırıştırma kolonlarında oksijen, azot ve argon olarak ayırıştırılmıştır. Özellikle hava ayırıştırma teknolojisi I. Dünya savaşından sonra Almanya ile gelişmeye başlamıştır.

Bu çalışmada, oksijen tesislerinin de yer alan ekipmanların seçilme koşulları, neye göre seçildikleri, hangi tarz ekipmanların ne amaç ile kullanıldığını bulmak. kryojenik oksijen tesislerinin nasıl çalıştığının, oksijen, azot, argonun nasıl üretildiğini açıklamak ve sanayide anlaşılır bir düzeyde kaynak oluşturulması amaçlanmıştır.

Özellikle son yıllarda saf oksijen, saf azot ve saf argon demir-çelik, petrol ve kimya endüstrilerindeki talep artmaktadır. Demir çelik sanayinde;

Demir ve çelik üretmek için hava ayırıştırma tesisi ve ekipmanları oksijen, azot ve argon üretirler. Oksijen temel olarak bazik oksijen fırınında ve diğer tesislerde örneğin yüksek fırınlar da hava zenginleştirme sisteminde, genel bakım vb. amaçlar için kullanılmaktadır. Azot ve argon temel olarak, bazik oksijen fırının da konverterlerin içine, emniyetli pörç için, ve bazik oksijen fırını gazının dışarı atılması, gazın temizlenmesi, desülfirizasyon işlemlerinde kullanılmaktadır. Azot aynı zamanda yüksek fırınlarda kömür enjeksiyon sisteminde ve kok gazının tesis boyunca hatların pörçünde kullanılmaktadır. Argonda aynı zamanda sürekli dökümler prosesi içinde erimiş metalin içindeki gazların dışarı atılması ve bazik oksijen fırının da erimiş metali karıştırmak amacı ile kullanılmaktadır. Bu gazlar çelik üretim prosesi için sürekli ve kesintiye uğramadan talep edilmektedir.

Tezin 1. bölümünde hava ayırıştırma tesislerinin ne amaçla kullanıldığı kısaca açıklanmıştır. 2. bölümde daha önceki yapılan çalışmalar ile ilgili bilgi verilmiştir. 3. bölümde hava ayırıştırma tesisi kısımlarından, hava ayırıştırma incelenmiş, düşük olmayan sıcaklıklarda hava ayırıştırma konusuna değinilmiş ve türleri belirtilmiş, düşük sıcaklıkta hava ayırıştırma konusuna giriş yapılarak, tüm proses blokları, hava ayırıştırma tesisinde çalışan sistem ekipmanları ve işletme temel prosesleri, yapılan hava ayırıştırma tesis dizaynları ve İsdemir 7. HAT işletme esnasında sistemin basınç, debi ve seviye kontrolleri mekanizmaları detaylı bir şekilde incelenerek açıklanmıştır. 4. ve 5. Son bölümde ise ayırıştırma tesislerinden elde edilen bulgular, sonuç ve öneriler değerlendirilmiştir.

2010, 191 sayfa

Anahtar Kelimeler: Oksijen tesisi, hava ayırıştırma, distilasyon, oksijen-azot-argon üretimi, eşanjör, kompresör, türbin, soğutucu, distilasyon kolonu, soğutma kulesi

ABSTRACT**SEARCH THE OXGEN PLANTS OF AIR FLOW, PRESSURE AND
TEMPERATURE CHANGES**

Air distillation method to grove up from seperation products different type of liquide mixtres especially within the chemical and particular the petroleum industries. Liquide air seperated oxygen, nitrogen and argon by distillation column. Especially the end of the fist world war, air seperation technology was start to grove up Germany.

In this study, it was aimed how to select conditon of oxyen plant equipment, how was select the plant, to find which type of equipment was using in oxygen plant, explain how cryogenic oxygen plant working, producing oxygen, nitrogen and argon for create a simple level technical document in the industry.

Especially, last years in the iron steel, the chemical and the petroleum industries pure oxygen, pure nitrogen and pure agon production demand is rising. In the iron steel industries;

The air seperation plants and related equipment shall produce oxygen, nitrogen and argon for general steel making purposes. The oxygen shall primarily be used at basic oxgen furnace shop with other plant applications such as blast furnace air enrichment system, general maintenance, etc. Nitrogen and argon shall primarily be used at the basic oxgen furnace for injection into the convertor and safety purging, and reagent carrier gas at basic oxgen furnace, gas cleaning and de-sulphurisation facilities. Nitrogen is also used widely for pulverized coal injection system in blast furnaces and for general purging of coke oven gas lines throughout the plant. Argon is also used at the continuous casting facility for shrouding of metal streams and for stirring purposes in basic oxgen furnace. The demand for steel making proses, these gases is continuous and in uninterrupted manner.

In chapter 1, Aim of the air distillation process the basis blocks of cryogenic air seperation plant are explained. In chapter 2 ,some imformation about other air seperation plants thesis. In chapter 3, the air seperation plants equipment is explained in general way, the air seperation plants Technologies, the non-cryogenic air seperation and it' s types, an introduction of cryogenic air seperation is done and all the process blocks, the air seperation plants working equipments and basic working process, air seperation plants basic design types and, during 7th air seperation plants working some basic pressure, flow and level controller meechanism are explained detailly. Finally In chapter 4 and 5 are given some advice, conclusion of air speration plants technology.

2010, 191 pages

Key Words: Oxygen plant, air seperation, distillation, oxygen-nitrogen-argon production, heat exchanger, compressor, turbine, refrigerator, coldbox, cooling tower

SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ

SİMGELER

c	Derişiklik (kmol/m^3)
C	Resirkülasyon suyu (m^3/s)
C _p	Specifik Isı ($\text{kJ/kg } ^\circ\text{C}$)
D _i	dış çap
F	Akış (= debi, kg/h)
g	Yerçekimi İvmesi (m/s^2)
H	Isı İçeriği (kJ/h) / Hidrolik Potansiyeli (m)
h _f	Kanatçık Yüksekliği (m)
J	Kütlesel Akı ($\text{kg/m}^2\text{s}$)
J ^v	Hacimsel Akış ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{s}$)
k	Geçirgenlik Üniteleri (m^2)
K	Gaz Sabitesi
m	Kütlesel Akış (kg/s)
M	Moleküler Ağırlık (kg/kmol) / Toplam Nem İçeriği
M _v	Buhar Kütle Akış Değeri (kg/s)
n	Kompresör Kademe Sayısı
N _f	Birim Uzunluktaki Kanatçık Sayısı (1/m)
N _m	Modül Sayısı / BAHX Çekirdek Sayısı
N _p	BAHX Başına Buharlaşan Akış İçin Tabaka Sayısı
N _i	Modül Başına Tüp Sayısı
P	Kompresörün Elektriksel Güç Tüketimi (kw)
p _h	Yüksek Basınç
p _l	Düşük Basınç
q ₀	Spesifik Soğutma Kapasitesi
Q	Debi (Nm^3/s)
Q ₀	Soğutma Gücü
P	Basınç (bar)
P ₁	İlk Basınç (bar)
P ₂	Son Basınç (bar)
R	Üniversal Gaz Sabiti ($\text{kJ/kmol}^\circ\text{K}$)
Re _L	Film Reynolds Sayısı
R _{pm}	Devir Sayısı
S	Entropi
s	Akış Uzunluğu (m)
T _{amb}	Ortam Sıcaklığı
T ₁	İlk Sıcaklık ($^\circ\text{C}$)
T ₂	Son Sıcaklık ($^\circ\text{C}$)
w	Tabaka Genişliği (m)
W	Kompresör İzotermal İşi (kW) / Isı Transfer Yüzeyinin Akış Genişliği (Islak çevre) (m)
x	Kütle Geçiş Mesafesi (m)
V	hacim (m^3)
Z _i	Karışım Gaz Kompozisyonu
ρ _{app}	Görünür Yoğunluk (kg/m^3)

ρ_s	Gerçek Yoğunluk (kg/m ³)
μ /cm	iletkenlik (kondaktivite)
μ	Dinamik viskozite (Ns/m ²)
μ_L	Sıvı Viskozitesi (N.s/m ²)
Δh_{l-h}	Yüksek ve Düşük Basınç Akışları Arasındaki Entalpi Farkı (JT)
ΔT_{min}	Isı Eşanjöründeki Minimum Sıcaklık Farkı
ΔT_{max}	Isı Eşanjöründeki Maximum Sıcaklık Farkı
Δh_T	Yüksek ve Düşük Basınç Akışları Arasındaki Entalpi Farkı (Ön Soğutmalı JT)

KISALTMALAR

ABK	Alçak Basınç Kolonu
AKM	Askıda Katı Madde
Ar	Argon
CAL	Ham Argon Seviyesi
C_{oc}	Konsantrasyon çevrim katsayısı
ÇEAŞ	Çukurova Elektrik Anonim Şirketi
HAT	Hava Ayrıştırma Tesisi
HAÜ	Hava Ayrıştırma Ünitesi
BAHX	Prinçle Lehimlenmiş Alüminyum Levha-Kanatçıklı Isı Eşanjörü
BSA	Basıç Püskürtmeli Adsorpsiyon
DB	Düşük Basınç
DCAC	Direkt Kontaklı Hava Soğutucu
DKHS	Direkt Kontaklı Hava Soğutucu
DKSS	Direkt Kontaklı Su Soğutucu
ET01	Genleşme Türbini
ET01-2	Buster Kompresör
FIC	Debi Akış Kontrolörü
GAN	Gaz Azot
Gar	Gaz Argon
GOX	Gaz Oksijen
HIC	Elle Kontrol
HP	Yüksek Basınç
HPGAN	Yüksek Basınçlı Gaz Azot
HPGAR	Yüksek Basınçlı Gaz Argon
HPGOX	Yüksek Basınçlı Gaz Oksijen
IGV	Giriş/Emiş Vanası
JT	Joule Thomson
KC	Zaman Sayacı
KS	Isı Değişim Kapasitesi
KTB	Kütle Transfer Bölgesi
LAr	Sıvı Argon
LAIR	Sıvı Hava
LK10	Ham Argon Kolon Seviyesi
LIC	Seviye İndikasyon Kontrolörü
LIN	Sıvı Azot

LOX	Sıvı Oksijen
LP	Düşük Basınç
LRV	Buharlaştan Sıvı Azot Miktarı
ME	Moleküler Elek
MPAIR	Düşük Basıç Kolonu Hava Miktarı
MS	Molsieve
OB	Orta Basınç
PDI	Fark Basınç İndikatörü
PI	Basınç İndikatörü
PIC	Basınç İndikasyon Kontrolörü
Ppm	Ağırlıkça Milyon Mertebesinde Miktar
PWN ₂	Kirli Azot Basıncı
RL	Zengin Sıvı
TI	Sıcaklık İndikatörü
TIC	Sıcaklık İndikasyon Kontrolörü
QI	Analizör
QREG	Kirli Azot Debisi
Vpm	Hacimce Milyon Mertebesinde Miktar
VBSA	Vakum Rejenerasyonlu Basınç Süpürmeli Adsorpsiyon
YB	Yüksek Basınç
YBK	Yüksek Basınç Kolonu

ÇİZELGELER DİZİNİ**Sayfa**

Çizelge 3.1. Havada bulunan saf maddeler ve özellikleri.....	14
Çizelge 3.2. Havada bulunan saf olmayan maddeler ve özellikleri.....	15
Çizelge 3.3. Kondenserdeki birikinti oluşumunun maliyete etkisi durumu.....	63
Çizelge 3.4. Havanın içerisindeki patlayıcı maddeler ve oranlarının durumu.....	69
Çizelge 3.5. Akışkan açısından eşanjördeki sıcaklık değişimi durumu.....	84
Çizelge 3.6. Sıcaklık açısından eşanjördeki sıcaklık değişimi durumu.....	85
Çizelge 4.1. External ve internal sıkıştırma sistemlerinin durumları.....	169
Çizelge 4.2. 6. HAT proses parametre verileri-1.....	171
Çizelge 4.3. 6. HAT proses parametre verileri-2.....	176

ŞEKİLLER DİZİNİ

Sayfa

Şekil 1.1 Hava Ayırıştırma Tesislerine ait genel görünüş.....	2
Şekil 3.1 T-S diyagramı / Joule-Thomson.....	11
Şekil 3.2 T-S Diyagramı / Türbin.....	11
Şekil 3.3 Linde prensibi ile havanın sıvılaştırılması.....	12
Şekil 3.4 O ₂ , N ₂ ve Ar Kaynama diyagramı.....	12
Şekil 3.5. HAT Proses akış şeması.....	13
Şekil 3.6. Kompresör çeşitleri şeması.....	17
Şekil 3.7. Kompresör basınçlandırma durumu.....	18
Şekil 3.8. Turbo kompresör basınçlandırma durumu.....	18
Şekil 3.9. Hacimsel Kompresör çeşitleri akış şeması.....	18
Şekil 3.10. Dönen kompresör.....	19
Şekil 3.11. Vidalı kompresör.....	20
Şekil 3.12. Kanatçıklı Dönen kompresör.....	20
Şekil 3.13. Dinamik kompresör.....	21
Şekil 3.14. Eksenel kompresör.....	21
Şekil 3.15. Santrifüj kompresör.....	22
Şekil 3.16. Turbo hava kompresörü kesiti.....	23
Şekil 3.17. Oil Tech hava soğutucu kesiti.....	25
Şekil 3.18. Hava kompresörü kademe kesiti.....	31
Şekil 3.19. Hava kompresörü tek hat rotor dizayn kesiti.....	31
Şekil 3.20. Hava kompresörü çift taraflı rotor dizayn kesiti.....	32
Şekil 3.21. Hava kompresörü dişli tip rotor dizayn kesiti.....	32
Şekil 3.22. Hava kompresörü kademe (dişli tip rotor) kesiti.....	33
Şekil 3.23. Hava kompresörü kanatçık kesiti.....	33
Şekil 3.24. Hava kompresörü 3 boyutlu bıçaklar.....	34
Şekil 3.25. Hava kompresörü kaynaklı kanatçık.....	34
Şekil 3.26. Hava kompresörü milled kanatçık.....	35
Şekil 3.27. Hava kompresörü milled kanatçık işlenme şekli.....	35
Şekil 3.28. Hava kompresörü bull gear işlenme şekli.....	36
Şekil 3.29. Hava kompresörü bull gear montaj şekli.....	36
Şekil 3.30. Hava kompresörü iç yapısı (Eksenel kanatçık,yataklar).....	37
Şekil 3.31. Kompresör bıçaklarının montaj şekli.....	37
Şekil 3.32. Eksenel İtme kuvvetinin kompresör üzerindeki şekli.....	38
Şekil 3.33. Eksenel İtme kuvvetinin kompresör üzerindeki şekli.....	38
Şekil 3.34. Eksenel İtme kuvvetinin kompresör üzerindeki şekli.....	38
Şekil 3.35. Kompresör seçim tablosu.....	39
Şekil 3.36. Duşlamalı soğutucu.....	41
Şekil 3.37. Evaporatif soğutucu.....	42
Şekil 3.38. Duşlamalı soğutucu-evaporatif soğutucu akış diyagramı.....	44
Şekil 3.39. Soğutma kulesi genel görünüşü.....	45
Şekil 3.40. Soğutma kulesi dolgusu ve ekipmanları.....	45
Şekil 3.41. Soğutma kulesi tek geçişli sistem şeması.....	49
Şekil 3.42. Soğutma kulesi kapalı devre sistem şeması.....	49

Şekil 3.43. Soğutma kulesi yarı açık soğutma sistemi devre.....	51
Şekil 3.44. Soğutma kulesi besleme suyu suyu ile çevrim katsayısı arasındaki ilişki...53	53
Şekil 3.45. Soğutma kulesi mikrobiyolojik üreme neden şeması.....	54
Şekil 3.46. Borudaki kısır oluşumu.....	55
Şekil 3.47. Borudaki kısır oluşumu.....	55
Şekil 3.48. Boru hatlarındaki kısır ve Birikinti kayıplarının durumu.....	56
Şekil 3.49. Kristal yapı oluşumu.....	57
Şekil 3.50. Korozyona uğramış boru kesiti.....	57
Şekil 3.51. Genel korozyon çeşitleri.....	58
Şekil 3.52. Pitting korozyon çeşidi.....	58
Şekil 3.53. Galvanik korozyon çeşidi.....	59
Şekil 3.54. Birikinti oluşmuş bir eşanjör.....	60
Şekil 3.55. Birikinti oluşmuş bir borunun temizlenmesi.....	60
Şekil 3.56. Korozyon veya kısır Oluşumu.....	61
Şekil 3.57. Bakteri (Silme) oluşmuş bir eşanjör kesiti.....	62
Şekil 3.58. MS tankı bileşenleri.....	67
Şekil 3.59. MS sistemi akış diyagramı.....	68
Şekil 3.60. Kirleticilerin MS içerisinde tutulduğu bölgeler.....	70
Şekil 3.61. Eşanjör karşılıklı akışı.....	76
Şekil 3.62. Eşanjör paralel yönlü akışı.....	76
Şekil 3.63. Çapraz yönlü akış.....	77
Şekil 3.64. Eşanjördeki sıcaklık hareketleri.....	77
Şekil 3.65. Eşanjördeki sıcaklık hareketleri.....	78
Şekil 3.66. Eşanjörün iç yapısı.....	79
Şekil 3.67. Eşanjördeki sıcaklık hareketleri.....	79
Şekil 3.68. Ana Eşanjörde yer alan ısı değiştirici, plaka çeşitleri.....	80
Şekil 3.69. Ana Eşanjör dağıtım plakası akış çeşitleri.....	80
Şekil 3.70. Ana Eşanjör görüntüsü.....	81
Şekil 3.71. Ana Eşanjör görüntüsü.....	82
Şekil 3.72. Ana Eşanjör iç akışkan yapısı.....	82
Şekil 3.73. Ana Eşanjör ısı değişimi.....	83
Şekil 3.74. Ana Eşanjör ısı değişimi.....	84
Şekil 3.75. Türbin-buster.....	87
Şekil 3.76. Türbin sızdırmazlık gazı.....	89
Şekil 3.77. Genleşme Türbini genel görünümü.....	91
Şekil 3.78. Sıcak ve soğuk türbin için T-S diyagramı.....	92
Şekil 3.79. BAHX tipi kaynatıcı.....	95
Şekil 3.80. Kabuk ve tüp tipi kaynatıcı.....	96
Şekil 3.81. Bir dönüşlü kaynatıcı.....	97
Şekil 3.82. Resirkülasyon reboiler / opsiyon-1.....	97
Şekil 3.83. Resirkülasyon reboiler / opsiyon-2.....	98
Şekil 3.84. Resirkülasyon kaynatıcı / opsiyon-3.....	99
Şekil 3.85. Akış dağıtım tekniği (1986) / dizayn-1.....	104
Şekil 3.86. Akış dağıtım tekniği (1986) / dizayn-2.....	105
Şekil 3.87. Akış dağıtım tekniği.....	106
Şekil 3.88. Akış dağıtım cihazı.....	106
Şekil 3.89. Akış dağıtım tekniği.....	107
Şekil 3.90. Delikli tepsili kolon kesiti.....	110

Şekil 3.91. Sabit basınçta sıcaklık-kompozisyon (T,X) diyagramı.....	111
Şekil 3.92. Kolon İçerisindeki Sıvı ve Gaz Oksijen, Azot ve Argon Dengesi.....	112
Şekil 3.93. Yapısal dolgu kesiti.....	115
Şekil 3.94. Yapısal dolgu detay kesiti.....	115
Şekil 3.95. Yapısal dolgulu kolon kesiti.....	117
Şekil 3.96. Düşük sıvı oranlarında dolgu üzerindeki sıvı tabakası.....	119
Şekil 3.97. Yüksek sıvı oranlarında dolgu üzerindeki sıvı tabakası.....	119
Şekil 3.98. İkili kolon.....	121
Şekil 3.99. Azot ve oksijen buhar basınçları.....	123
Şekil 3.100. ABK materyal dengesi.....	129
Şekil 3.101. YBK ve ABK materyal balans dengesi (% oranları).....	131
Şekil 3.102. YBK-ABK daki ilk çevrim material dengesi.....	132
Şekil 3.103. YBK-ABK daki ikinci çevrim material dengesi.....	132
Şekil 3.104. YBK-ABK daki üçüncü çevrim material dengesi.....	133
Şekil 3.105. ABK-YBK kolonlarındaki iç akışları.....	135
Şekil 3.106. Yüksek basınç kolonu gaz dağılım profili.....	137
Şekil 3.107. Ham Ar kolonlu.....	140
Şekil 3.108. Kondenser seviyesiyle kontrollü ham Ar kolonu.....	142
Şekil 3.109. Ham Argon kolonundaki gaz dağılım profili.....	145
Şekil 3.110. Ham Argon Kolonunda yer alan kondenser.....	147
Şekil 3.111. Saf Argon Kolonu gaz dağılım profili.....	149
Şekil 3.112. Sıvı Azot / Gaz Azota yönelik çalışan üretim tesis modeli.....	151
Şekil 3.113. Düşük kapasiteli GOX,GAN'a yönelik çalışan üretim tesis modeli.....	152
Şekil 3.114. İçten basınçlandırılmalı sistem sıvı oksijen pompası <10 bar üretim tesis modeli.....	153
Şekil 3.115. İçten basınçlandırılmalı sistem sıvı oksijen pompası >10 bar üretim tesis modeli.....	155
Şekil 3.116. İçten basınçlandırılmalı sistem Grenier Ofset Knees üretim tesis modeli.....	156
Şekil 3.117. Kompresör hava basıncı kontrol şeması.....	157
Şekil 3.118. Gaz hava akış debisi kontrol şeması.....	158
Şekil 3.119. Sıvı hava akış debisi kontrol şeması.....	159
Şekil 3.120. HP kolon basıncı kontrol şeması.....	160
Şekil 3.121. HP kolon –zengin hava debisi kontrol şeması.....	161
Şekil 3.122. HP kolon –ham argon kolonu kondenserine giden debi kontrol şeması...162	162
Şekil 3.123. HP kolon sıvı seviye kontrol şeması.....	163
Şekil 3.124. HP kolondan alınan ham argon kolonu kondenserinde kullanılan sıvı azot debisi kontrol şeması.....	164
Şekil 3.125. Kirli azot debisi ve basıncı kontrol şeması.....	165
Şekil 3.126. Yüksek basınçlı oksijen debisi kontrol şeması.....	166
Şekil 3.127. Yüksek basınçlı gaz azot debisi kontrol şeması.....	167
Şekil 3.128. Ham argon kolonu kontrol şeması.....	168

1. GİRİŞ

Oksijen tesisleri insanoğlunun değişen tüketim ihtiyaçları karşısında oluşmuş ve sürekli gelişerek devam etmiş bir yapıdır. Oksijen tesisleri 1. dünya savaşından sonra çok büyük ilerlemeler kaydederek, sanayinin hemen hemen tüm kollarında (demir-çelik sanayi, otomotiv sanayi, savunma sanayi, tarım vb.) kullanılmaya başlanmıştır.

Oksijen tesisleri özellikle demir çelik sanayinde çok önem teşkil eden birimlerdir. Buradan üretilen oksijen çelikhane konverterlerinde sıvı ham demire ultrasonik hızla üflenmesi sonucunda erimiş demir içindeki karbon oranının %2 'nin altına düşürülerek çelik yapılmasında, yüksek fırınlarda yakam havasına zenginleştirilmiş %4-%5 oksijen enjekte edilmesi ile sıvı ham demir üretiminde %10 gibi bir üretim artışına, diğer tüm kesme ve kaynaklı çalışma işlemlerinde kullanılmaktadır. Oksijen tesislerinde oksijen üretiminin yanında azot ve argon da üretilmektedir. Azot sistemlerde pörç amacı ile, nemsiz olmasından dolayı pnomatik sistemlerde, inört bir gaz olduğu için çelikhane konverterlerin de sıvı ham demiri karıştırmakta, yüksek fırınlarda kömür enjeksiyon sisteminde vb., argon ise inört bir gaz olduğu için (hiçbir gazla tepkimeye girmeyerek an bir ürün meydana getirmeyen gazdır.) çelikhane ve sürekli dökümlerde sıvı ham çeliğin hava ile temasını keserek çeliğin kalitesinin bozulmamasını ve çeliğin karıştırılması işlemini gerçekleştirerek homojen bir üretim dağılımı gerçekleştirilmektedir. (Anonim, 2008)

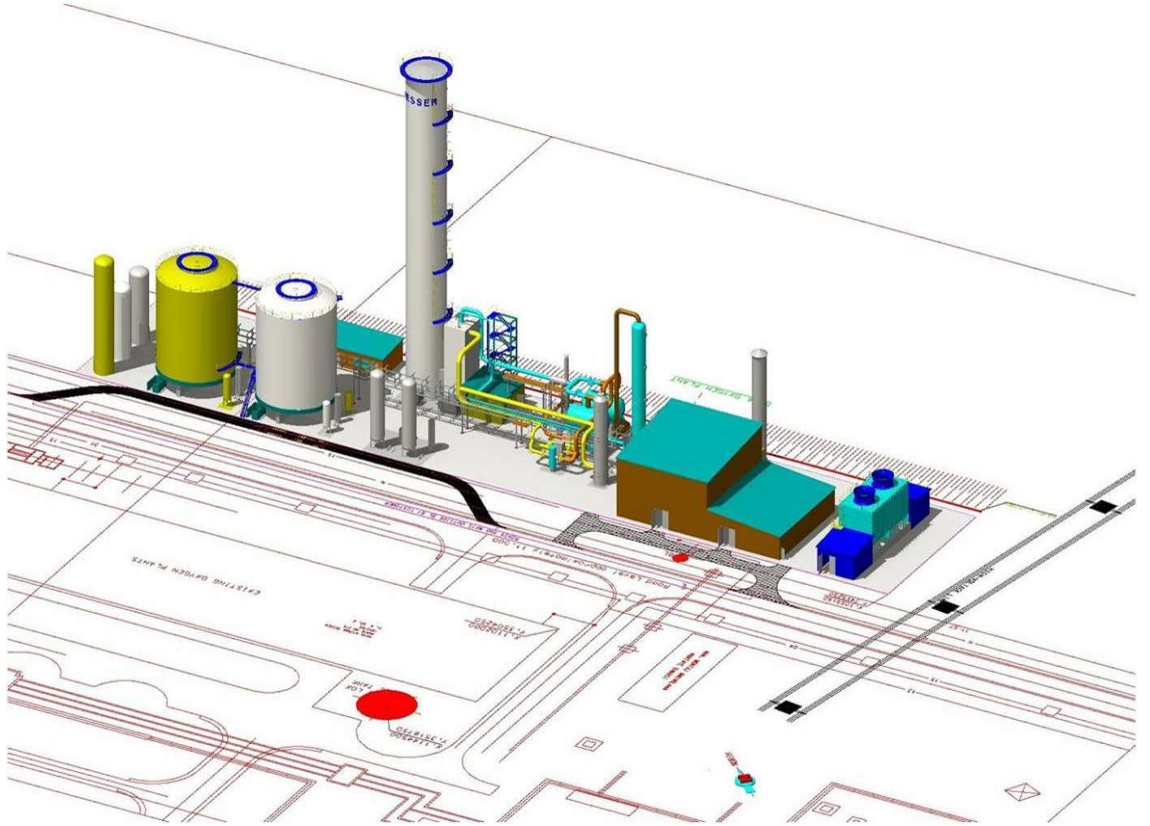
Oksijen tesislerin en önemli tüketim kalemi havayı sıkıştırma için kullanılan hava kompresörleridir. Burada çok miktarda enerji tüketimi gerçekleştirilmektedir. Örnek olarak İsdemir enerji üretiminin yaklaşık %40-%45'ini bu kompresörler tüketmektedir. Bunun içindir ki bu tesislerin başlıca geliştirilmesi gereken sorunu bu kompresörlerden tüketilen enerjinin optimum oranda tüketilmesi ve maksimum oranda ürün elde edilmesi ana hedeftir.

Oksijen Tesislerinde verimliliğin arttırılması ve enerjinin korunması hakkında çalışma yapılabilmek için akış koşullarının ve ısı transfer karakteristiklerinin çok iyi bir şekilde analizinin yapılması gerekmektedir. Özellikle hava debisi, basınç, sıcaklık gibi değişimlerin sistem içerisinde yer alan Kompresör, Türbin, Eşanjör ve Distilasyon Kolonlarında gerçekleşen Termodinamik analizlerin, gerekli soğutma gücü hesaplarının

en verimli şekilde kullanılmasını sağlamak bu tesislerin tasarımlarını geliştirmeye açık alanlarından biridir.

Yüksek ve düşük basınç gibi çalışma parametreleri üzerinde ayarlamalar ile sistemdeki ısı değişimlerinin optimum değer ve tüm sistemin verimliliğinin maksimal düzeye ulaşması için çok çeşitli Isı Değiştiricileri kullanılmaktadır. Bunların geometrik şekillerine göre içerisinden geçecek sıvı ve gaz akışkanlarının sıcaklık değişimlerini, akış dağıtım tekniklerini doğru şekilde kullanılması, seçilmesi gerekmektedir.

Günümüzde enerji kullanımı toplumlar için bir gelişmişlik ölçüsüdür. Özellikle elektrik ve ısı enerjisinin sistemler ve tesisler açısından önemli bir yeri vardır. Sınırlı doğal kaynaklardan elde edilen enerjinin talep artışına bağlı olarak daha değerli hale gelmiştir. Hava ayrıştırma tesislerinin dizaynında minimum enerji ve maksimum üretim birincil hedef olmuştur. Elde edilen enerjinin %100 verimlilikle kullanılması mümkün değildir. Fakat bu orana ulaşmak için yapılacak tüm iyileştirmeler sistemler açısından çok önem arz etmektedir. Bu sebeple hava ayrıştırma tesislerinde enerji birim fiyatları çok önemlidir. Fiyatı belirleyen en önemli faktör ise tesisi dizaynı ki bunun yanında tesis ekipman yerleşimi (Şekil 1.1.) ve ekipmanların özellikleridir. (Anonim, 2007)



Şekil 1.1. Hava ayrıştırma tesislerine ait genel görünüş

2. ÖNCEKİ YAPILAN ÇALIŞMALAR

Daha önceki yapılan çalışmalar da kullanılan sistemler hakkında detaylı bilgi verilerek bunların avantaj ve dezavantajları göz önüne konularak maliyetleri çıkartılmıştır. Hangi sistemlerin ne tarz kapasite ve ne ihtiyaca uygun seçiminin yapılması anlatılmıştır. Tabii ki burada ki en önemli kalem enerji dir. Bu bağlamda daha önceki yapılan çalışmalar neticesinde;

Yıldız (2006), çalışmasında yüksek üretim ölçeğinde üretim değerlerine sahip bir tesis yatırım maliyetini 5 yıl gibi kısa bir sürede geri kazandırmakta, bu noktadan sonra yaklaşık 10 yıl kadar kar getirmekte olduğu belirtilmiştir.

Eğer üretilen ürünler (özellikle sıvı olarak) dış müşterilere satılacak olursa bu getiri çok daha büyük rakamlara ulaşabileceği, Dış müşteriler; jeolojik faaliyetler, inşaat faaliyetleri, bilimsel çalışmalar, kaynak teknolojileri, tıbbi uygulamalar, denizcilikle ilgili konularda olmak üzere çok geniş bir sahaya sahip olduğu vurgulanmıştır.

Linde (2002), Hava ayrıştırma tesis kitabında, Hava ayrıştırma tesislerinin geri kazanım ilk maliyeti kısa sürede çıkartmasının, iyi bir ekonomik getiriye sahip olmasının yanısıra, işletilmesi oldukça zor ve riskli olduğu, zor olması prosesin karmaşıklığından ve yaşanan problemler karşısında tecrübe gerektirmesinden dolayıdır. Tesiste üretilen proses basamakları (özellikle kolon prosesleri) düşük sıcaklıklarda gerçekleştiğinden materyal uyumsuzluğu ekipmanlardaki olası problemler veya operasyonel hatalar son derece tehlikeli sonuçlar doğurabileceği, gaz ürünlerin (özellikle GOX) yüksek basınç ve akış hızlarına sahip olması nedeniyle vana operasyonlarının hızlı yapılması veya kompresörlerdeki manipülasyonlarda oluşabilecek operasyonel hatalar neticesinde alevli yanmalara neden olabileceği belirtilmektedir.

Üretim değerleri ve tesisin durumunu belirten indikasyonların (sıcaklık, basınç) sürekli olarak anlık takip edilmesi, tesiste oluşabilecek mekanik, elektrik veya elektronik arızalarda arızaya anında müdahale edilmesi gerekmekte olduğu, çünkü entegre demir çelik endüstrisinde üretim yapan bir tesis tüm üretim hatlarını (yüksek fırın, çelikhane, sıcak haddehane, soğuk haddehane) doğrudan beslediğinden tesisin durumu tüm fabrikanın durumu anlamına gelmektedir ki; bu zararın çok büyük rakamlara ulaşabileceği vurgulanmıştır.

Birim ürün üretimi için 0,35-0,50 kWh/Nm³güç tüketimi ile Oksijen, Azot ve Argon elde edilebilmekte olduğu, hava ayrıştırma teknolojisinin bir dezavantajı; düşük sıcaklık ekipmanlarının pahalı oluşu ve üreticisinin az oluşundan dolayı tesislerin yatırım maliyetlerinin yüksek olduğu tespitlerine yer verildiği ve günümüzde modern bir hava ayrıştırma tesisinin kurulum maliyeti 30-35 Milyon \$ arasında olduğu, düşük sıcaklıkta HAT' tın ekonomik ömrü, sürekli olarak çalışması halinde ortalama 15-20 yıl arasında değişmekte olduğu tespitleri yapılmıştır.

3. MATERYAL VE YÖNTEM

3.1. Materyal

3.1.1. Havanın Filtrasyonu ve Sıkıştırılması (Basınçlandırılması)

Atmosferden emilen hava filtreden geçirilerek içerisindeki toz vb. kirletici partiküller tutulduktan sonra turbo hava kompresörü denilen kademeli kompresörde prosesin ihtiyaç duyduğu basınca kadar sıkıştırılır.

3.1.2. Havanın Ön Soğutulması

Turbo hava kompresöründen $80-95^{\circ}\text{C}$ ' de çıkan hava DCAC adı verilen bir soğutma ünitesinde $10-20^{\circ}\text{C}$ ' ye kadar soğutulur (hava şartlarına ve kompresör kapasitesine göre değişir). DCAC hava kompresörünün son soğutucusu gibi düşünebiliriz. Bunun yanı sıra evaporatör soğutucu adı verilen bir soğutucu (Chill Tower) ile de DCAC soğutucudaki soğutmaya ilave bir soğukluk sağlanmaktadır.

3.1.3. Havanın Temizlenmesi ve Saflaştırılması

Hava içerisinde kirlilik oluşturan su buharı(nem), CO_2 ve Hidrokarbonlar Molsieve adı verilen tutucular içerisinde tutulurlar. Su ve CO_2 sisteme kaçtığı takdirde soğukluk nedeniyle donarak kolonlara zarar verebilir ve üretimi durdurabilir.

3.1.4. Havanın Soğutulması /Gaz Ürünlerin, Akışların Eşanjörde Isıtılması

Havanın sıcaklığının ısı değişim ve soğutma proseslerine yakın, çok düşük sıcaklıklara kadar soğutulması sağlanır. Isı eşanjörlerinde proses havası, distilasyon kolonundan gelen ayrıştırılmış gazlar tarafından yoğuşma noktasına kadar soğutulur. Yeterli kapasitede ısı eşanjörü kullanılırsa, içeri giren hava sistemi terk eden soğuk gazların sıcaklığına kadar düşürülebilir. Aradaki sıcaklık farkı (ΔT) ne kadar küçük

olursa eşanjörün verimi o oranda iyidir.

Soğuk gazlar ısı eşanjörüne gönderilirken, sıvı ürünler tanka gönderilir. Düşük sıcaklıkta hava ayrıştırma tesisinde havanın distilasyonunun sağlandığı kolonlar, ısı eşanjörleri ve kolonlar arasındaki ara bağlantı boruları çok düşük sıcaklıklarda düşük sıcaklık akışkanlarıyla temas halinde olduğundan malzemesi paslanmaz çelik veya alüminyum olmalıdır. Ayrıca ısı izolasyonunun çok iyi olması gerekir. Bunun için de bu ekipmanlar soğuk kutu adı verilen çelik sacdan yapılmış bir bina içerisine yerleştirilir. Bina cidarı ile ekipmanlar arasında kalan boşluklar perlit ve camyünü karışımından oluşan izolasyon malzemesi ile doldurulur. Soğuk kutunun yüksekliği kolonların yüksekliği ile orantılıdır. Bazı tesislerde Alçak Basınç Kolonu (ABK), Yüksek Basınç Kolonu (YBK) üzerinde bulunur. Bazı tesislerde ise yan yana gelecek şekilde yerleştirilir. Buna bağlı olarak soğuk kutunun yüksekliği (Ek 1’de ve Ek 2’deki yüksek kısımlar) 30 metre ile 70 metre arasında değişebilir. Soğuk kutu içerisindeki prosesler düşük sıcaklık prosesi olduğundan burada buhar ve soğutma suyu kullanılmaz. Farklı ürünler veya iç akışlar kullanılır (kolonda kaynama ve kondens işlemleri için, içeri giren havayı soğutmak için, sıvı ürünleri negatif derecelerde tutabilmek için).

Eğer Oksijen veya Azot sıvı formda istenirse, ilave bir soğutma gerekmektedir. Pek çok düşük sıcaklıkta Hava Ayrıştırma Tesisi (HAT) üretiminin bir kısmını sıvı olarak üretebilecek yeteneğe sahiptir. Daha fazla miktarlarda sıvı gerekli ise ilave bir soğutma sistemi konulur. Buna sıvılaştırıcı adı verilir ve çalışma akışkanı olarak Azot kullanılır. Sıvılaştırıcı büyük miktarlardaki ürünlerin depolama esnasındaki ısı kayıplarını önlemek için onları ortam sıcaklığının altında bir sıcaklığa kadar soğutur. (Anonim, 2006b)

3.1.5. Havanın Damıtılması

Sıvı hava distilasyon kolonlarında (Yüksek Basınç Kolonu (YBK) ve Alçak Basınç Kolonu (ABK) ve Ar kolonları) Oksijen, Azot ve Argon’ a ayrıştırılır (-300 F / -185°C). Hava ayrıştırma tesislerinin tarihçesini kısaca açıklamak gerekirse;

1895 tarihinde Carl Von Linde Joule-Thomson Effect’ inden faydalanarak havanın sıvılaştırılmasını sağlamasıyla başlamıştır. 1902 tarihinde Linde ilk HAT’ni kurmuştur. Gelişen bu süreçte en son 2006 yılında Air Liquide İsdemir 6 nolu hava

ayırıştırma tesisini kurmuştur (Ek 1, Ek 3). Bu tesisi 7 nolu hava ayırıştırma tesisinden sonra ortdoğu da yer alan en büyük tesistir. 2008'de Air Liquide İsdemir 7 nolu hava ayırıştırma tesisini 6 numaralı tesisin 1.5 katı büyüklüğünde kurmuştur (Ek 2, Ek 4). Burada bulunan hava kompresörünün elektrik tüketimi 20 megawatt saattir. Yani orta ölçekli bir ilin tükettiği enerjiye denktir. Elektrik beslemesini direkt Adana ÇEAŞ ve Atatürk Barajından bağlantılı hatlar ile sağlamaktadır. Türkiye'nin en büyük elektrik motoruna sahiptir (Anonim, 2008).

3.2. Yöntem

HAT, hammadde olarak hava ve elektriksel güç kullanarak Oksijen, Azot ve Argon üreten ünitelerdir. Proses detaylarındaki üretimi amaçlanan ürünlerde ve tesisin kapasite oranlarında değişiklikler olmakla birlikte, bütün HAT aşağıda belirtilen iki genel proses kategorisinden birisine aittir:

- Düşük sıcaklık tesisleri,
- Düşük olmayan sıcaklık tesisleri.

Özel uygulamalarda en optimum endüstriyel gaz üretim sistemini seçmek için pek çok konu hesaba katılmalıdır. Bu konular;

- İstenilen ürün sayısı (Azot, Oksijen, Azot+Oksijen+Argon),
- Gerekli ürün safiyetleri,
- Arzu edilen üretim miktarları,
- Gerekli ürün dağıtım basınçları,
- Günlük ve uzun dönemde oluşan talep değişiklikleri
- Enerji maliyetleridir.

Sonuç olarak, hava ayırıştırma tesisleri; kaynama sıcaklıkları farkından veya moleküler ağırlıkları arasındaki fark, moleküler boyut ve diğer özelliklerden (membran ve tutucuların kullanıldığı düşük olmayan sıcaklıkta ayırma) faydalanarak ürün üretir (Anonim, 2006b).

3.3. Düşük Olmayan Sıcaklıkta Hava Ayırıştırma

Ayırma proseslerinin ortam sıcaklıklarına yakın sıcaklıkta, moleküler yapı, boyut ve kütle gibi özelliklerin farklılıklarından faydalanarak, Oksijen ve Azotu gaz olarak üretir. Yüksek safiyette ürün gerekli değilse ve gerekli üretim miktarları düşük seviyelerde ise düşük olmayan sıcaklıkta hava ayırıştırma sistemi en uygun ve maliyet açısından en efektif seçimdir. Bu proses diğer sistemlerdeki gibi kaynama sıcaklıkları farkından faydalanarak değil de fiziksel özellikleri kullanarak üretim yapar. Bu tür sistemler iki kategoride toplanır:

- Adsorpsiyon prosesi. (Azot ve Oksijen üretiminde kullanılır)
 - Membran difüzyon ayırma sistemi. (Gaz Azot üretiminde kullanılır)
- Adsorpsiyon sistemleri konusunda iki değişik uygulama tarzı bulunmaktadır:

- Basınç Püskürtmeli Adsorpsiyon (BSA)
- Vakum Rejenerasyonlu Basınç Süpürmeli Adsorpsiyon (VBSA)

BSA ve VBSA sistemleri; gazların özel olarak üretilmiş materyaller içerisindeki adsorpsiyonları arasındaki farklılıkları kullanır. Bu materyaller istenilen ayırıştırma yapabilecek özellikte üretilmektedir. Oksijen ve Azot üretimi için farklı tutucular kullanılır. Fakat fiziksel görünümleri ve operasyon prensipleri birbirine benzemektedir.

Membran sistemleri; özel dizayn edilmiş polimer tüplerin cidarlarına doğru olan difüzyon oranları arasındaki farktan faydalanarak ayırıştırma yapmaktadır. Örnek olarak, Oksijen ile Azot veya Hidrojen ile CO₂ arasındaki fark gibi (Anonim, 2006b).

3.3.1. Basınç Püskürtmeli Adsorpsiyon

Bu teknoloji sıkıştırılmış havayı, içerisinde tutucu materyal bulunan çeşitli atmosferlerden geçirerek Azot veya Oksijen üretir. Tutucular adsorpsiyon karakteristiklerine göre seçilirler. Arzu edilen tutucu üretilen gazlara (Azot ve Oksijen) oranla, üretilmeyen molekülleri daha fazla çekme etkisine sahip olmalıdır. Burada istenilen ürünler yatağa geçip oradan üretim akışına katılırken, istenmeyen komponentler (ürünün safiyetini bozan materyaller) tutucu tarafından tutulur.

BSA prosesi doğası gereği bir yığılma prosesidir. Dolayısıyla tutucu yatak

periyodik olarak desorpsiyon (temizlenme=bünyesinde tuttuğu materyallerden arınma) ihtiyacı duymaktadır. Sonuç olarak BSA sistemi, operasyonun devamlılığının sağlanması açısından genellikle iki adet tutucu tankından oluşmaktadır. Tanklardan bir tanesi adsorpsiyon işlemini gerçekleştirirken, diğeri atmosferik basıncın altında bir basınç değerine (vakum) getirilerek rejenerasyona tabi tutulur.

Azot BSA tankları, Oksijen ve diğeri istenmeyen komponentleri uzaklaştırmak için aktifleştirilmiş karbon Molsieve malzemesi içermektedir. Bu üniteye üretilen Azotun içerisindeki Oksijen ile Hidrojen katalitik olarak karıştırılır. Sonuçta ortaya su çıkar. Bu su da soğutularak ve ilave adsorpsiyonla uzaklaştırılır.

Oksijen BSA üniteleri, besleme havası içerisindeki su buharının büyük bir kısmını uzaklaştırmak için alümina kullanır. Aynı anda Azot, CO₂, artık su buharı ve diğeri gazları adsorbe etmek için zeolit veya Molsieve kullanılmaktadır.

3.3.2. Vakum Rejenerasyonlu Basınç Süpürmeli Adsorpsiyon

Bu tür üniteler Oksijeni % 90-94 safiyette üretir. Safiyetsizliği oluşturan komponentler Argon ve Azottur. Azot içeriği yaklaşık % 4,5-5 civarındadır.

Proses çevrimi, vakum blowerlarının desorpsiyon basıncını redüksiyona uğratmak amacıyla kullanılmalarının dışında BSA ünitelerine benzemektedir. BSA ile karşılaştırıldığında daha düşük desorpsiyon basıncı gerekli olan giriş basıncını redüksiyona uğratır. Sonuç olarak VBSA sistemi Oksijeni bir kaç bar' da (yaklaşık 0,2 atm) üretir. Daha yüksek Oksijen dağıtım basıncını sağlamak için sisteme Oksijen booster kompresör veya blower ilave edilir. Her iki tesis (BSA ve VBSA) dikkate alındığında VBSA sisteminin yatırım maliyeti daha yüksektir, ancak enerji verimliliği aynı üretim akışı, basınç ve safiyet koşullarında daha yüksektir. VBSA ünitesi elek materyalinin vakum ile rejenerasyonunu sağlar. Bunun sonucu olarak MS materyali daha yoğun olarak rejenere edilmiş olur. Bu tip sistemlerdeki Molsieve materyali klasik BSA sistemlerindeki orana daha fazla seçici özelliğe sahiptir.

Sonuç olarak daha yüksek oranda kullanışlı Oksijen kurtarılabilir. Dolayısıyla daha az hava işlenebilir. Eğer günlük arzu edilen üretim miktarı 20 tondan daha fazla ise VBSA sistemi genellikle BSA ünitesine oranla daha uygun maliyetlidir. BSA sistemi günlük 60 ton Oksijen üretimi söz konusu olduğunda en uygun maliyete sahip sistem

olmaktadır. 60 tonun üzerindeki üretim ihtiyaçları için düşük sıcaklıkta HAT en ideal olanıdır. VBSA sisteminin spesifik gücü BSA Oksijen tesisine oranla 1/3 kadar daha düşüktür, fakat düşük sıcaklıkta HAT' ın spesifik gücüyle hemen hemen aynıdır (Anonim, 2006b).

3.3.3. Azot Membran Sistemi

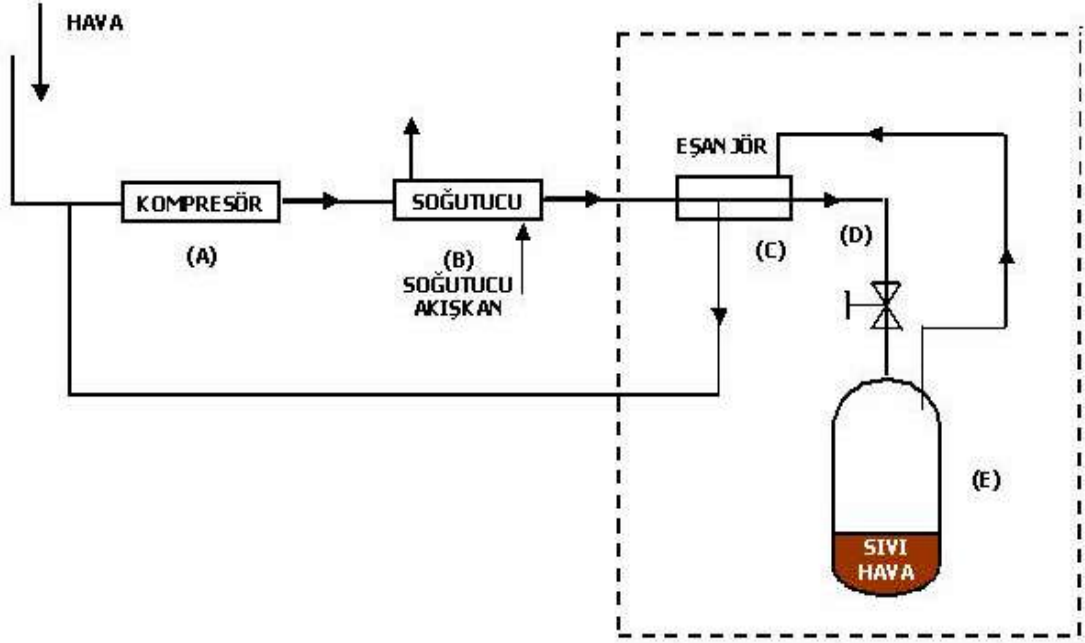
Membran Azot jeneratörleri kabuk ve tüpten oluşan ısı eşanjörlerine (borulu eşanjör) benzer tarzda dizayn edilmiş polimer tüp bandıl kullanır. Bu tarzda HAT' ta temel prensip; gazların polimer filmine doğru farklı yayılma oranlarına sahip olmasıdır. Oksijen (su buharı ve CO₂ içeren) hızlı gazlardan sayılmaktadır. Yavaş gazlar olan; Argon ve Azottan daha çabuk tüp duvarlarına difüzyon sağlar. Bu sistem kuru havanın, inert bir karışım olan Azot ve Argon ile düşük basınçta yayılan veya Oksijen içerisinde zenginleştirilen artık gaz ürünlerinin oluşumunu sağlar. Azot ürünü membran ünitesinden sıkıştırılmış hava besleme basıncına yakın bir basınçta çıkar. Dolayısıyla uygulamalarda tamamlayıcı bir ürün sıkıştırması gerekli değildir. Bu tür tesisler hızlı bir şekilde devreye alınabilir ve devreden çıkarılabilir. Membran ayırma üniteleri standart ölçüde modüller halinde ve istenen Azot safiyet değerlerinde üretimi sağlayacak tarzda yapılır. Giriş (besleme) havasının akış miktarı arttırılırsa üretilecek Azot miktarı da artar. Fakat bunun sonucu olarak Azot sarfiyeti düşer. Gerekli üretim kapasitesi (spesifik safiyet seviyelerinde) en büyük standart modül ölçüsünü aştığı zaman daha küçük üniteler ana manifolda paralel olarak bağlanabilir.

Membran sistemi düşük miktarlardaki üretim taleplerini karşılamada en efektif çözümdür. Daha yüksek kapasitelere ulaşmak için birden fazla küçük kapasiteli modül bir araya getirilir (Anonim,2006b).

3.4. Düşük Sıcaklıkta Hava Ayrıştırma

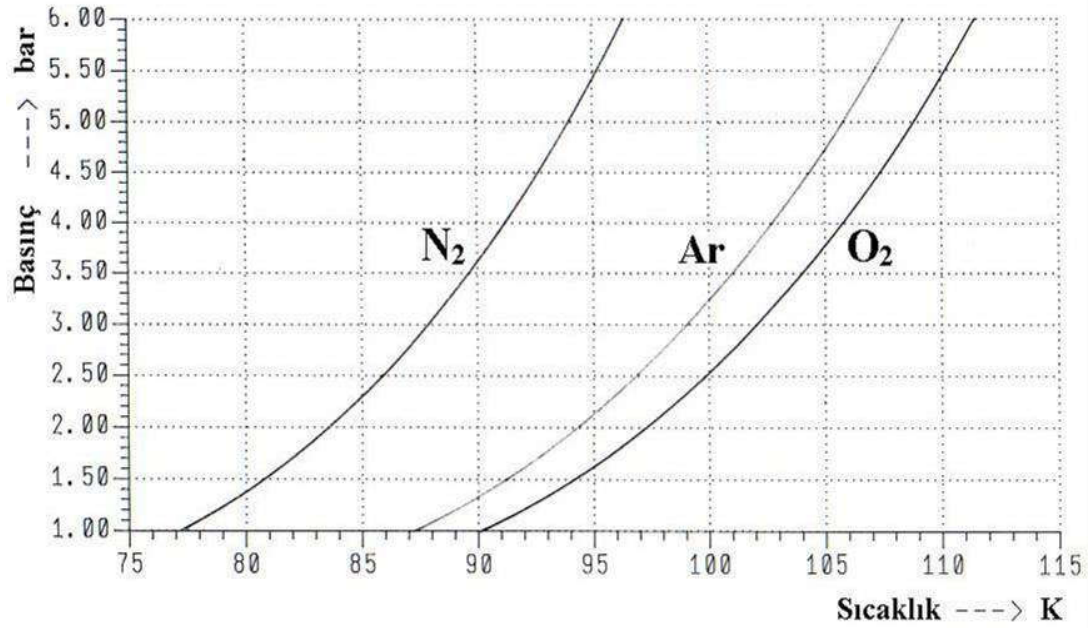
İki İngiliz fizikçi olan Wiliam Thomson ve James Prescott Joule 1852' de yaptıkları deneylerde, basınç altında tutulan bir gazın sıcaklığı, genişleme valfinde adyabatik olarak geliştirildiğinde düşer. Bu da soğukluk üretimi anlamına gelmektedir. İzoentalpik genişleme deneyleri yapıldıktan sonra bu fenomen Joule-Thomson Effect adını almıştır (Anonim, 2007a).

veya Azot jeneratörü olarak adlandırılır. Aşağıda Linde prensibi ile havanın sıvılaştırılması şekli yer almaktadır (Şekil 3.3.).



Şekil 3.3. Linde prensibi ile havanın sıvılaştırılması

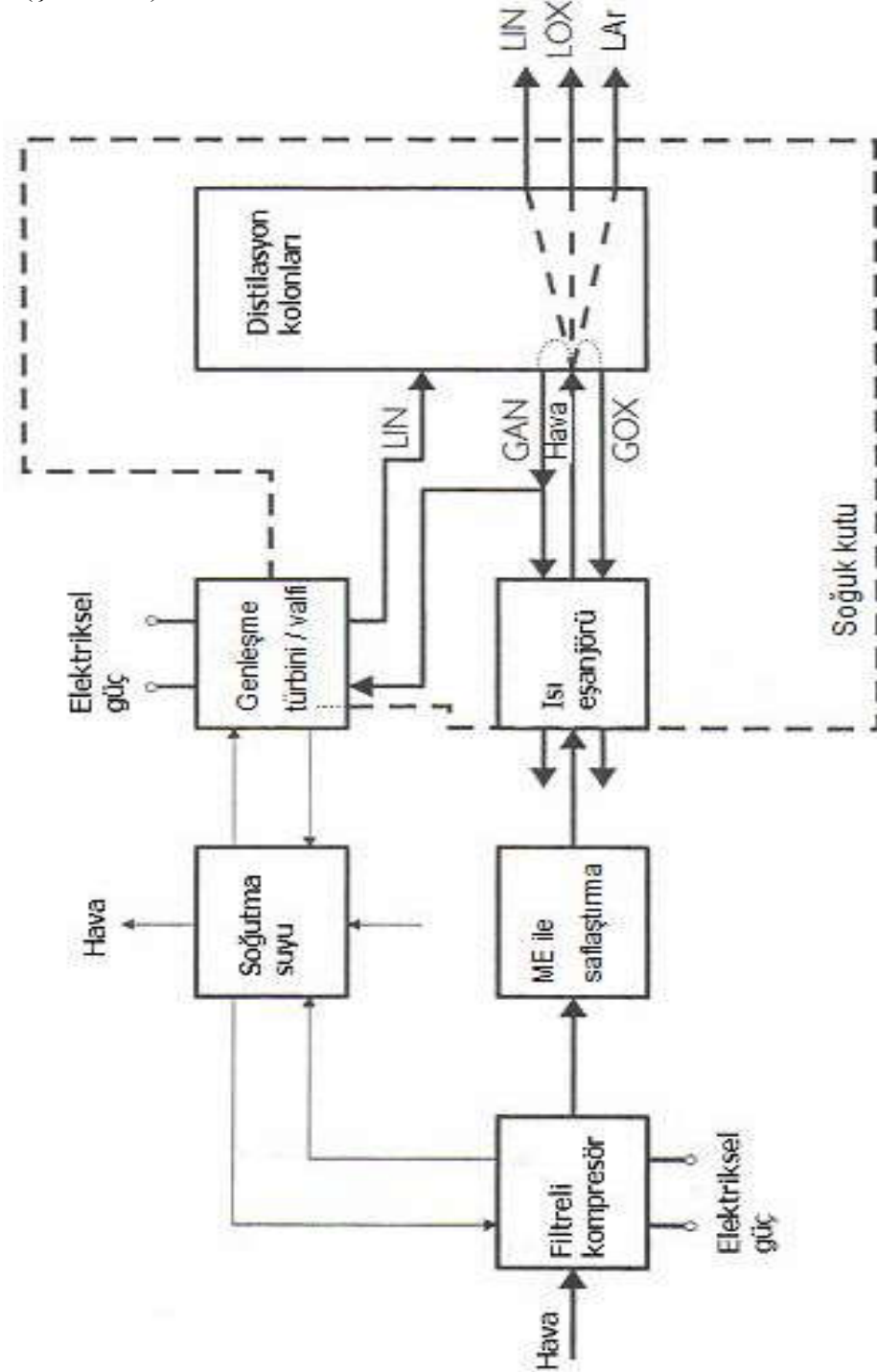
Düşük sıcaklıkta hava ayrıştırma prosesleri ayırma ve ürün safiyetini sağlamak için kaynama sıcaklıkları farkından faydalanır (Şekil 3.4.). Düşük sıcaklık sistemleri sıvı ürünler üretebilen tek sistemlerdir (Anonim, 2006b).



Şekil 3.4. O₂, N₂ ve Ar Kaynama diyagramı

3.5. Hava Ayırıştırma Sistem Ekipmanları ve Temel Prosesler

Hava ayırıştırma tesislerinin işletme prosesinin genel iç ekipman şeması aşağıdaki gibidir (Şekil 3.5.).



Şekil 3.5. HAT Proses akış şeması

3.5.1. Havanın Filtrasyonu ve Sıkıştırılması (Basınçlandırılması)

Hava farklı gazların karışımıdır. Havada bulunan saf olan ve saf olmayan maddelerin, kimyasal, fiziksel ve spesifik özellikleri Çizelge 3.1.' de ve Çizelge 3.2.'de verilmektedir.

Çizelge 3.1. Havada bulunan saf maddeler ve özellikleri

	KAYNAMA A SICAKLI ĞI	BUHAR LAŞMA SICAKLI ĞI	HAVADA Kİ KONSAN TRASYO	TRIPLE NOKTASI		KRİTİK NOKTASI		HACİMSEL AĞIRLIK		MOLEKÜ LER AĞIRLIĞI
				SICAKLI K	BASINÇ	SICAKLI K	BASINÇ	GAZ 0° C 1 atm	SIVI 1 atm	
	° C	Kcal/K g	%, ppm vol	C	mm/Hg	C	atm/abs	Kg/Nm ³	Kg/l	g.
OKSİJEN	- 183	50,9	20,95	- 218,8	12	- 118,8	49,7	1,43	1,14	32
AZOT	- 195,8	47,6	78,08	- 210	94,6	- 147,1	33,5	1,25	0,81	28
ARGON	- 185,9	38,9	0,93	- 189,4	512,2	- 122,5	4,8	1,73	1,4	40
KRİPTON	- 153,2	25,8	1.1 ppm	- 158,2	550	- 63,8	54,2	3,74	2,16	83,7
XENON	- 108,1	23	0.09 ppm	- 111,8	612	16,6	58,2	5,9	3,06	131,3
HELYUM	- 268,9	5,7	5 ppm	/	/	- 268	2,3	0,18	0,13	4
NEON	- 246,1	20,8	18 ppm	- 248,6	325	- 228,8	26,9	0,9	1,2	20,2
CO2	/	/	330 ppm	- 56,6	5.1 atm	31,3	72,9	1,98	1,18	44
HAVA	- 191,5	49,1	/	/	/	- 140,7	37,2	1,29	1	(28.9)

Çizelge 3.2. Havada bulunan saf olmayan maddeler ve özellikleri

Kimyasalın İsim	Kimyasal Formülü	Konsantrasyonu (volume)
Karbondioksit	CO ₂	480 ppm
Karbonmonoksit	CO	< 0.6 ppm
Hidrojen	H ₂	< 0.7 ppm
Metan	CH ₄	< 8.0 ppm
Etan	C ₂ H ₆	< 0.05 ppm
Asetilen	C ₂ H ₂	< 0.4 ppm
Etilen	C ₂ H ₄	< 0.2 ppm
Propilen	C ₃ H ₆	< 0.2 ppm
Propan	C ₃ H ₈	< 0.05 ppm
Toplam Hidrokarbon	C ₄ ⁺	< 0.05 ppm each
Aseton	C ₃ H ₆ O	< 0.05 ppm
Ozon	O ₃	< 0.2 ppm
Diazot Oksit	N ₂ O	< 0.6 ppm
Azot Oksit	NO _x	< 0.1 ppm
Amonyak	NH ₃	< 0.01 ppm
Hidrojen Sülfat	H ₂ S	< 0.001 ppm
Klor	Cl	< 0.1 ppm
Toplam Kuvvetli Asit	HCl + NO ₃	< 0.05 ppm
Toz		< 0.5 mg/Nm ³
Kükürt Dioksit	SO ₂	< 0.1 ppm

Bu bileşenlerin çoğu proses üzerinde olumsuz etki yapar, bu nedenle kirleticiler olarak adlandırılırlar ve havadan uzaklaştırılmaları gerekmektedir. Bu kirleticiler taze hava içerisinde bulunur. Çizelge 3.2.' de yer alan sülfür oksit ve azot oksitler yanma sonucu oluşan gazlar olarak hava içerisinde bulunurlar.

Proseste kullanılacak olan atmosferik basınçtaki ve ortam sıcaklığındaki hava, hava emiş bacası adı verilen, silindirik baca şeklindeki bir ekipman içerisinde geçerek, turbo kompresör girişinde bulunan filtre odasına girer. Hava emiş bacasına girişte hava bir filtrasyona tabi tutulur. Buradaki filtrasyon kaba filtrasyondur (büyük partiküllerin tutulduğu bölüm).

Toz proseste kesinlikle istenmeyen bir partiküldür ve kesinlikle havadan uzaklaştırılması gerekir. Proses ekipmanlarında zamanla birikme yaparak direnç tabakası oluşturur ve istenmeyen tıkanmalara sebebiyet verebilir.

Turbo hava kompresörünün dönen parçaları (rotor ve kanatçıklar) çok yüksek devirlerde (30.000 rpm) döndüğünden üzerinden geçen hava akışının çok temiz olması gerekir. Toz aşınmaları arttırır ve gaz kaçaqları oluşur ki bu da kompresörün operasyonel verimliliğini azaltır. Hava filtreleri havanın içerisindeki toz partiküllerini tutar. En genel olarak ikiye ayrılabilir.

Birincisi akış filtreleri olarak adlandırılır ve büyük partikülleri tutmaya yarar. Diğer bir filtre türü ise ince filtre olarak adlandırılır ve bunlar mikrometre boyutundaki partikülleri tutar.

Akış filtreleri rulo şeklindedir ve otomatik olarak kendini sarar. Bunlar işletmede rulo filtre olarak adlandırılır. Bu filtrenin önündeki ve arkasındaki, yani giriş ve çıkış hava basınçları ölçülerek aralarındaki fark (diferansiyel) basınç hesaplanır. Bu fark basıncın yükselmesine göre filtrenin tıkanmaya başladığı anlaşılır ve filtre otomatik olarak sararak yeni ve temiz filtrenin görev yapmasını sağlar.

İnce filtre, bir kasetin içerisine doldurulmuş, dokunmuş ağ şeklindeki malzemeden oluşmaktadır. Bu tür filtreler işletmede kaset filtre olarak adlandırılır. Burada bir manometre bulunmakta ve basınç düşüşü ölçülmektedir. Bu basınç düşüşü önceden belirlenmiş set değerine geldiğinde (örneğin; 60 mmSS) kaset filtre yenisi ile değiştirilmelidir. Değiştirme işlemi manuel olarak gerçekleştirilmektedir. Buradaki basınç düşüşü önemsiz büyüklükte gibi görünse de turbo hava kompresörünün enerji

tüketiminde büyük etkisi vardır. Aşağıda bir filtre odası uygulaması verilmektedir (Anonim, 2006c).

Ele alınan örnek tesiste, filtre odası 3 bölümden oluşmaktadır:

Birinci bölümde 2 adet rulo filtre bulunmaktadır. Bu filtrelerin girişi ile bir sonraki bölümün girişi arasına bir manometre yerleştirilmiştir. Bu filtreler normal işletme şartlarında yaklaşık 1ayda bir otomatik olarak sarmaktadır. Burası ilk geçiş alanı olduğundan diğerlerine oranla daha çabuk kirlenmektedir.

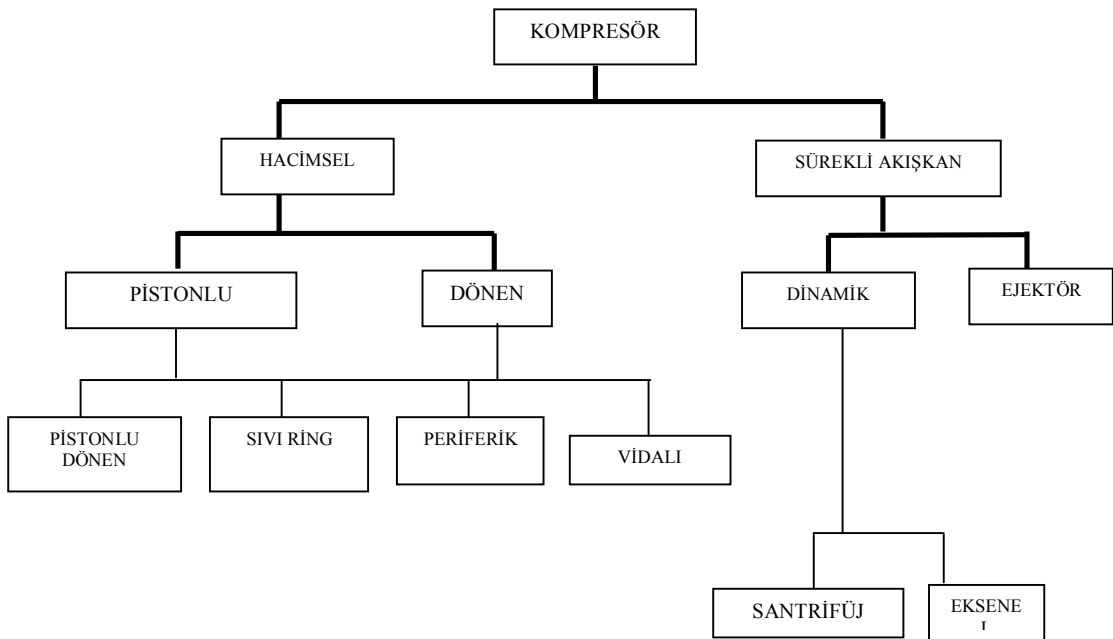
İkinci bölüm birincinin aynısıdır. Burada da yine manometre ile fark basınç ölçülmektedir.

Üçüncü bölümde kaset filtre bulunur. Bunlar daha küçük çaplı partikülleri tutma özelliğine sahiptir. Bu filtreler yaklaşık 6 ayda bir değiştirilir.

Kompresörden gelen gürültünün azaltılması amacıyla metal ekran (susturucu) bulunmaktadır. Hava Ayrıştırma Tesislerinde kompresörlerin temel görevi kesintisiz havayı sabit bir basınçta ve düşük sıcaklıkta sağlamaktır. Bu bakımdan bakıldığında kompresör ailesi iki büyük familyadan meydana gelmektedir (Şekil3.6.). Bunlar;

Hacimsel kompresörler (Volumetric compressor) de hava, kapalı bir hacim içerisinde sürekli tekrar tekrar sıkıştırılması ile basınçlanmaktadır.

Dinamik kompresörler (Dynamic compressor) de hava, hızının kademeli olarak değiştirilmesi ile basınçlandırma yapan kompresörlerdir.



Şekil 3.6. Kompresör çeşitleri şeması

3.5.1. Kompresörler ve Havanın Basınçlandırılması

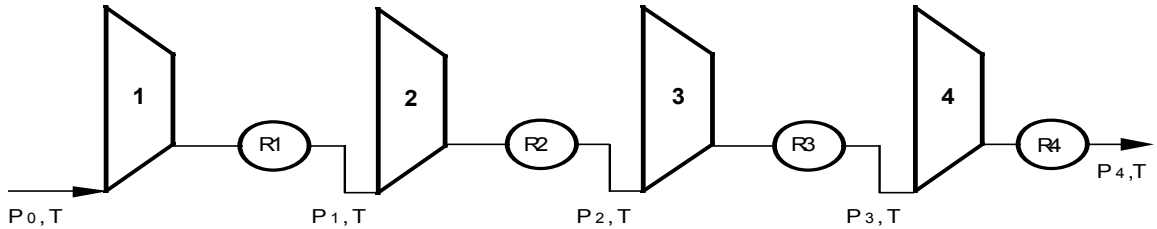
Aşağıda yer alan Şekil 3.7. de kompresörlerin genel amaçlı olarak ne amaçla kullanıldığına dair anlatımı görmekteyiz.



Şekil 3.7. Kompresör basınçlandırma durumu

Kompresör sıkıştırma oranı son kademe çıkış mutlak basıncının, mutlak admission pressure oranı 3 den küçük olmalıdır.

Çok kademeli sıkıştırmada hava her kademe çıkışında ayrı bir basınç ve sıcaklık değerine ulaşmaktadır (Şekil 3.8.). Kompresör sıkıştırma oranı her kademe sonrasında değişmektedir. Toplamda ise bu oran düşürmek için kademeler arasına ara soğutucular yerleştirilmiştir. Çok kademeli sıkıştırmalarda her kademe çıkışındaki gaz sıcaklığı düşürülerek İzotermal sıkıştırma yapılmaktadır. Bunun sonucunda da enerji korunumu gerçekleşmektedir (Anonim, 2007b).



Şekil 3.8. Turbo kompresör basınçlandırma durumu

Sıkıştırma Gücü;

Her kademenin sıkıştırma gücü olarak bakıldığında aşağıdaki formülden yararlanılmaktadır.

$$P \text{ [kW]} = \frac{K}{\text{efficiency}} \times Q \times T \times \text{Log} \frac{P2}{P1} \quad (3.1.)$$

K = sabit	T = kademe giriş sıcaklığı °C
Q = gaz çıkış debisi (Nm ³ /h)	P1 = (abs) emiş basıncı P2 = (abs) çıkış basıncı

Formül basitleştirilirse;

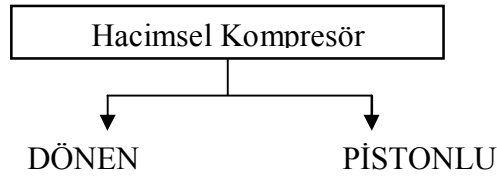
$P = 0.11 \times Q \times \log(P_2/P_1)$: bu formül aşağıdaki koşullara göre basitleştirilmiştir:

- Giriş sıcaklığı : 25 °C
- Bağıl Nem : 75 %
- $T_i = 25$ °C
- Isothermal efficiency : 66 %

Güç tüketimi gaz debisi ve sıkıştırma oranı arttıkça artış gösterir. Burada yer alan ara kademe soğutucular ne kadar verimli olursa güç tüketimide o kadar azalır.

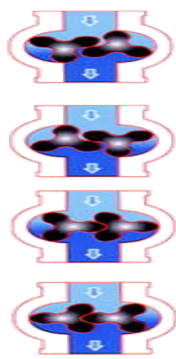
3.5.3. Hacimsel Kompresör

Hacimsel kompresörler iki ana başlıkta incelenmektedir (Şekil 3.9.).



Şekil 3.9. Hacimsel kompresör çeşitleri akış şeması

Hacimsel kompresör çalışma prensibi hacmi azaltırken basıncı arttırmak üzerinedir.

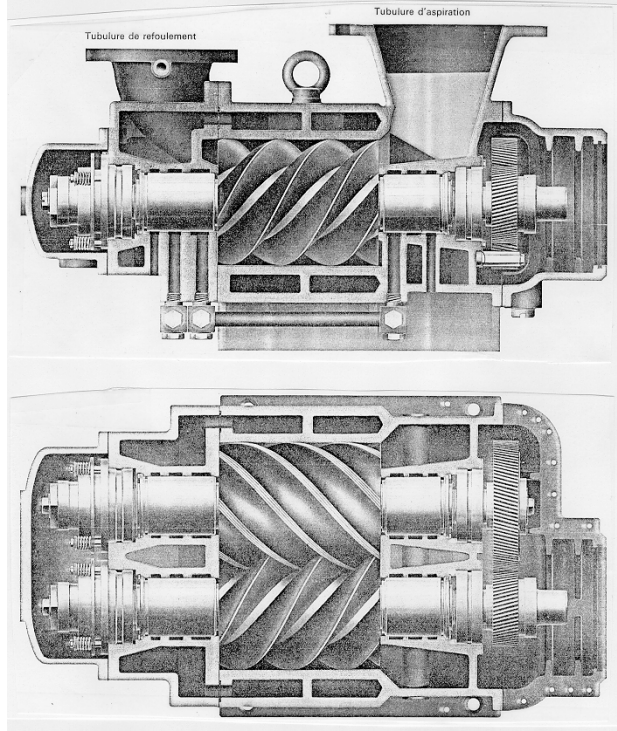


Dönen dişli kompresörler (Şekil 3.10.), İki , üç kademeli olabilmektedir. Akışkan debisi 60.000 m³/saat kapasiteli ve yağ ile hava temas etmeden çalışan kompresörlerdir. Bu özelliği çok önemlidir. Çünkü oksijen sisteminde kullanılan havada kesinlikle yağ bulunmamalıdır. Oksijen yağı gördüğü anda alevlenme özelliğine sahiptir.

Şekil 3.10. Dönen kompresör

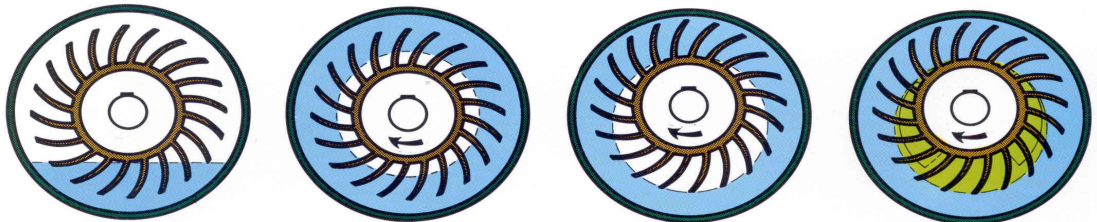
Vidalı tip kompresörlerde Şekil 3.11.'de görüldüğü üzere Hava basıncı iki rotor dişi ve erkek Helix dişi ile silindirik bir şekilde yağ içerisinde veya sulu,kuru

çalışması ile elde edilmektedir. Eğer yağlı olursa hava kapasitesi 10.000 m³/saat, sulu, kuru olursa hava kapasitesi 30.000 m³/saat üzerine çıkabilmektedir. Bu tarz kompresörler birden fazla kademeli olabilmektedir.



Şekil 3.11. Vidalı kompresör

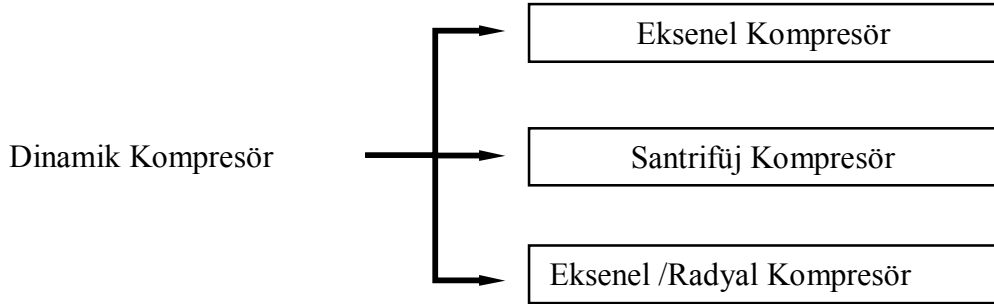
Dönen kanatçıklı kompresörler (Şekil 3.12.), düz bir rotor ekseni üzerine monte edilmiş kanatçıkların eksantrik olarak dönmesi sonucunda basınçlandırma yapan kompresörlerdir. Su veya herhangi bir akışkanın aşağıda yer alan şekilde döndürülmesi ile eksen ortasında basınç elde edilmesi ile basınç oluşturulmaktadır. Akışkan hava kapasitesi 6.000 m³/saat dir (Anonim, 2007b).



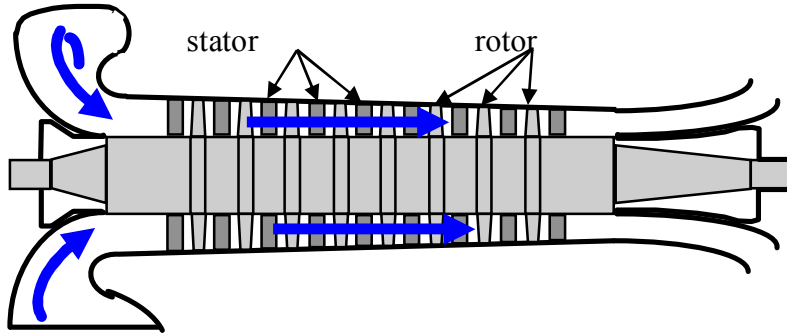
Şekil 3.12. Kanatçıklı Dönen kompresör

3.5.4. Dinamik Kompresör

Bu tarz kompresörler Hacimsel kompresörlerle zıttır. Dinamik kompresörler havanın hızının artırılması ile basınçlandırma yapan kompresörlerdir. Genel olarak 3 ana başlık altında incelenir (Şekil 3.13.)



Şekil 3.13. Dinamik kompresörler



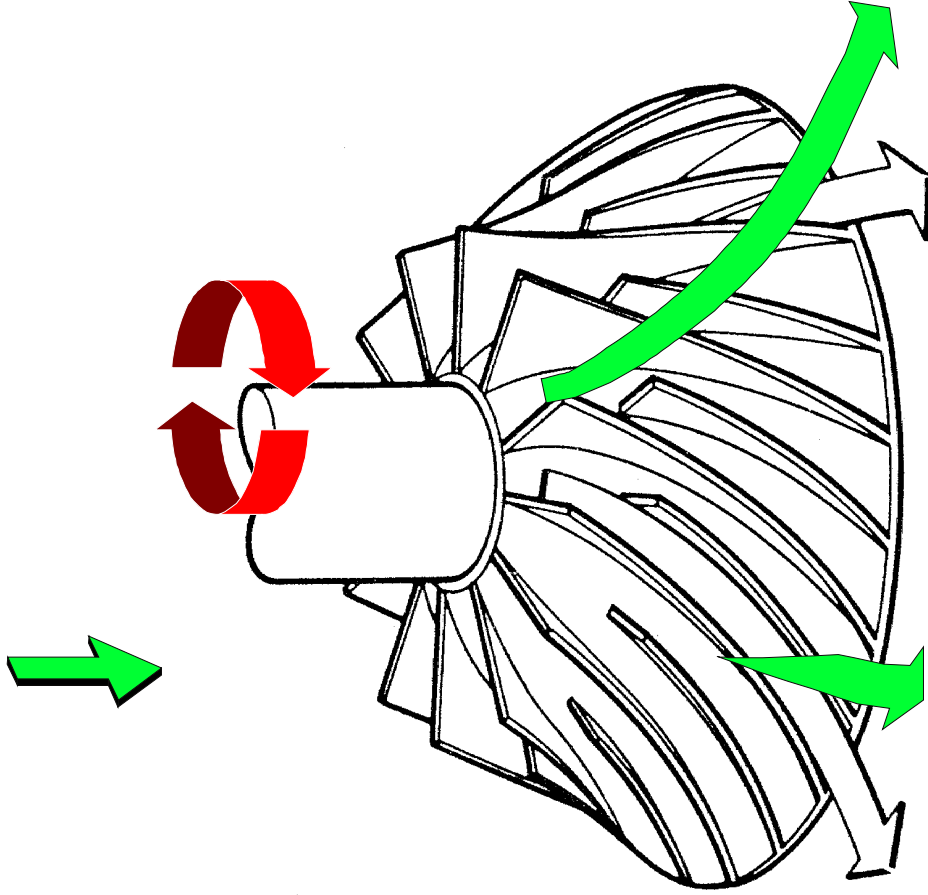
Şekil 3.14. Eksenel kompresör

Şekil 3.14.'de görüldüğü gibi Eksenel kompresörde basınç, gaz sirkülasyonu paralel bağlı silindirik veya konik rotor kanatçıklarının tek bir şaft üzerinde dönmeleri sonucunda elde edilmektedir. Bu tarz kompresörler yüksek debi ihtiyacı (100.000 m³/saat) olan tesislerde kullanılmaktadır. Bu kompresörlerin dezavantajı yüksek debili olmasına rağmen yüksek basınçlandırma oranlarına sahip değildirler.

Dinamik santrifüj kompresörler, santrifüj tipli kanatçıklardan, pevanelerden bir bütün olarak oluşmaktadır (Şekil 3.15.). Pevaneden geçen gaz dağıtıcı bir difüzöre

geçer, ardından başka çaplı bir kanatçığa ve bu birkaç kez tekrar edilerek basınçlandırma işlemi yapılmış olur.

Bu tip kompresörlerin sıkıştırma oranları bir hayli yüksektir. Buda oksijen için 50 bar basınca kadar veya hava için 100 bara kadar basınçlandırılmasına olanak sağlamaktadır. İzotermal verim bu kompresörde çok iyidir (Anonim, 2007b).

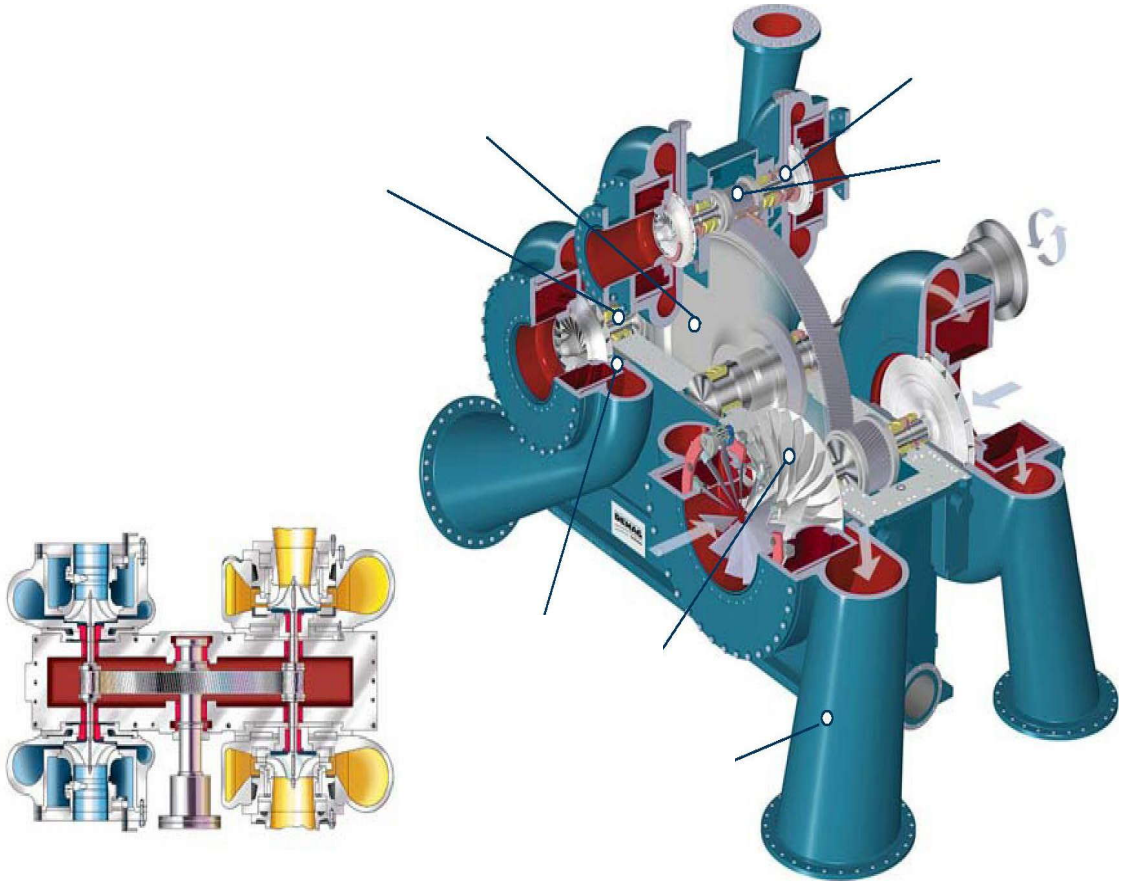


Şekil 3.15. Santrifüj kompresör kanatçık yapısı

3.5.5. Turbo Hava Kompresörü

Günümüzdeki turbo hava kompresörleri radyal çok şaftlı kompresördür (Şekil 3.16.). Daha eski yıllarda kullanılan kompresörler çok kademeli ancak tek radyal şaftlı dizayn edilmekteydi. Ancak bu bakım konusunda ve arıza durumunda tüm şaftın komple sökülmesini gerektirdiğinden pek de avantajlı değildi.

Burada ele alınacak kompresör 3 kademelidir. Kompresörün kademeleri dişli kutusu (redüktör) üzerine monte edilmiştir. Elektrik motorundan gelen hareket ana dişliye iletilmektedir. Ana dişli üzerinde birinci ve ikinci kademe fanlarını çeviren birinci pinyon dişli ve üçüncü kademe fanlarını çeviren ikinci pinyon dişli bulunur (Anonim, 2007b).



Şekil 3.16. Turbo hava kompresörü kesiti

Kompresörün çalıştırılması; Kompresör içerisinde, üzerinde çok sayıda bıçağın bulunduğu diskler yer almaktadır. Bunlara çark adı verilmektedir. Çark kompresör içerisinde bir yuvaya oturur. Bu yuva spiral kabuk şeklindedir.

Çark ve spiral yuvası çok büyük bir hassasiyetle üretilir. Aralarında mümkün olan en düşük miktarda boşluk bırakılmıştır ve gerçekte birbirlerine teması bulunmamaktadır. Bu durum yağlamayı gereksiz kılmakta, dolayısıyla hava yağsız olarak kalmaktadır.

Çark şaft üzerine monte edilmiştir ve bu şaft yataklanmıştır. Şaftla birlikte üzerindeki çark çok yüksek devirlerde dönmektedir. Gaz çarka aksiyal doğrultuda girer. Şaft ve çarkın yüksek devirlerde dönmesi nedeniyle gaz rotasyon hareketine zorlanır. Yüksek rotasyon hızı nedeniyle gazın çark ile kabuk arasındaki boşluktan geriye kaçması engellenir. Gaz çarktan spiral kabuğa radyal doğrultuda çıkar (İlk kademelerin spiral kabuğu en büyük olanıdır. Kademelerin numarası arttıkça boyutu küçülür. En son kademe en küçük olanıdır). Gazın enerjisi sabit kalmak kaydıyla, kinetik enerjisihızdan yüksek basınca dönüşür (Bernoulli yasasına göre). Gaz şafttan dışarı doğru kaçamayacaktır. Çünkü burada sızdırmazlık elemanı bulunmaktadır. Bu sızdırmazlık elemanına labirent sızdırmazlık adı verilmektedir. Bu sızdırmazlık çok sayıda ince halka plakadan oluşmaktadır. Bu halkalar şaft üzerinde ve duvarın içinde bulunmaktadır. Bunlar şaft ve yatağa (duvara) aralarında çok küçük bir boşluk kalacak şekilde yerleştirilir.

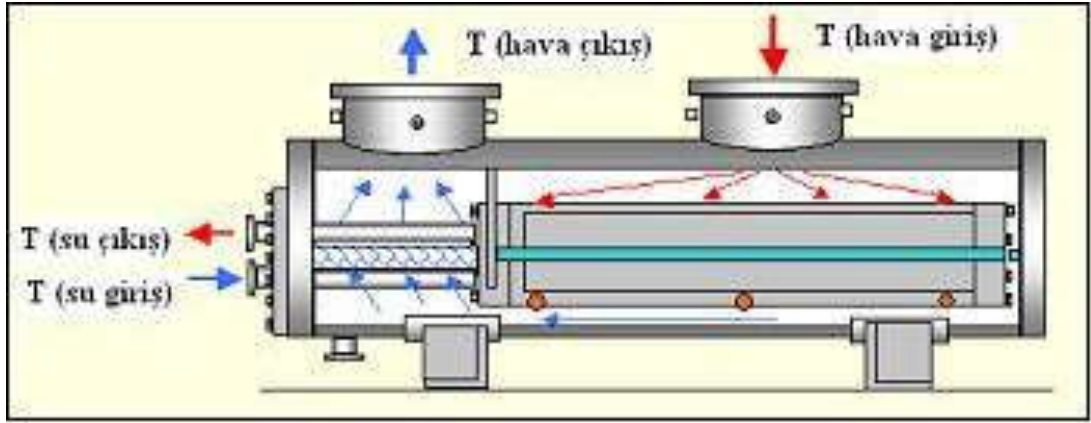
Dönen ve sabit halkalar arasındaki küçük boşluk nedeniyle ufak kaçaklar oluşacaktır. Ancak bu kaçaklar kontrol altında tutulabilir.

Tek çark basıncı yeterli düzeyde yükseltmez. Bu nedenle birkaç tane birden kullanılması gerekir. Normalde 4 adet, bazen de 3 adet bulunur.

Her bir kademedeki sıkıştırma ile gazın hacmi küçülür. Sıkıştırmanın etkisiyle ısı yükselir ve gazın sıcaklığı artar. Bir sonraki kademe de efektif bir sıkıştırma yapılabilmesi için bu ısının alınması gerekir. Bu nedenle her bir çarktan sonra bir adet soğutucu yerleştirilir. Bu soğutuculara kademe soğutucuları adı verilir. Gaz, bu kademe soğutucularında su ile soğutulur.

Kompresöre giren atmosferik şartlardaki hava, birinci kademeye girer ve 1,1 kg/cm² basınç ve 106°C sıcaklıkta çıkarak Şekil 3.17.'de yer alan ara kademe soğutucusuna girer. Buradan 21°C'de çıkan hava ikinci kademeye girer. Yaklaşık 2,2

kg/cm² basınç ve 87°C sıcaklıkta çıkan hava ikinci ara kademe soğutucusundan geçtikten sonra üçüncü kademeye girer. Buradan yaklaşık 5-5,5 kg/cm² basınç ve 90-95°C sıcaklıkta çıkarak kompresörü terk eder. Buna karşılık soğutma suyu kademe soğutucularına 20-25°C sıcaklıkta ve 2,5-3 kg/cm² basınçta girerken, çıkışta 27-30°C sıcaklığa ve 2,2-2,6 kg/cm² basınçta sahip olur.



Şekil 3.17. Oil Tech hava soğutucu kesiti

Turbo hava kompresörünün enerji tüketimi doğrudan aşağıda verilen etkenlere bağlıdır:

- Akış = debi (Nm³/h)
- Her bir kademenin emiş sıcaklığı (°C)
- Basınç artışı $P_{\text{çıkış}} / P_{\text{giriş}}$ (bar / bar mutlak)
- Diğer tüm şartlar sabit kalmak kaydıyla hava akışında % 10' luk bir artış sonucunda enerji tüketimi de % 10 artar. (Anonim, 2007b)

Kompresör debi kontrolü; ilk çarkın girişinde bulunan IGV dönebilen bir vanadır. IGV, giren gaz akışının açısını dönen çarka rağmen değiştirebilir. Çarktan gaza kinetik enerji aktarıldığından dolayı bu konu çok önemlidir. Açı değiştiğinde, gazın hızı dönen çarka bağlı olarak değişir.

Normal işletmedeyken açı 0°dir. Çünkü gaz çark üzerine doğru hareket etmektedir. Eğer vana dönecek olursa, giren gaz akışı çarkın dönüş yönü doğrultusunda akışa geçer ve gazın hızı çark hızına düşer. Bu transfer olan kinetik enerji miktarını azaltır ve dolayısıyla akışı da azaltır. IGV açısı pozitifdir ve giriş borusu üzerinde ölçekli olarak gösterilir. Normalde açığı +60° ye yükseltmek mümkündür. Bunun sonucunda akış % 60-65' e düşer. Kompresörün enerji tüketimi düşer, fakat bu düşüş verimin

düştüğü ölçüde olmaz. Eğer IGV açısı yaklaşık -15° ye kadar düşürülürse, akış bir dereceye kadar yükselebilir. Bu durumda gaz akışı, çarkın dönmesine rağmen yönlendirilebilir. Bu, kinetik enerji miktarını artırır ve gaz akışının artarak yaklaşık % 110 olmasını sağlar. Bununla beraber enerji tüketimi de artar. Bazı tesislerde daha basit tipte kontrol bulunur. Kontrol girişe konulan bir vanayla sağlanır. Bu vananın kapatılmasıyla akış, bir dereceye kadar düşerken, basınç ve girişteki efektif hacim de azalır. Bu yöntem ucuz olmasına rağmen daha düşük verimlilik sağlar. Basıncı atmakla, daha sonra bu basıncı tekrar sağlamak için kompresörde enerji harcanmaktadır. (Anonim, 2007b)

En iyi ve en pahalı kapasite kontrolü, kompresörün elektrik motoruna hız kontrolü takılarak sağlanır. Bu yöntem kompresör verimini düşük hava akışlarında dahi korur.

Kompresör atmosfer vanası fonksiyonu (Askanya); turbo kompresörün çıkışında bulunan bu valf ile basınç ayarlaması yapılır. Kompresör çıkışındaki basıncın set edilen değerde kalmasını sağlar. Bunu, basınç set değerinin üzerine çıktığında açarak, altına indiğinde kapatılarak sağlar. Modern sistemlerde bu işlem tamamen otomatik olarak kendiliğinden gerçekleşmektedir. Eski tesislerde bu işlem manuel olarak yapılmaktaydı.

Turbo hava kompresörü ilk çalıştırıldığında (tesis devreye alınırken) açma – kapama işlemleri çok sık olarak gerçekleşmekte, tesis normal işletme şartlarına geldiğinde bu sıklık azalmaktadır.

Kompresör çalışma eğrileri ve sörcü; kompresör akışı, prosesin tersten oluşturduğu basınca ve IGV' nin açısına bağlıdır. Üreticiler kompresörü test ederek, farklı basınçlar ve farklı IGV açıları için diyagram çizer.

Bu diyagramlarda yatay eksen hacimsel akışı, dikey eksen ise basınç oranını ($P_{\text{çıkış}} / P_{\text{giriş}}$) gösterir. Farklı IGV açıları (0° , 20° , 40° , -10°) için eğri çizilir. Eğriler benzer formdadır. Bu nedenle geniş basınç oranında akış küçük olurken, düşük basınç oranında akış büyük olur.

Olayı daha iyi yorumlayabilmek için bir fan düşünelim. Bu fan bir borunun içerisine hava üflemede ve borunun en uç tarafında da bir vana bulunmaktadır. Vana tam açıkken, hava akışı maksimum düzeyde, ancak boru içerisindeki basınç düşüktür. Kademeli olarak bu vanayı kapatacak olursak, basınç yükselir fakat hava akışı düşer.

Sonuç olarak gelinen noktada şunu diyebiliriz: Karşı basınç çok fazla yükseldiğinde, fan daha fazla zorlayamaz. Ardından hava kayıpları fan bıçaklarına temas eder ve akış anlık olarak düşer. Şimdi basınç düşer ve hava tekrar boru içerisinde akışa geçer. Bu akış basıncın tekrar çok yükselmesine kadar devam eder. Eğer bu durumda müdahale edilmezse bu proses tekrar gerçekleşecek ve tüm fan ünitesi güçlü vibrasyon etkisiyle hasarlanacaktır. Bu olaya sörç adı verilir.

Bu alan kompresör eğrisinde sörç alanı olarak tanımlanan bir alan ile gösterilir. (Anonim, 2007b)

Sörçten sakınmak için en basit yöntem akışı en kısa sürede arttırmak için atmosfer valfinin açılmasıdır. Bu atmosfer deşarj hattına bağlıdır. Bu hat doğrudan atmosfere de olabilir. kompresörün emiş hattına doğru da olabilir. Emiş hattına bağlanıyorsa buna baypas adı verilir.

Bu olay otomatik olarak kontrol edilir ve sistemde bir FIC, PI ve hesaplama ünitesi bulunur. Kompresör çıkışındaki akış ve basınç ölçülür. Hesaplama ünitesi diyagramın emniyetli bölgesinde olup olmadığına karar verir. Eğer değilse akış kontrolörüne sinyal gönderilir ve atmosfer valfi bu sinyale göre açılır.

Kompresör soğutucuları ve soğutucuda gerçekleşen enerji değişimi; turbo kompresörün kademe soğutucularının bandıl borularının içerisinde soğutma suyu geçerken, kabuk ile bandıl arasında kalan boş alandan hava geçer. Hava ile su birbirine zıt yönde akarlar. Burada kontaklız bir ısı transferi gerçekleşir. Isı transfer alanı ve sıcaklık farkı, verilen akış için ne kadarlık bir ısının transfer olacağını belirler.

Soğutma suyunun sıcaklığı, bir sonraki kademeye girecek gazın sıcaklığını belirler. Bu, kompresördeki enerji tüketimi açısından önemlidir. Çünkü enerji tüketimi, kompresör kademe girişindeki emiş sıcaklığına bağlıdır. (Anonim, 2007b)

Soğutucunun ne kadar verimli olduğunu belirlemek için çıkan gaz ile giren soğutma suyu arasındaki sıcaklık farkı alınır. Eğer soğutma suyu sıcaklığı yükselirse, gazın çıkış sıcaklığı da yükselir. Bu nedenle iki sıcaklık arasındaki fark alınarak soğutucunun fonksiyonu kontrol edilir. Soğutma suyu akışının doğru set edilip edilmediğini kontrol amacıyla soğutucuya giren suyun sıcaklık artışına bakılır. Bu değer üreticinin belirlediği sınırlar içerisinde olmalıdır. Normalde bu $5-10^{\circ}\text{C}$ arasındadır. Eğer soğutma suyu miktarı çok az ise sıcaklık artışı fazla olur. Eğer soğutma suyu debisi doğru set edildiyse soğutucunun kirlendiği; giren soğutma suyu ile çıkan gaz

sıcaklıkları arasındaki farkın yükselmesiyle anlaşılır (Δ soğuk uç). Bu sıcaklık farkı çok büyük değere ulaşırsa soğutucu temizlenmelidir.

Gaz endüstrisinde gaz akışları kg/h cinsinden ölçülemez. Nm³/h cinsinden ölçülebilir. Daha sonra çevrim tablosu kullanılarak kg' a dönüştürülebilir.

Havanın yoğunluğu 1,29 kg/Nm³, tür.

Akış; F = 25330 kg/h olarak kabul edilsin.

Isı eşanjörü içerisinde basınç büyük oranda sabit kalır.

Bu nedenle spesifikısı olarak C_p

Hava için C_p = 1,0 kJ/kg⁰C

Su için C_p = 4,2 kJ/kg⁰C

Aşağıda verilen eşitliği kullanarak entalpi farkı (ısı içeriği) hesaplanabilir.

$$H_{\text{hava}} = F_{\text{hava}} \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (3.2.)$$

$$H_{\text{hava}} = 25330 \text{ (kg/h)} \cdot 1,0 \text{ (kJ/kg}^0\text{C)} \cdot (110-23) \text{ (}^0\text{C)} = 2201000 \text{ (kJ/h)}$$

$$H_{\text{su}} = F_{\text{su}} \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (3.3.)$$

$$H_{\text{su}} = 78700 \text{ (kg/h)} \cdot 4,2 \text{ (kJ/kg}^0\text{C)} \cdot (24-17) \text{ (}^0\text{C)} = 2303000 \text{ (kJ/h)}$$

Hava içerisindeki su buharının kondens olması hesaba katılmadığından arada fark oluşmuştur.

İşin gerçekleştiği süre içerisinde tüketilen enerji, güç olarak adlandırılır. Güç ile zamanın çarpımı bize enerjiyi verecektir. 2.300.000 kJ/h' lik değer ne anlama geldiğini daha iyi anlayabilmek için bunu kW' a dönüştürebiliriz.

1 kJ = 1 kW s ve 1h = 3600 s' dir.

$$2300000 \text{ kJ/h} = 2300000 \text{ (kws/3600 h)} = 639 \text{ kw}$$

Eğer soğutma suyu sıcaklığı yükselecek olursa; 2, 3 ve 4. kademelerin emiş sıcaklıkları da yükselir. Bu da enerji tüketiminin artmasına neden olur. Bu, izoterm işletme verimlilik denklemi kullanılarak hesaplanabilir (sabit akışta yükselen basınçta).

Burada basitleştirilmiş bir yöntemle hesap yapılabilir. Yeni enerji tüketimi dizayn değerinin yerini alır. Bu, yeni soğutma suyu sıcaklığının dizaynı ile yaklaşık olarak aynı yola sahiptir.

$$\text{(Dizayn) soğutma suyu sıcaklığı} = 25 \text{ }^0\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\text{Yeni değer} = 29 \text{ }^0\text{C} = 302 \text{ K}$$

$$\text{Yeni ve dizayn enerji tüketimleri arasındaki oran} = 302 / 298 = 1,013 = \% 101,3$$

Soğutma suyu sıcaklığındaki 4°C' lik bir artış, 4 kademeli bir kompresördeki elektrik tüketimini % 1 arttırır. (Anonim, 2006c)

Turbo hava kompresörün Verimliliği; giriş enerjisinin ne kadarının kullanıldığıdır. Kompresör için bu, şaft işinin ne kadarlık kısmının gaz basıncını yükseltmek için kullanıldığıdır. Sıkıştırma ile sıcaklık artmaktadır. Bu sıcaklık faydalanılamaz enerjidir. Bu nedenle ısı dışarı alınmalıdır.

Verimlilik kompresörün dizaynına, kaç tane çarkı ve ara kademe soğutucusu olduğuna bağlıdır. 4 kademeli bir kompresörün 4 çarkı ve 3 tane ara kademe soğutucusu vardır. Operasyon verimliliği 3 kademeli ve 2 ara kademe soğutuculu kompresörden daha yüksektir.

Kayıplar için pek çok sebep vardır. Hareketli ve sabit makine parçaları arasındaki sürtünme, hareketli gaz ve duvarlar arasındaki sürtünme. Ayrıca sıkıştırma ile gazın molekülleri daha sıkı bir yapıya ulaştığından ve ortaya çıkan ısıdan dolayı moleküller arasında daha fazla sürtünme meydana gelecektir.

Kompresör verimliliğinin hesaplanmasında pekçok yöntem vardır. Burada kullanılacak olan yöntem AGA' nın HAT ile ilgili yapmış olduğu teknik incelemede yer alan çalışmadır.

Burada hesaplanan izotermal verimliliiktir. Eğer gaz çok sayıda çarkı ve ara kademe soğutucusu bulunan bir kompresörde sabit sıcaklıkta sıkıştırılmışsa hesaplamalar enerji tüketimini verecektir.

İzotermik sıkıştırma teorik olarak en iyi sıkıştırmadır. Diğer bir deyişle izotermik sıkıştırma enerjisi, verilen basınç, sıcaklık ve akış değerleri için mümkün olan en düşük enerji tüketimidir.

Emiş sıcaklığı, basınç, akış ve dağıtım basıncı not edilmiştir. Bunlar izotermik enerjiyi hesaplamak için kullanılacaktır. kWh ölçerin kompresör için ölçmüş olduğu değer de not edilmiştir (Anonim, 2006c).

Basınç: 1016 mbar

Hava sıcaklığı: 21°C

Soğutma suyu sıcaklığı: 29°C

Kompresör izotermal işini veren formül:

$$W = (m / M .R) [T_1.\ln P_2/ P_1+ T_2.\ln P_3/P_2+..... T_n.\ln P_n/P_{n-1}] \quad (3.4.)$$

Kütlesel akışı Nm³/h' ten kg/s' ye çevirmek için; hava yoğunluğuyla (1,29 kg/Nm³)

veya Azot yoğunluğuyla ($1,25 \text{ kg/ Nm}^3$) çarpıp, 3600 s/h ' e böleriz.

Verim, her bir kademeye ait izotermal işin toplamının veya tüm makine için;

$$T_1 \cdot \ln(P_{\text{çıkış}}/ P_1) \quad (3.5.)$$

ifadesinin gerçek güç tüketimine bölünmesiyle elde edilir.

$$M = 57441 \text{ Nm}^3/\text{h} = 20,58 \text{ kg/s}$$

$$T_1 = 21^\circ\text{C} = 294^\circ\text{K}$$

$$T_2 = 35^\circ\text{C} = 308^\circ\text{K}$$

$$T_3 = 31^\circ\text{C} = 304^\circ\text{K}$$

$$T_4 = 32^\circ\text{C} = 305^\circ\text{K}$$

$$P_1 = 0 \text{ barg} = 1,016 \text{ bara}$$

$$P_2 = 0,56 \text{ barg} = 1,576 \text{ bara}$$

$$P_3 = 1,1 \text{ barg} = 2,12 \text{ bara}$$

$$P_4 = 2,2 \text{ barg} = 3,2 \text{ bara}$$

$$P_{\text{çıkış}} = 5,34 \text{ barg} = 6,356 \text{ bara}$$

$$W = 20,58 / 28,96 \cdot 8,314 \cdot [294 \cdot \ln(1,576/1,016) + 308 \cdot \ln(2,12/1,576) + 304 \cdot \ln(3,2/2,12) + 305 \cdot \ln(6,356/3,2)]$$

$$W = 3279 \text{ kW}$$

$$\text{İzotermal iş} = 3279 \text{ kW}$$

$$\text{Ölçülen güç} = 4875 \text{ kW (motor verimi} = \% 97,2)$$

$$\text{Şaft gücü} = 4739 \text{ kW}$$

$$\text{Verim} = \text{izotermal iş} / \text{şaft gücü} = \% 69$$

Verimliliğin düştüğünü görebilmek için daha basit bir yöntem vardır. Yataklardaki artan sürtünmeler sonucunda yatak sıcaklığı yükselir. Impeller üzerindeki aşınma neticesinde geriye (emiş tarafına) doğru olan sıcak gaz kaçakları artar. Bunun sonucunda emiş sıcaklığı ve dolayısıyla çıkış sıcaklığı da artar. Giriş ve çıkış sıcaklıkları arasındaki fark hesaplanarak, bu fark değeri kompresörün ilk devreye alındığı zamanki değerle (aynı yükteki değer) karşılaştırılırsa, herhangi bir bozulma olup olmadığını görmek mümkün olur. (Anonim, 2006c)

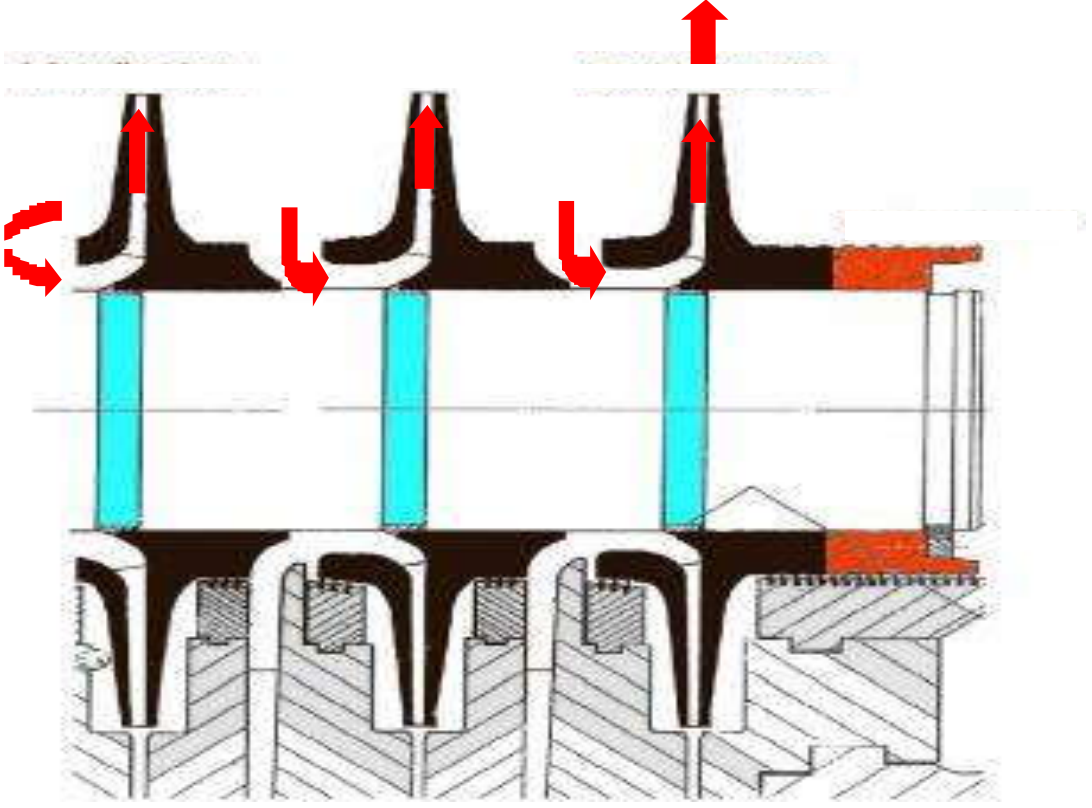
Kompresör rotor dizaynı üç ana başlık altında incelenmektedir. Bunlar;

1 - Tek Hat Dizayn

2 – Çift Taraflı Dizayn

3 – Dişli Dizayn

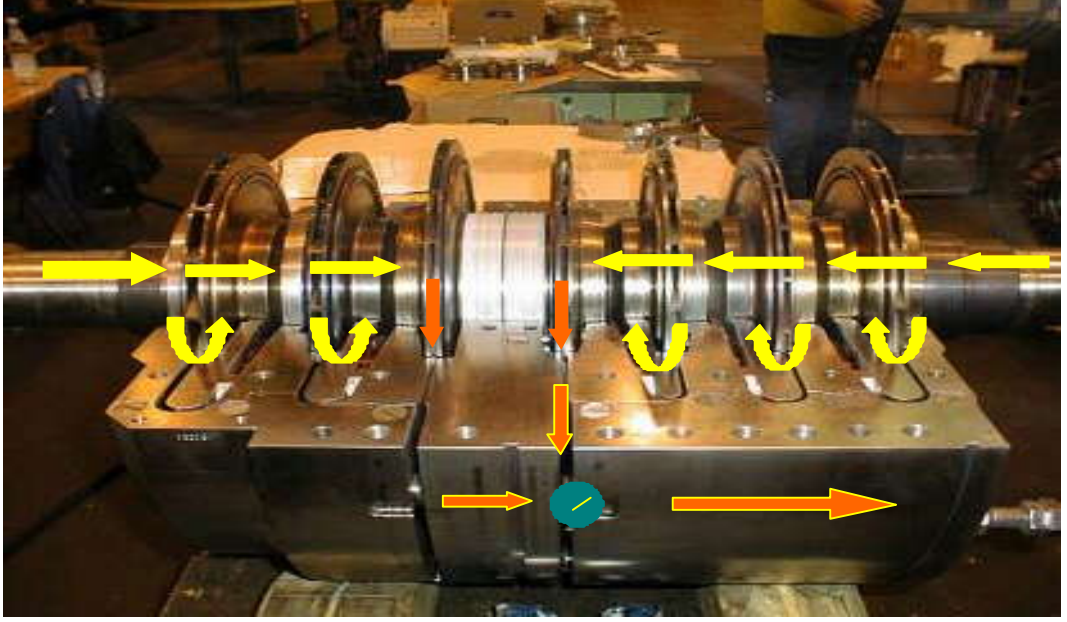
Kompresör rotor dizaynlarının üç balıktan oluşan ana şemaya göre iç yapılarını gösteren şekilleri aşağıdaki gibidir (Şekil 3.18., Şekil 3.19., Şekil 3.20., Şekil 3.21., Şekil 3.22.).



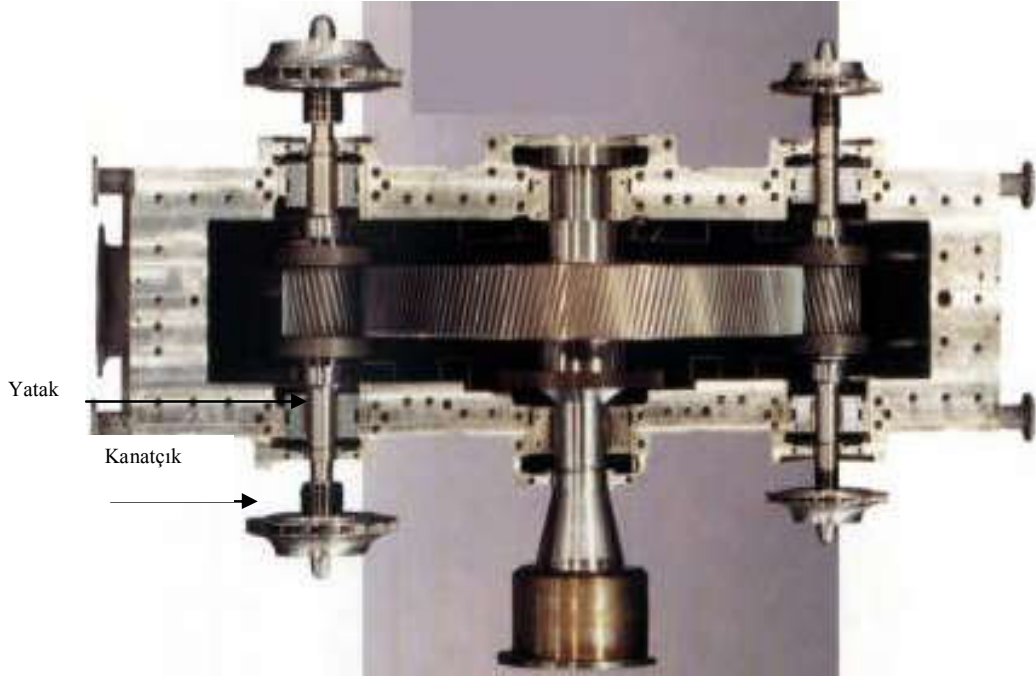
Şekil 3.18. Hava kompresörü kademe kesiti



Şekil 3.19. Hava kompresörü tek hat rotor dizayn kesiti



Şekil 3.20. Hava kompresörü çift taraflı rotor dizayn kesiti



Şekil 3.21. Hava kompresörü dişli tip rotor dizayn kesiti



Şekil 3.22. Hava kompresörü kademe (dişli tip rotor) kesiti

Kompresör kanatçık dizaynında dikkat edilmesi gereken unsurlar;

Kanatçık form

- Yarı açık
- kapalı

Kanatçık Üretimi

- döküm
- milled

Bıçak Şekli

- 2 boyutlu
- 3 boyutlu
- soldered

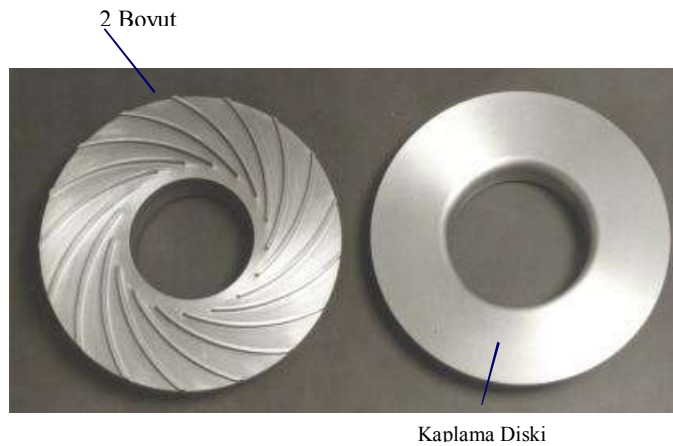
Kaplamalı Disk Bağlantısı

- perçimli
- kaynaklı

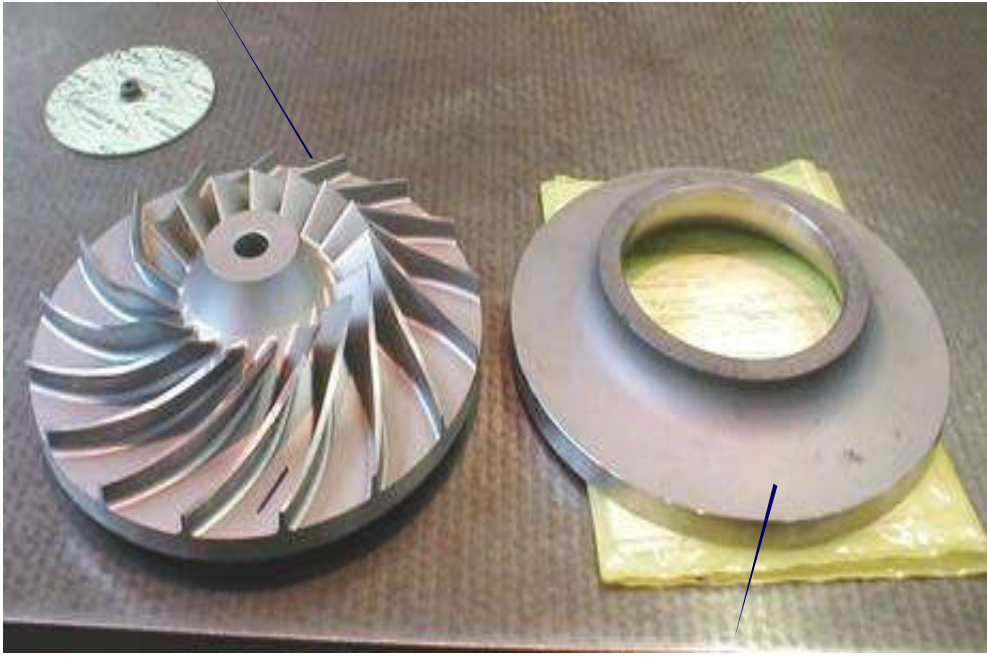
Bıçak Açısı

- Dış Açı

Çesitli kompresör kanatçık kesit, modelleri ve işlenme şekilleri Şekil 3.23., Şekil 3.24., Şekil 3.25., Şekil 3.26., Şekil 3.27.'de gösterilmektedir.



Şekil 3.23. Hava kompresörü kanatçık kesiti



Şekil 3.24. Hava kompresörü 3 boyutlu bıçaklar



Şekil 3.25. Hava kompresörü kaynaklı kanatçık



Şekil 3.26. Hava kompresörü milled kanatçık



Şekil 3.27. Hava kompresörü milled kanatçık işlenme şekli



Şekil 3.28. Hava kompresörü ana dişli işlenme şekli

Ana dişli turbo kompresörlerde elektrik motorundan almış olduğu döndürme kuvveti ile kompresör kademelerini çeviren, pinyon dişliyi çeviren büyük dişlidir (Şekil 3.29.). Bu dişli malzemesi çok sert ve yüze toleransları çok küçüktür. Nedeni etrafında bulunan pinyon dişlileri çevirdiğinde bu dişlilerdeki hız 30.000 rpm'e kadar çıkmaktadır.

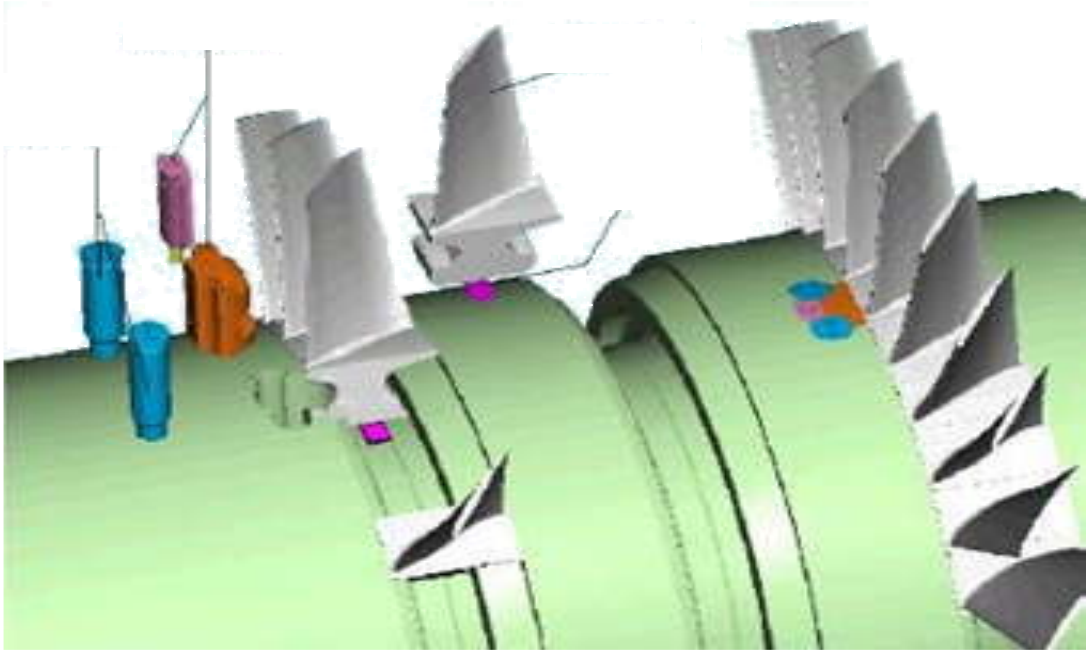


Şekil 3.29. Hava kompresörü bull gear montaj şekli

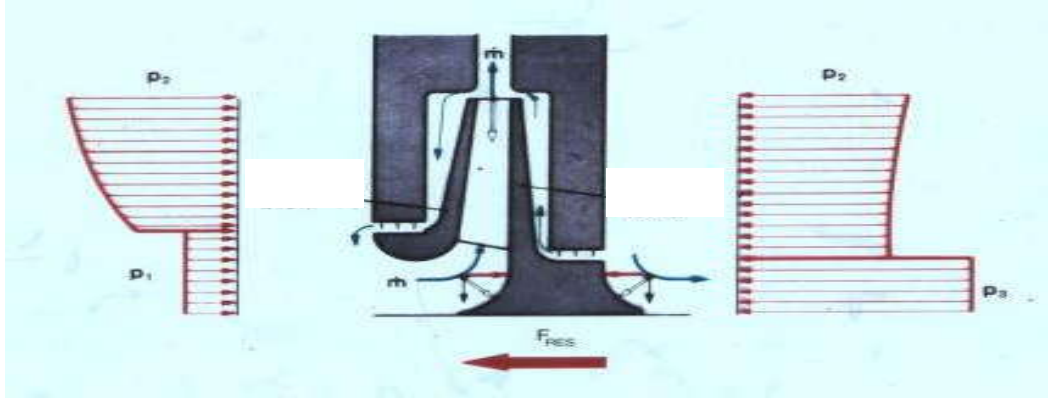
Hava kompresörünün iç yapısı, bıçakların montajı şekli ve Eksenel itme kuvvetlerinin kompresör kanatçıklarına etkisini gösteren şekilleri Şekil 3.30., Şekil 3.31., Şekil 3.32., Şekil 3.33., Şekil 3.34.'de görülmektedir.



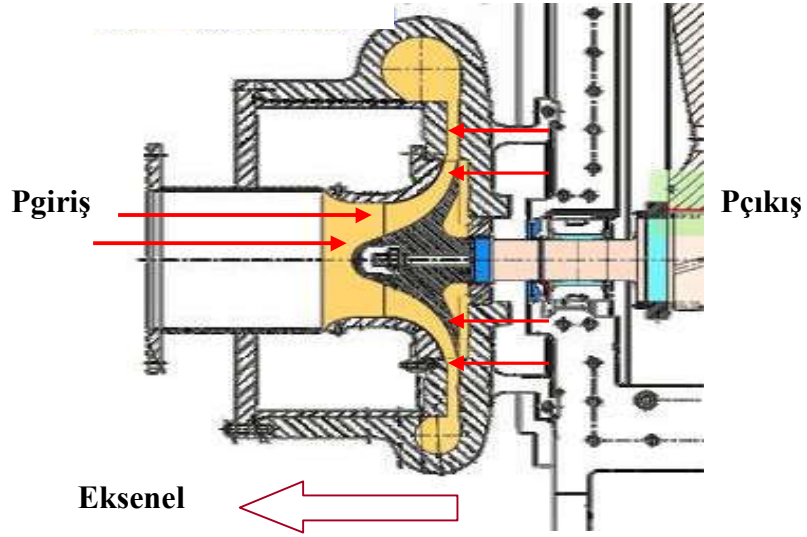
Şekil 3.30. Hava kompresörü iç yapısı (Eksenel kanatçık,yataklar)



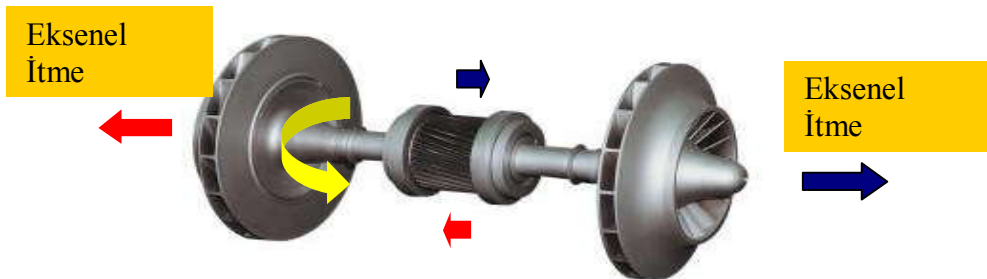
Şekil 3.31. Kompresör bıçaklarının montaj şekli



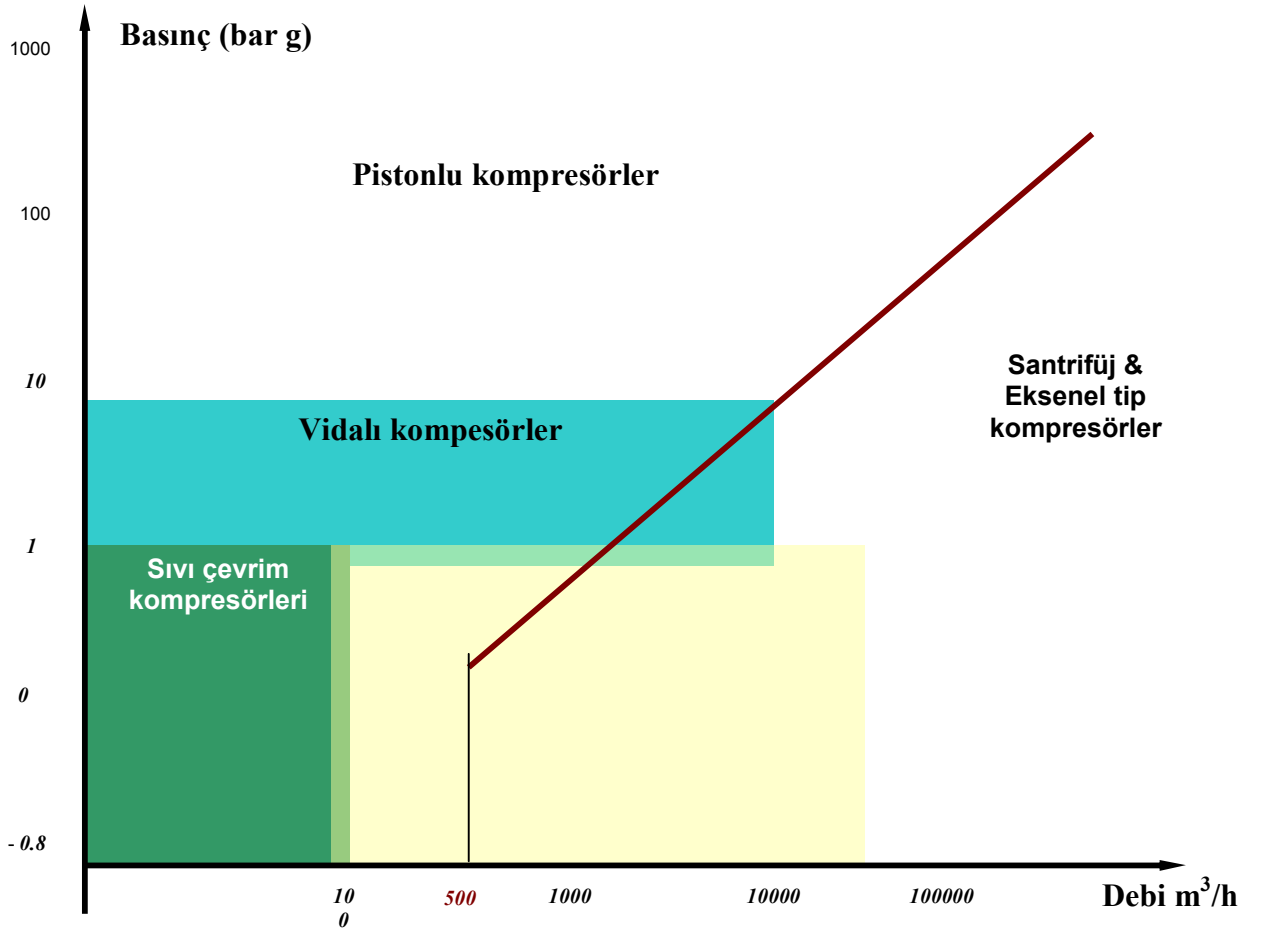
Şekil 3.32. Eksenel itme kuvvetinin kompresör üzerindeki şekli



Şekil 3.33. Eksenel İtme kuvvetinin kompresör üzerindeki şekli



Şekil 3.34. Eksenel İtme kuvvetinin kompresör üzerindeki şekli



Şekil 3.35. Kompresör seçim tablosu

Şekil 3.35’de anlaşılacağı üzere kompresör seçiminde bulunurken ihtiyaca uygun çeşidin seçilmesi verimlilik ve enerji bakımından çok önem arz etmektedir. Oksijen Tesisleri dizayn edilirken; Havanın %21 nin oksijen olduğu bilindiğine göre ne kadar oksijen üretmek istiyorsak yaklaşık 5 katı büyüklüğünde hava kompresörüne ihtiyaç duyulmaktadır. Yani 20.000 m³ üretim kapasiteli bir oksijen üretimi için en az 100.000 m³ kapasiteli hava kompresörüne ihtiyaç duyulmaktadır. Hava kompresörünün hangi basınç aralığında çalışacağına tamamen sistemde yer alan molsive, booster kompresör ve türbin dizaynları etkili olmaktadır. Bu durumlarda göz önüne alındığında santrifüj tipli turbo kompresör kompresör kullanılması büyük kapasiteli sistemler (oksijen üretimi 10.000 m³/saat den fazla) için kullanılması gereklidir (Anonim, 2007b).

3.6. Havanın Ön Soğutulması ve Evaporatif Soğutucu

Proses havası MS tanklarına girmeden önce duşlamalı soğutucu içerisinde soğutulur. Bazı tesislerde buna hava sukruberi de denilmektedir. Günümüzdeki tüm modern tesislerde duşlamalı soğutucu kullanılmaktadır. Eski yıllarda HAT' ta turbo hava kompresöründen çıkan hava son soğutucu adı verilen bir eşanjörde soğutulmaktaydı. Duşlamalı soğutucu içerisinde dolgu malzemesi ve ızgaralar bulunan 10-15 m yüksekliğinde silindirik bir tanktır. İçerisindeki dolgu malzemesine raşing halkaları denilmektedir. Bunlar 70mm çaplı plastik malzemelerdir ve duşlamalı soğutucu içerisine rastgele üst üste doldurulmaktadır.

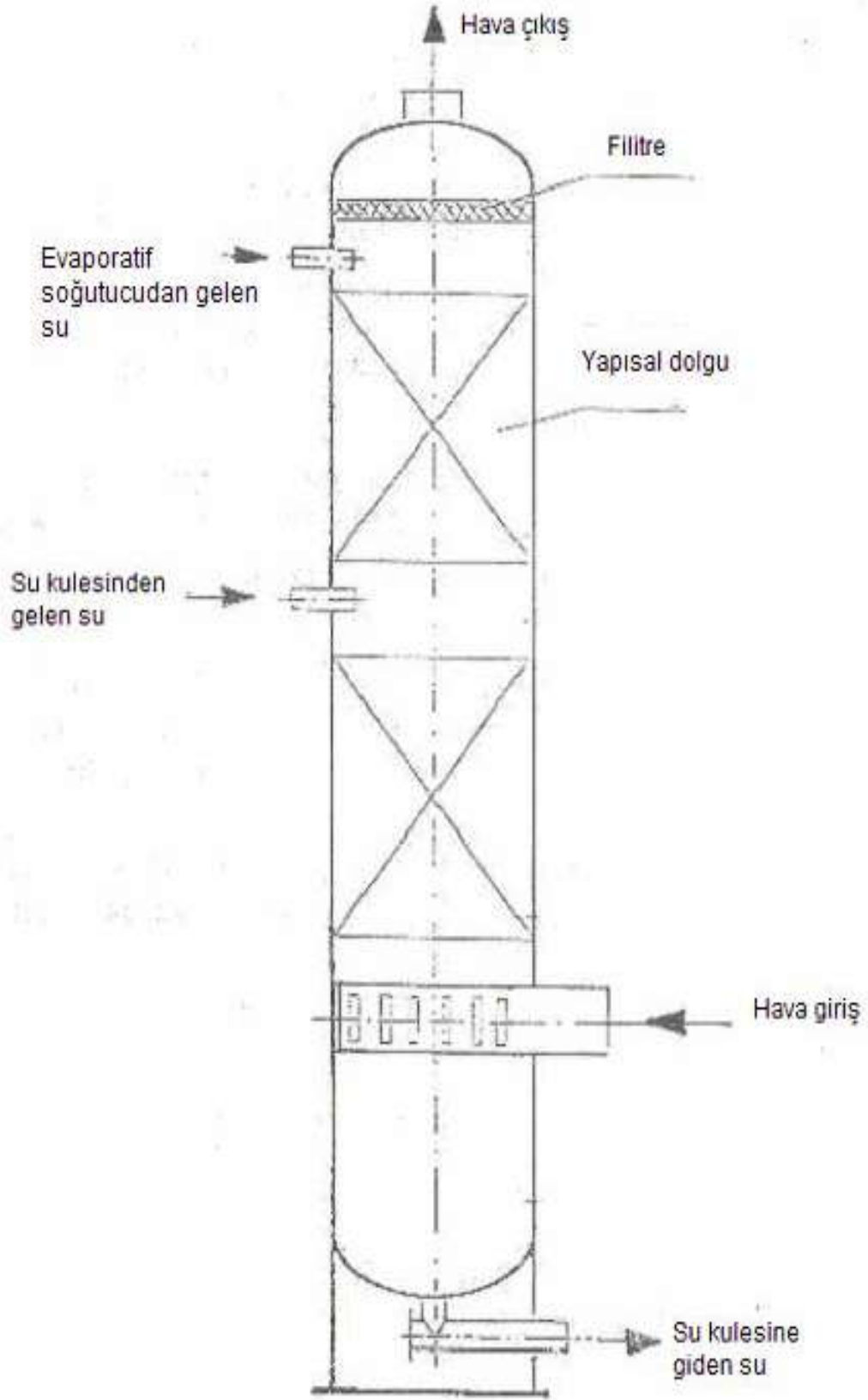
Duşlamalı soğutucuya soğutma suyu, orta noktasından girer. Ayrıca ekstra olarak evaporatif soğutucuda soğutulmuş su da tankın üst kısmından giriş yapar.

Hava yukarıya doğru yükselirken, yukarıdan 2 ayrı noktadan dökülen su bloğuyla direkt temasta bulunarak ısını suya verir. Burada direkt bir temas söz konusu olduğundan bu üniteye DKHS adı verilir (Anonim, 2006a).

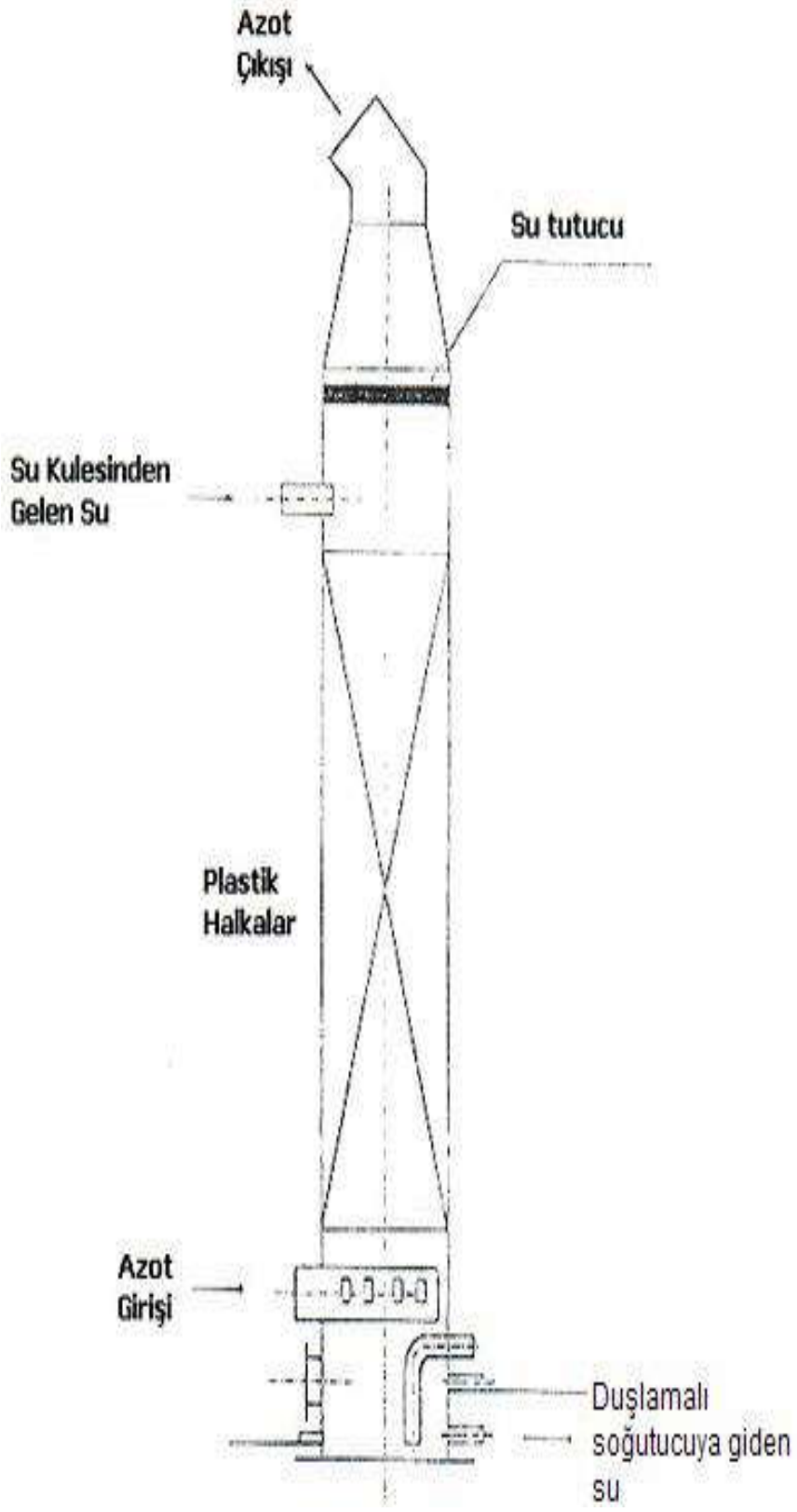
Dolgu malzemeleri, su ile hava arasındaki ısı transfer yüzeyini arttırmak amacıyla kullanılmaktadır (Distilasyon kolonlarındaki delikli tepsi ve yapısal dolgu malzemeleri de aynı amaçla kullanılmaktadır).

Hava kompresörünün kapasitesi $92.500 \text{ Nm}^3/\text{h}$ olan bir tesisi göz önüne alacak olursak: Havanın kompresörden çıkış sıcaklığı $+84^\circ\text{C}$ ' dir. Hava, kompresörün ara kademe soğutucularında soğutulmasına rağmen çıkışta yüksek bir sıcaklığa sahiptir. Soğutma kulesinden gelen suyun debisi $180 \text{ m}^3/\text{h}$ ve sıcaklığı da $+22 / +32^\circ\text{C}$ ' dir. Bu su duşlamalı soğutucuya orta kısımdan girmektedir. Tepede bulunan kısımdan ise, evaporatif soğutucudan gelen $45 \text{ m}^3/\text{h}$ debide ve $+10^\circ\text{C}$ sıcaklıkta su girmektedir.

Duşlamalı soğutucu havayı $+12 / +20^\circ\text{C}$ ' ye soğutacak şekilde ölçülendirilmiştir. Sonuç olarak $\Delta T_{\text{soğuk}} = 2 / 8^\circ\text{C}$ dir. Duşlamalı soğutucuya ilave soğuk suyun sağlandığı evaporatif soğutucu da duşlamalı soğutucu gibi içerisinde aynı tarzda dolgu malzemesinin bulunduğu 10-15 metre yüksekliğinde, üstü atmosfere açık tanktır (Şekil 3.36.) (Anonim, 2006a).



Şekil 3.36. Duşlamalı soğutucu



Şekil 3.37. Evaporatif soğutucu

Şekil 3.37.'de yer alan evaporatif soğutucunun üst kısmından soğutma kulesinden gelen su girerken, alt noktadan ise kuru GAN ve kirli (atık) Azot girer. Bu üniteye Chill Tower adı verilir. Soğutma kulesi gibi çalışan Evaporatif soğutucuda su vaporize olur ve suyun ısısı alınır. Çünkü Azot son derece kurudur ve çok miktarda su buharını adsorbe edebilir. Isıyı alan Azot tepede bulunan atmosfere açık bacadan dışarı atılır.

Evaporatif soğutucuya üstten giren suyun sıcaklığı $+22^{\circ}\text{C}$, kuru (kirli) Azot' un debisi $59.000 \text{ Nm}^3/\text{h}$, sıcaklığı $+25^{\circ}\text{C}$. Azot' un adsorbe edebileceği su buharı miktarı 1100 kg/h dir. Su burada $+10^{\circ}\text{C}$ ' ye kadar soğutulur. Bu sıcaklık giren Azot' tan 15°C daha soğuktur (Anonim, 2006c).

3.6.1. Evaporatif Soğutucu Enerji Dengesi

Çekilen ısı = suyun soğuması + GAN' in soğutması (Absorbe olan ısı) = Vaporizasyon

Vaporizasyon = $1100 \text{ (kg/h)} \times 2460 \text{ (kJ/kg)} = 2706 \text{ MJ/h}$

Suyun soğuması = $45431 \text{ (kg/h)} \times (22-10) (^{\circ}\text{C}) \times 4,19 \text{ (kJ/kg}^{\circ}\text{C)} = 2284 \text{ MJ/h}$

GAN' in soğutması = $73976 \text{ (kg/h)} \times (25-20) (^{\circ}\text{C}) \times 1,04 \text{ (kJ/ kg}^{\circ}\text{C)} = 385 \text{ MJ/h}$

Çekilen ısı = $2284 + 385 = 2669 \text{ MJ/h}$

Fark = $37 \text{ MJ/h} = \% 1,6$

GAN içerisindeki nem miktarı hesaplanabilir.

20°C sıcaklıkta doymuş haldeki nem miktarı $17,3 \text{ g/m}^3$ tür.

Bu uygulama gerçek m^3 üzerinden olduğundan;

$59.000 \cdot 293 / 273 = 63.516 \text{ m}^3/\text{h}$ dir.

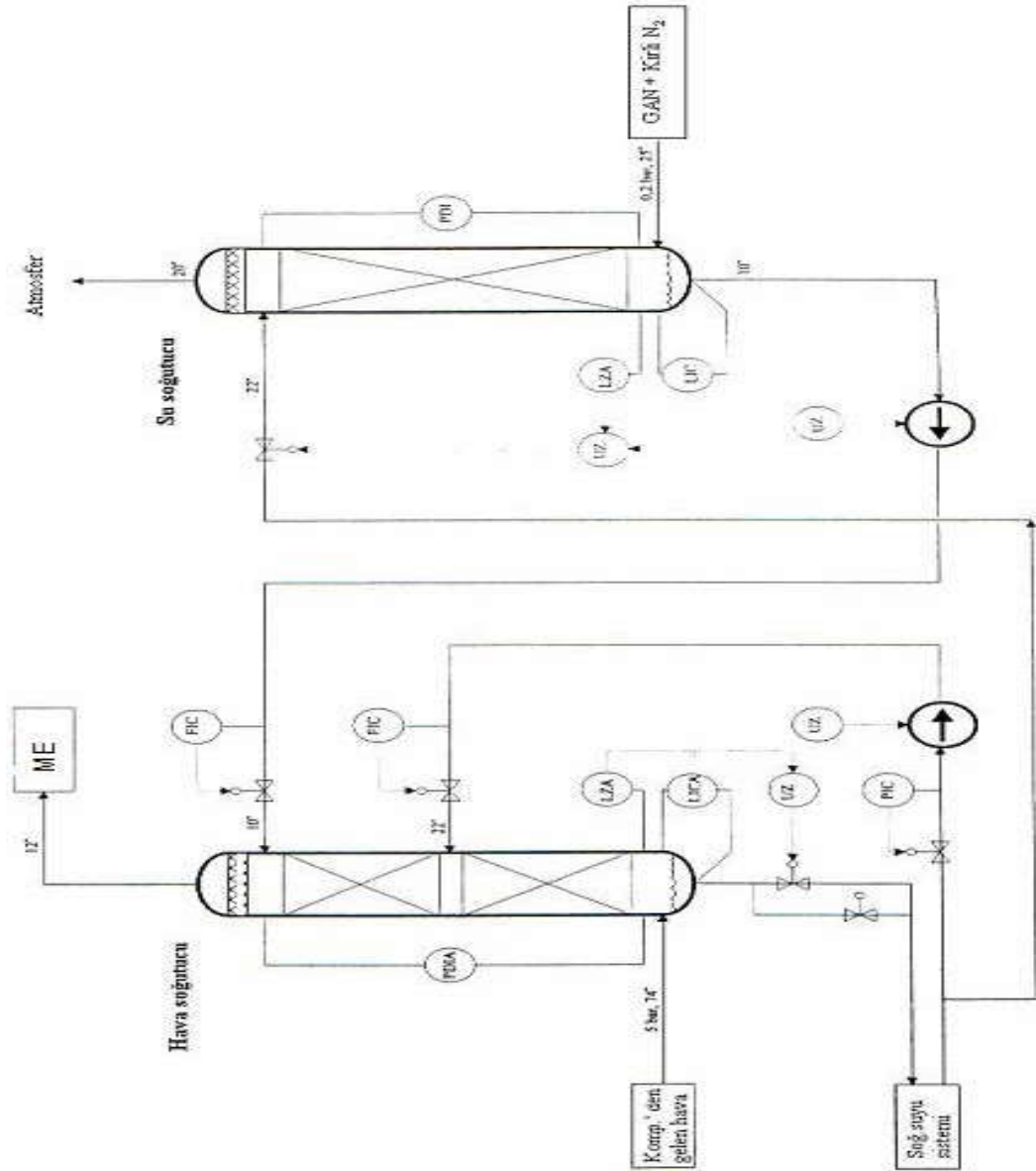
Nem miktarı = $63.516 \cdot 17,3 = 1097 \text{ kg/h}$ dir.

MS içerisine hava ile birlikte suyun taşınmasını önlemek amacıyla duşlamalı soğutucu üzerinde (havanın çıkış noktasında) demister adı verilen bir ızgara bulunmaktadır. Hava ile birlikte taşınan su buraya takılır ve geçemez.

MS tanklarına su geçişini engellemek amacıyla ayrıca elektronik otomasyon cihazları sisteme adapte edilmiştir.

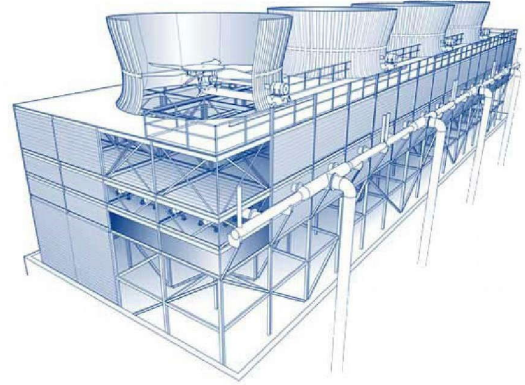
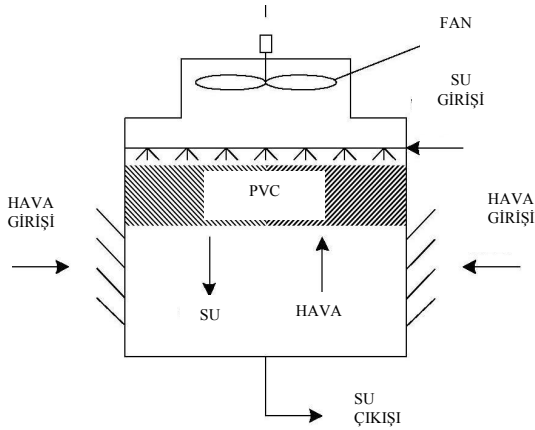
Kolona doğru basınç düşüşü, bir taşkın olup olmadığını gösterir. Bu sebepten burada bir PDI bulunmaktadır. Su seviyesinde LIC bulunur. Seviyede risk teşkil edecek

bir durum söz konusu olduğunda alarm üretilir ve operasyonel tedbir alınır. Normalde seviyenin % 50-60' ın altında tutulmaması gerekir. Duşlamalı soğutucunun seviye göstergesinin kışın donmaması için elektrikli ısıtıcı kullanılır. Seviye göstergesinin donması durumunda seviye doğru okunamayacağından, aşırı dolması veya azalması söz konusu olabilir. Aşırı doluluk (örneğin seviyenin % 100 ve daha fazla olması) durumunda suyun MS tanklarına basınçlı havayla birlikte basılması riski söz konusudur ki bu MS malzemesinin tamamen kullanılamaz hale gelmesine neden olur. Böyle bir durumda tüm MS' nin yenilenmesi gerekir. Duşlamalı ve Evaporatif soğutucunun beraber çalışma şekli aşağıda gösterilmektedir (Şekil 3.38.).

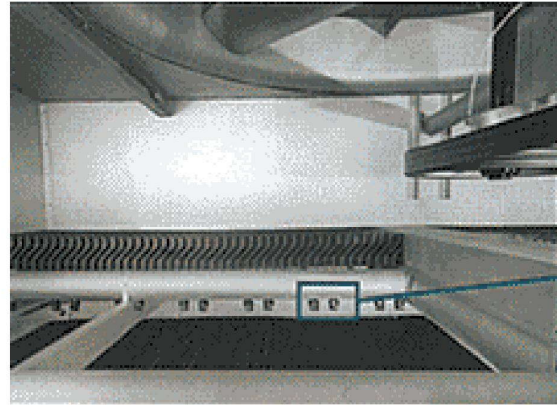


Şekil 3.38. Duşlamalı soğutucu-evaporatif soğutucu akış diyagramı

3.7. Soğutma Suyu Sistemi



Şekil 3.39. Soğutma kulesi genel görünüşü



Şekil 3.40. Soğutma kulesi dolgusu ve ekipmanları

Şekil 3.39. da yer alan Soğutma kulesi genel görünüşünde sistemde ısınan suyun yine iç çevrimle kullanılabilmesi amacı ile hava ile structural paking denilen PVC dolgulardan (Şekil 3.40) geçirilerek suyun soğutulması gerçekleştirilmektedir. Su Renksiz, kokusuz, tatsız, Doğada çok kolay bulunur, Çok iyi ısı transfer özelliği vardır, İyi bir solvent (çözücü) özelliğine sahiptir (Anonim, 2008).

3.7.1. Askıda Maddeler

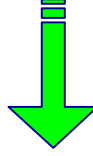
Bulanıklık: Suya kötü görünüm verir, su devrelerinde ve kazanlarda yığılmalar şeklinde birikintiler (Birikinti) oluşturur.

Renk: Buhar kazanlarında köpürmelere neden olur, ürün üzerinde leke bırakır, sıcak fosfat uygulamasında demir iyonlarının çökmesine engel olur.

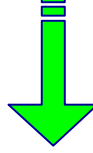
Yağ: Buhar kazanlarında kışır, çamur ve köpürmeye neden olur Isı transferini engeller. Üründe leke oluşturur.

AKM: Borularda, ısı değiştiricilerde ve buhar kazanlarında yığılmalar şeklinde birikintiler (Birikinti) oluşturur (Anonim, 2008).

ASKIDA MADDELER



YUMUŞAK BİRİKİNTİ, BULANIKLIK



KUM FİLTRESİ

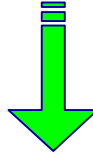
3.7.2. Sertlik

Suda çözünmüş Ca ve Mg iyonları toplamına toplam sertlik denir. Isıtma ve soğutma sistemlerinde, borularda kışır oluşumuna neden olur. Tekstil boyama prosesinde sorunlar yaratır.

* GEÇİCİ SERTLİK: Karbonata bağlı sertlik,

* KALICI SERTLİK: Karbonata bağlı olmayan sertlik.

SERTLİK



KIŞIR



YUMUŐATMA

3.7.3. Alkalinite

Suda çözülmüş alkali iyonlar toplamıdır (HCO_3 , CO_3 , OH). OH ve HCO_3 bir arada bulunamaz. Kazanlarda köpürme, kostik tahribatı ve buhar-kondens devrelerinde CO_2 korozyonuna neden olur.

* P ALKALİNİTE: $(\text{OH} + 1/2 \text{CO}_3)$

* M ALKALİNİTE: $(\text{OH} + \text{CO}_3 + \text{HCO}_3)$

* OH ALKALİNİTESİ: $2P - M$



3.7.4. PH

Sudaki H^+ iyonları konsantrasyonunun kologaritmasıdır (ters logaritma).



3.7.5. İletkenlik (Kondüktivite) ($\mu\text{S}/\text{cm}$)

Suyun içerisinde iyonize olmuş katıların miktarını ifade eder. Yüksek iletkenlik suyun korozyonunu artırır, buhar kazanında sürüklenmeye neden olur.



Soğutma kulesi su sistemlerini 3 (üç) ana başlıkta inceleyebiliriz.

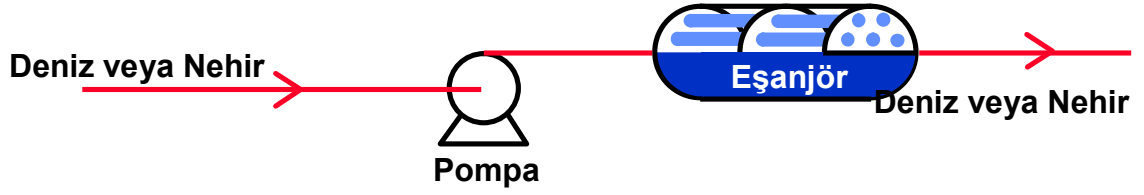
Birçok endüstri prosesinde meydana gelen ısınmayı bertaraf ederek sistemi soğutma işlemini ekonomik nedenlerden dolayı su ile yapmaktadır. Bu açıdan bakıldığında su sistemleri üç ana başlık altında incelenebilir.

- 1- Tek geçişli sistemler
- 2- Yarı açık (açık sirkülasyonlu) sistemler
- 3- Kapalı devre sistemler

3.7.6. Soğutma Kulesi Tek Geçişli Soğutma Sistemler

En efektif ve bir çok soğutma sisteminde kullanılmaktadır. Bu sistem çok basit ve çok ekonomik bir sistemdir. Bu sistemde su ihtiyacı nehir, göl veya kanal gibi su sıkıntısı çekilmeyen ve sistemdeki soğutma görevini yerine getirdikten sonra tekrar aynı kaynağa gönderilen ve sürekli sürükülen bir sistemdir (Şekil 3.41.).

Buradaki sistemin dezavantajı herhangi kimyasal dozajlama sistemi bulunmadığından dolayı, korozyon, deposit, veya mikrobiyolojik üremeler oluşmaktadır (Anonim, 2008).



Şekil 3.41. Soğutma kulesi tek geçişli sistem şeması

Örnek

Proses Suyu

Kojenerasyon Sistemleri (Deniz veya Nehre yakın)

Özellikleri

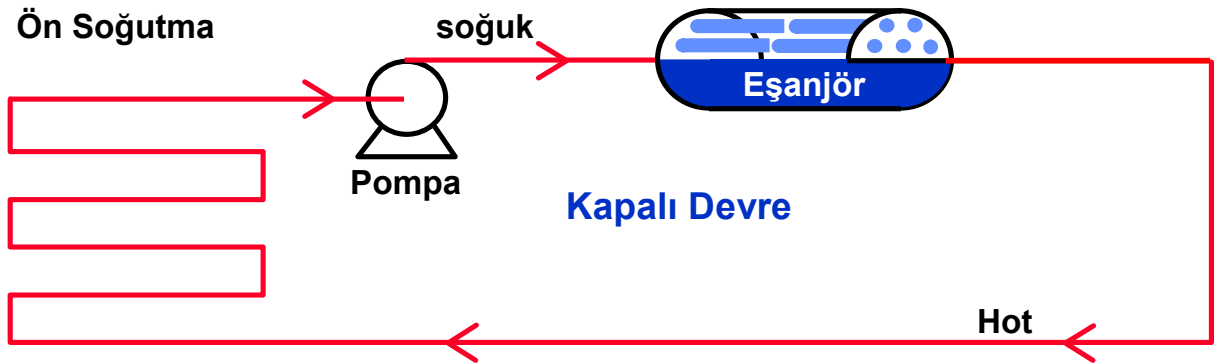
Kondaktif Soğutma

Oratlama Sıcaklık Değişimi 2-6°C

Su Tüketimi : Aşırı

3.7.7. Soğutma Kulesi Kapalı Devre Soğutma Sistemleri

Kapalı devre su sürkile sisteminde sistemdeki su kaybı minimumdur. Buralarda özellikle demineralize veya diğer bir deyişle yumuşatılmış su kullanılmalıdır. Bu sistemler daha az problemsizdir. Çünkü kaybedilen su miktarı yine besleme suyu dan yani yumşatılmış iyi sudan sağlanarak sistemin güvenli bir şekilde çalışmasını sağlar (Şekil 3.42.).



Şekil 3.42. Soğutma kulesi kapalı devre sistem şeması

Örnek

Diesel Motor Yatakları

Otomobil Radyatörleri

Çiller Sistemleri

Özellikleri

Kondaktif Soğutma ve Ön Soğutma

Ortalama Sıcaklık Değişimi 5-10°C

Su Tüketimi : Düşük

Kullanım Nedeni

- Kritik Prosesler
- Atık Su Sınırlamaları
- Kısıtlı Su İmkânı
- Uzun Ekipman Ömrü

Başlıca Problemler

- Korozyon
- Tıkanma ve/veya Korozyon Bakiyeleri (Demir,vs)
- Ekipmanın devre dışı kalması
- Mikrobiyolojik Kirlilik
- Mikrobiyolojik Korozyon (SİB)
- İnhibitör ve ya diğer ürünlerin bozulması

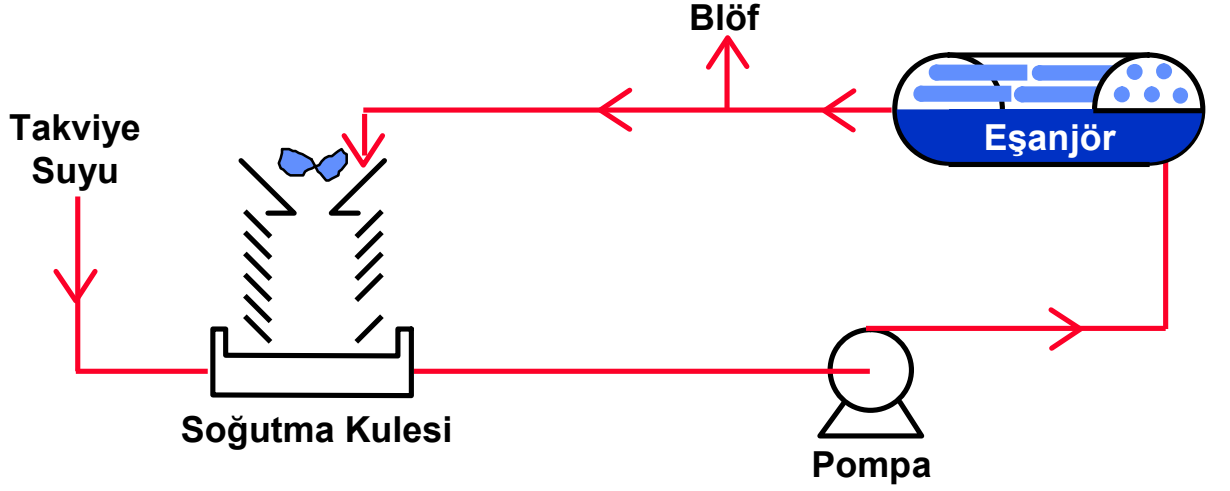
Çözüm:

- Kolay ve pratik
- Yumuşak veya demineralize su

Uygulama

- Korozyon inhibitörleri
- Nitrit, molibdat, organik korozyon inhibitörleri
- pH tamponlayıcılar
- Biosidler
- İsothiazolin
- Glutaraldehyde
- Lejyonella etkili biosidler

3.7.8 Soğutma Kulesi Yarı Açık Soğutma Sistemi



Şekil 3.43. Soğutma kulesi yarı açık soğutma sistem şeması

Yarı açık soğutma sistemleri (Şekil 3.43.) yüksek proses sıcaklıklarının kısa sürede yüksek ısı transferi yaparak düşürülmesi ile yapılmaktadır. Buradaki sistemde yüksek soğutma kapasitesi ile soğutma yapılabilmektedir (Anonim, 2008).

Örnek

Sprey Soğutma

Soğutma Kulesi

Evaporatif Kondenser

Özellikler

Buharlaşma Sonucu Soğutma

Ortalama Sıcaklık Değişimi 5 - 12°C

Su Tüketimi : Orta

Konsantrasyon Katsayısı (Kk)

Konsantrasyon Katsayısı (Kk) = Takviye su miktarı / Blöf miktarı

Konsantrasyon Katsayısı (Kk) = Soğutma suyundaki çözünmüş madde konsantrasyonu /
Takviye suyundaki çözünmüş madde konsantrasyonu

V = System Volume (Sistem Hacmi) (m³)

C = Recirculation (Sirkülasyon suyu) (m³/saat)

M = Makeup (Besleme suyu miktarı) (m³/saat)

B = Blowdown and Loses(Taşan veya kayıp su miktarı) (m³/saat)

E = Evaporation (Buharlaşan su miktarı) (m³/saat)

CoC = Cycle of concentration (Konsantrasyon çevrim sayısı)

S_{CW} = Soğutma suyu içerisindeki tuz miktarı

S_M = Besleme suyu içerisindeki tuz miktarı

Soğutma kulesi sistem hacmi V sabit.

$$M = E + B \quad (3.6.)$$

E Buharlaşma miktarı aşağıdaki formülden hesaplanarak, Besleme suyu M ve B taşan su miktarı da hesaplanabilir.

$$E = C \times \Delta T \times 0,12\% \quad (3.7.)$$

Konsantrasyon çevrim sayısı besleme suyunun taşan suya oranına göre hesaplanmaktadır.

$$CoC = M / B \text{ veya } CoC = M / (M-E) \quad (3.8.)$$

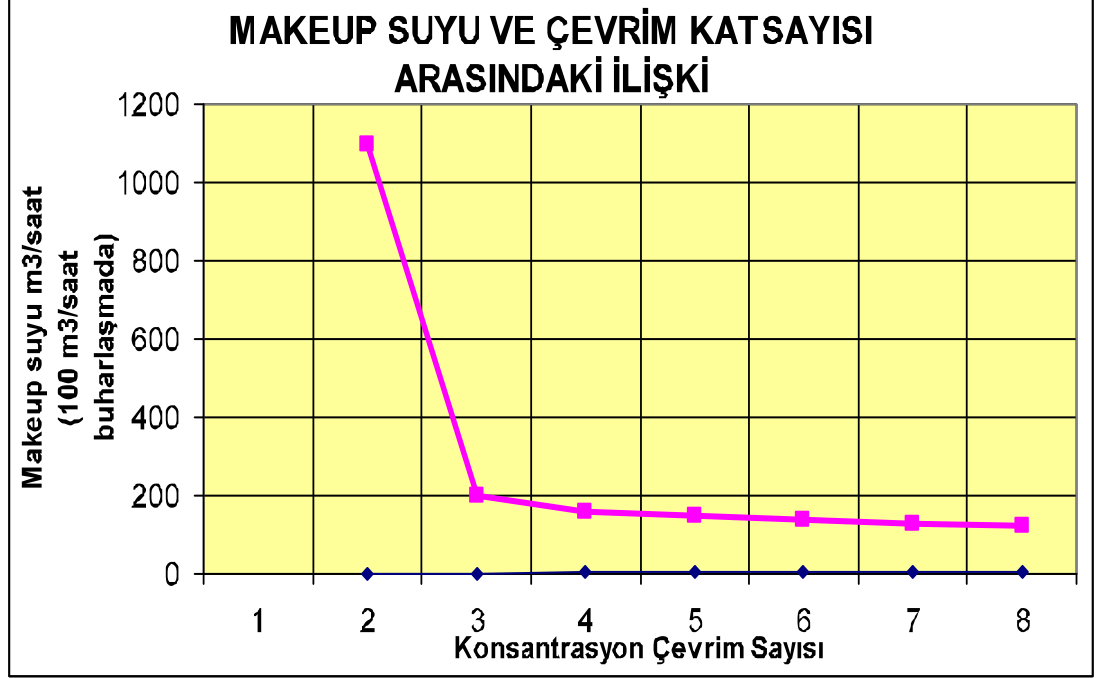
Suyun içerisinde bulunan bir miktar tuz suyun buharlaşması ile birlikte buharlaşamaz. Böylece besleme suyu ve soğutma suyu konsantrasyon katsayısının hesaplanmasında buda göz önüne alınmalıdır (Anonim, 2008).

$$CoC = S_{CW} / S_M \quad (3.9.)$$

<u>İstenen</u>	<u>Verilen</u>	<u>Formül</u>	
B	CoC, M	$B = M / CoC$	(3.10.)
E	CoC, M	$E = M \times (1 - 1 / CoC)$	(3.11.)
B	E, M	$B = M - E$	(3.12.)
CoC	E, M	$CoC = M / M - E$	(3.13.)
B	E, CoC	$B = E / CoC - 1$	(3.14.)
M	E, CoC	$M = E \times CoC / CoC - 1$	(3.15.)
E	B, M	$E = M - B$	(3.16.)
CoC	B, M	$CoC = M / B$	(3.17.)
M	B, CoC	$M = CoC \times B$	(3.18.)
E	B, CoC	$E = B \times (CoC - 1)$	(3.19.)
M	B, E	$M = E + B$	(3.20.)
CoC	B, E	$CoC = E / B + 1$	(3.21.)

Su tasarrufu CoC konsantrasyon çevrim katsayısı CoC= 1 ile CoC= 1,5 arasında ise muazzam bir şekilde su harcanır yani başa bir deyişle besleme suyu suyu takviye edilir.

Bunun sonucunda yeni gelen ham suyu yumuşatmak için daha fazla kimyasal harcanır. Besleme suyu suyu ve çevrim katsayısı arasındaki ilişkiyi Şekil 3.44. de görüldüğü üzere konsantrasyon çevrim sayısı arttıkça besleme suyu besleme suyu oranında azalıyor.



Şekil 3.44. Soğutma kulesi besleme suyu suyu ile çevrim katsayısı arasındaki ilişki
Genellikle konsantrasyon çevrim katsayısı 2 nin altında istenmez. Burada önemli olan bir parametrede soğutma suyunu çevrimde tutma süresidir (Anonim, 2008b).

Çevrimde tutma süresini;

$$t_{1/2} = (0,69 \times V / B) = (0,69 \times V \times CoC / M)'den \quad (3.22.)$$

hesaplayabilirsiniz.

Genel olarak 20 ile 80 saat arasında çevrimde tutma süresi bulunmaktadır.

Örnek Hesaplama ;

Sistem Verisi:

Sistem Hacmi (V)	: 3.500 m ³
Çevrim Suyu (C)	: 10.000 m ³ /saat
Buharlaşma (E)	: 150 m ³ /saat
Çevrim konsantrasyonu (CoC)	: 4
Soğutma kulesi su kimyasal kons.(C _{CW})	: 25 mg/l su kimyasalı
Yıllık çalışma saati	: 8,400 saat

Sorular:

- 1- Besleme suyu suyu miktarını (M),
- 2- Taşan,kayıp su miktarını (B),
- 3- Çevrimde tutma süresini ($t_{1/2}$),
- 4- Besleme suyu suyundaki katı madde su konsantrasyonunu.(C_M) ,
- 5- Yıllık kimyasal madde kullanım miktarı ihtiyacını hesaplayınız?

Cevaplar:

- 1- $M = E \times CoC / CoC - 1 = 150 \text{ m}^3/\text{saat} \times 4 / 4 - 1 = 200 \text{ m}^3/\text{saat}$
- 2- $B = M - E = 200 \text{ m}^3/\text{saat} - 150 \text{ m}^3/\text{saat} = 50 \text{ m}^3/\text{saat}$
- 3- $t_{1/2} = (0,69 \times V / B) = (0,69 \times V \times CoC / M) = 0,69 \times 3.500 \text{ m}^3 / 50 \text{ m}^3/\text{saat} = 48.3\text{saat}$
- 4- $CoC = S_{Cw} / S_M = C_{Cw} / C_M$, $C_M = C_{Cw} / CoC = 25 \text{ mg/l} / 4 = 6,25 \text{ mg/l}$
- 5- Kimyasal Madde Miktarı = $C_{Cw} \times M \times t_o / CoC$
 $= 0,025 \text{ kg} / \text{m}^3 \times 200 \text{ m}^3/\text{saat} \times 8,400 \text{ saat} / 4 = 10,500 \text{ kg}$



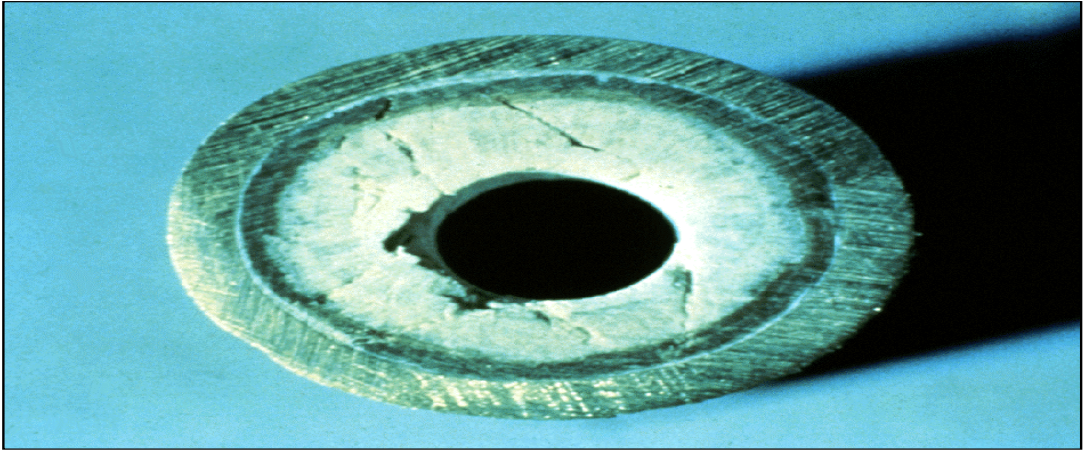
Şekil 3.45. Soğutma kulesi mikrobiyolojik üreme neden şeması

3.7.9. Kışır

Kışırın su hatlarında neden olmuş olduğu bozulmalar sistemin tıkanmasına ve soğutma sisteminin durmasına neden olabilecek boyuttadır (Şekil 3.46.,Şekil 3.47.Şekil 3.48.).

Kışır Oluşumuna Neden Olan Sebepler;

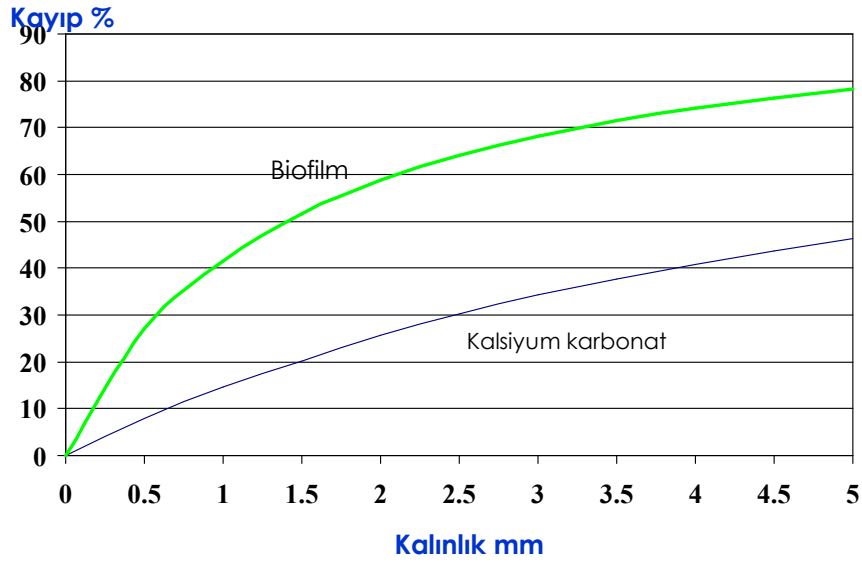
- Minerallerin Konsantrasyon Artışı
- Su Sıcaklığı
- pH
- Askıda Maddeler
- Akış Hızı



Şekil 3.46. Borudaki kışır oluşumu



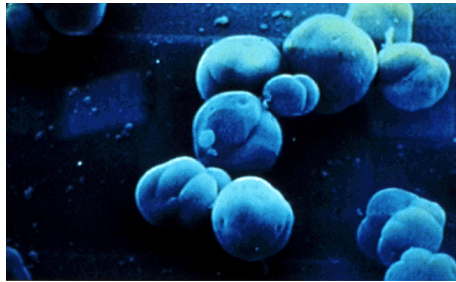
Şekil 3.47. Borudaki kışır oluşumu



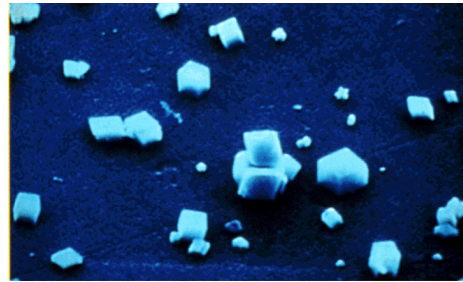
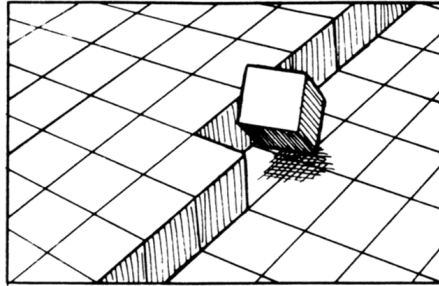
Şekil 3.49. Boru hatlarındaki kışır ve Birikinti kayıplarının durumu
Kışır Önlemenin 4 (Dört) Temel Yolu

1. Kışır yapıcı minerallerin konsantrasyonunun sınırlandırılması.
2. Asit besleyerek pH ve alkaliniteyi düşürmek.
3. Sistem dizaynında mekanik bazı değişikliklerde bulunmak.
4. Birikinti önleyici inhibitörler kullanmak (Şekil 3.49.).

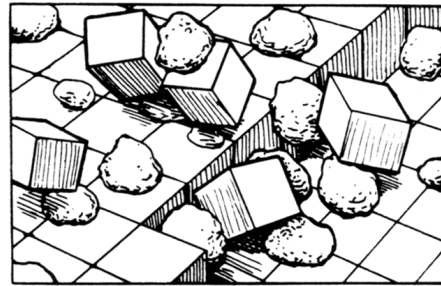
Kristal yapı modifikatörleri - kompleks yapıcılar – dispersantlar



KRİSTAL OLUŞUMU



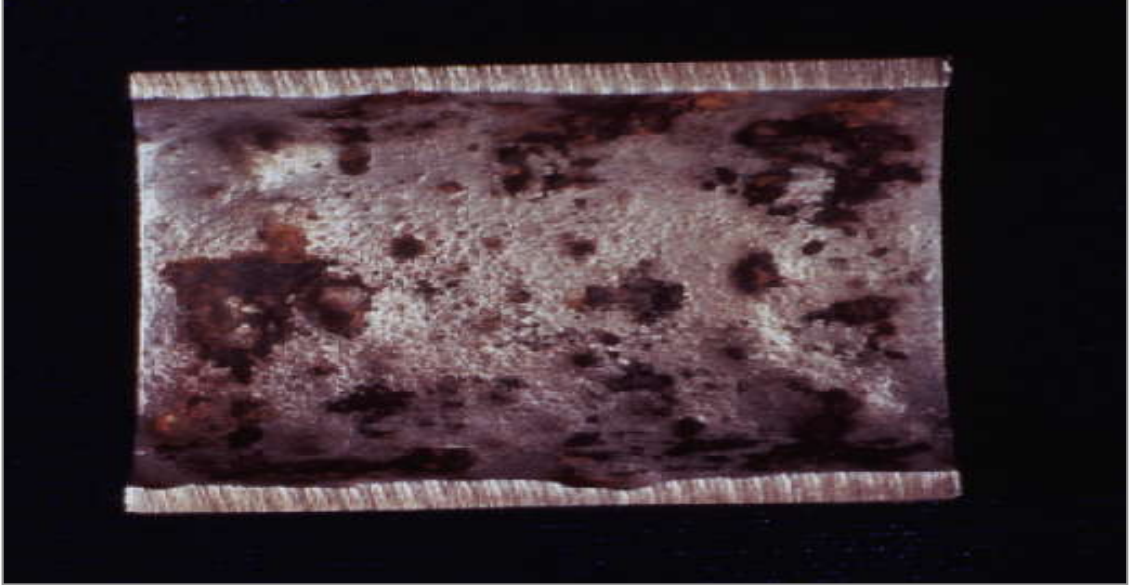
KİMYASALIN ETKİSİ



Şekil 3.49. Kristal yapı oluşumu

3.7.10. Korozyon

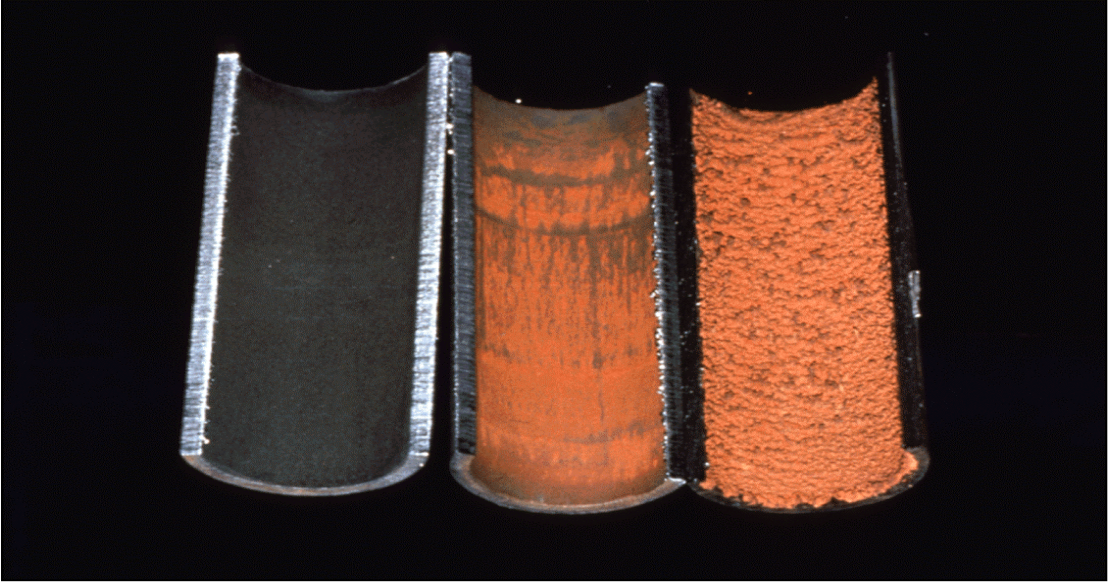
Korozyon metallerin buldukları ortamlarla etkileşimleri sonucunda elektrokimyasal bir reaksiyonla yükseltgenmek suretiyle tahribata uğraması sonucu doğal oksitli durumlarına geri dönmesi mekanizmasıdır (Şekil 3.50.).



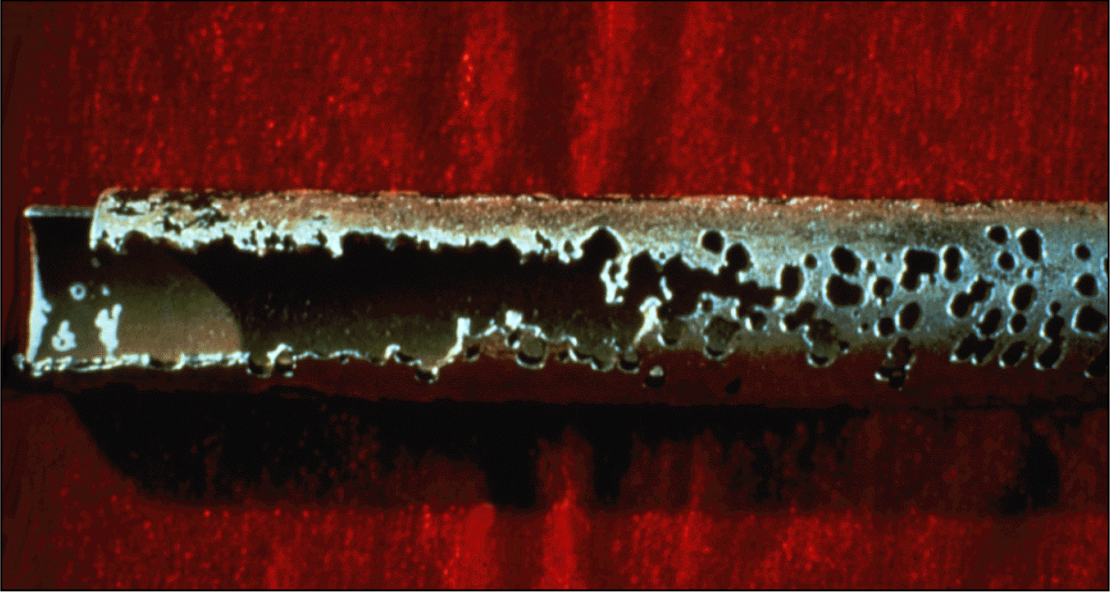
Şekil 3.50. Korozyona uğramış boru kesiti

Korozyonun 3 (Üç) çeşidi (Şekil 3.50) :

1. Genel Korozyon
2. Local Pitting Korozyonu
3. Galvanik Korozyon

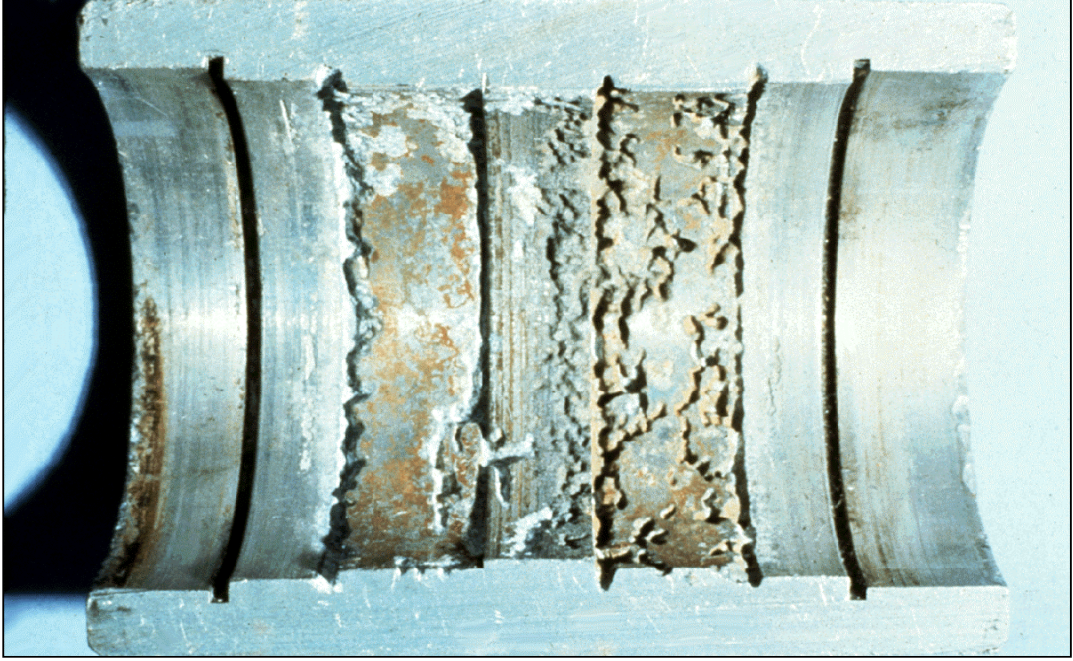


Şekil 3.51. Genel korozyon çeşitleri



Şekil 3.52. Pitting korozyon çeşidi

Sistemlerdeki ısı eşanjörlerinde meydana gelmiş çeşitli korozyon örneklerini Şekil 3.51., Şekil 3.52. ve Şekil 3.53. de görülmektedir. Bu korozyon çeşitleri makinelerin eşanjörlerinde geri dönüşümsüz tahribatlara yol açtığı bilinmektedir(Anonim, 2008b).



Şekil 3.53. Galvanik korozyon çeşidi

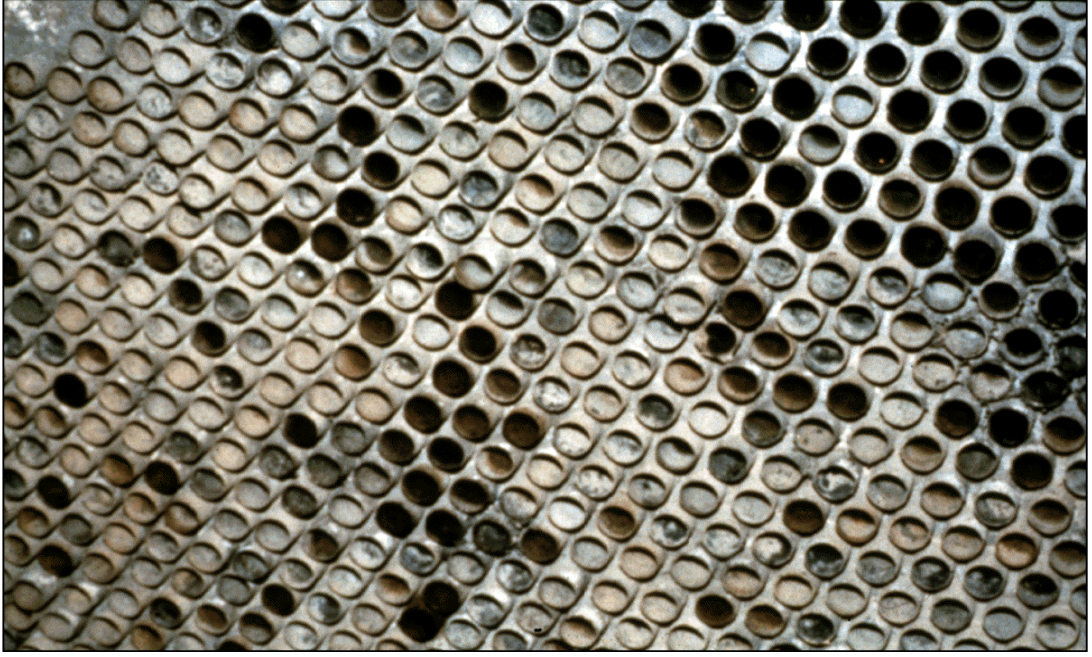
Korozyonun Sisteme Etkileri

- Korozyon soğutma sistemi metallerini yıpratır.
- Korozyon ürünleri eşanjörlerde birikinti oluşturur.
- Isı tarsferi birikinti nedeniyle azalır.
- Sistemde kaçaklar oluşur.
- Proses tarafı soğutma suyuna karışır.
- Su kullanımı artar.
- Bakım ve temizlik aralıkları sıklaşır.
- Ekipmanlar daimi onarım gerektirir.
- Planlanmayan duruşlar meydana gelir.

3.7.11.Birikinti

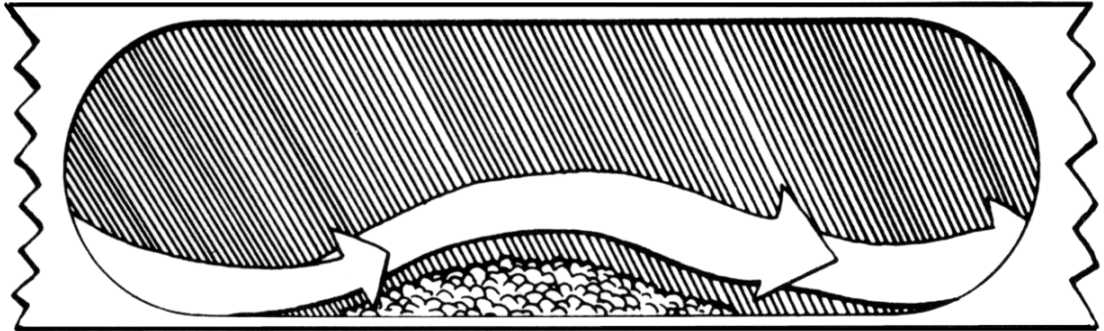
Birikinti Oluşturan Maddeler

- Mil, Kum, Çamur ve Demir
- Kir ve Toz
- Proses kaçakları, (yağlar),
- Korozyon ürünleri, Mikrobiyolojik üreme



Şekil 3.54. Birikinti oluşmuş bir eşanjör

Birikinti oluşumu

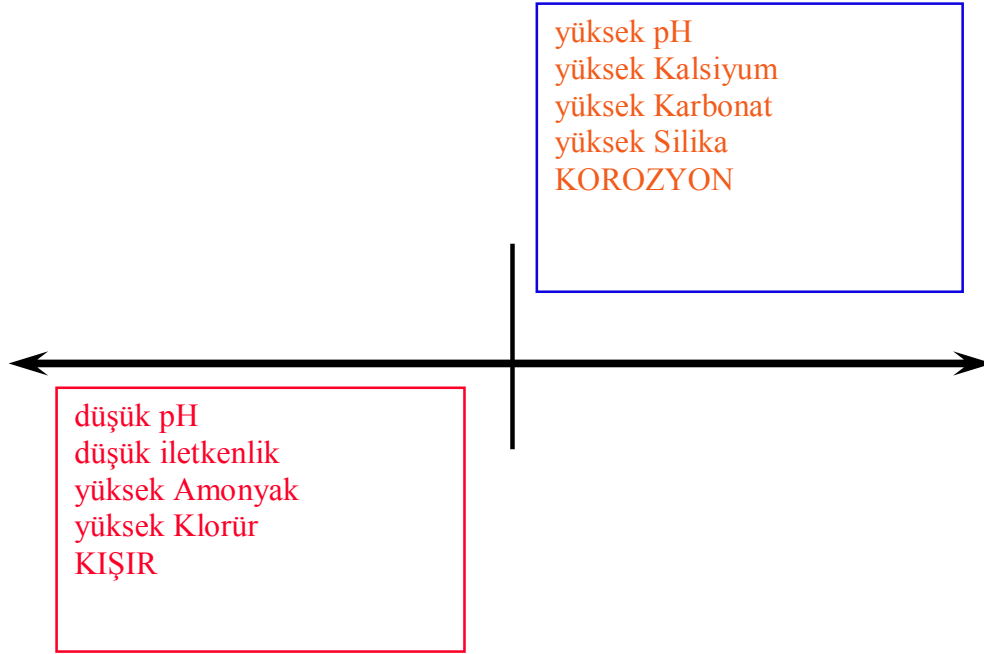


Yüzey Aktif Kimyasal Etkisi



Şekil 3.55. Birikinti oluşmuş bir borunun temizlenmesi

Korozyon veya Kışır oluşumu;



Şekil 3.56. Korozyon veya kışır Oluşumu

Şekil 3.56. da korozyon ve kışır oluşumunu engellemek için iyi bir denge kurulması gerektiği ile ilgili bir gösterim sunulmaktadır.

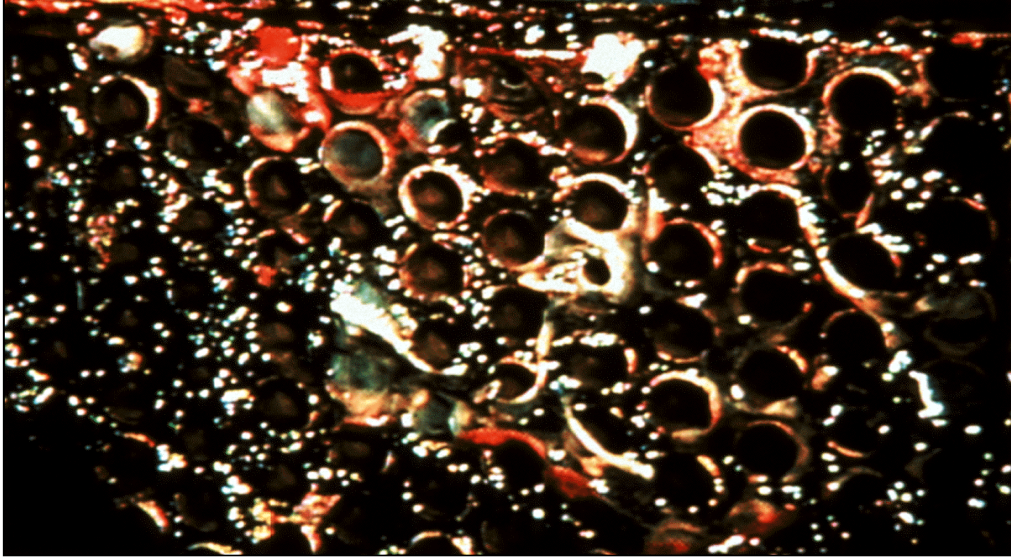
3.7.12. Mikro Organizmaların Üreme Nedenleri

- Besinler
- Sıcaklık
- pH
- Bulunduğu durum
- Atmosfer

Bakterilerin Neden Olduğu Problemler

- Yapışkan slime oluşumu sonucu Birikintiin artması ve ısı transferinin azalması
- Asit içerikli atıklar üreterek pH düşümü sonucu korozyona sebebiyet vermesi
- Demir üretimi sonucu Birikinti oluşumu
- Amonyakla asit üretimi sonucu pH düşümü ve korozyon hızı artışı

Şekil 3.57. Bakteri (Silme) oluşmuş bir kompresör eşanjör kesiti görülmektedir.



Şekil 3.57. Bakteri (Silme) oluşmuş bir eşanjör kesiti

3.7.13. Mikro-organisma Çeşitleri

BAKTERİ - Oksijen (evet veya hayır)

Aerobik Slime ve Sporlar

Anaerobik SRB, Clostridia, etc.

Demir bakterileri Gallionella

- YOSUN - ışık, gıda
- MANTAR - ahşap tahribi, birikintileri güçlendirir
- PROTOZOA - bakteri/yosun ile beslenir
- LEGIONELLA - Gram - bakteri

Biofilm kalsiyum karbonat'tan (kireç) daha yalıtkan bir maddedir.

Kışır Termal İletkenlik (W/MK)

Kalsiyum karbonat 2.26 - 2.93

Kalsiyum sülfat 2.31

Kalsiyum fosfat 2.60

Magnezyum fosfat 2.16

Manyetik demiroksit 2.88

Biofilm 0.63

3.7.14. Biofilm Energy maliyeti

Kondenser borularındaki Birikinti oluşumları sistemde soğuk hava değil sıcak havanın dolaşmasına ve böylece üretilecek gaz üretiminin düşüşüne sebep olacağı gibi enerji kayıplarınada sebep olmaktadır (Çizelge 3.3.).

Çizelge 3.3. Kondenserdeki Birikinti oluşumunun maliyete etkisi durumu

Biofilm kalınlığı (kondenser boruları)	Enerji artışı	Ek Maliyet
0.006 inch	5.3 %	\$ 13,500
0.012 inch	10.8 %	\$ 27,000
0.024 inch	21.5 %	\$ 59,000
0.036 inch	32.2 %	\$ 83,000

* 1,000 Ton chiller hacmi, 350 gün/yıl kullanım, 16 saat/gün değerleri esas alınmıştır.
@\$0.07/KWH

3.7. Havanın Temizlenmesi ve Saflaştırılması

Bu aşamada, havanın içerisinde bulunan nem (su buharı), CO₂ ve hidrokarbonların uzaklaştırılması sağlanır.

Ürünün kalite spesifikasyonlarının sağlanması açısından bu içeriklerin uzaklaştırılması gerekir. Proses düşük sıcaklıkta olduğundan proses havası içerisinde kesinlikle su buharı bulunmamalıdır. Hava içerisinde 1 ppm kadar dahi nem bulunursa, bu nem çok yüksek soğukluk sonucunda donarak buz parçası haline alacak, proses hatları ve ısı eşanjörlerinin pasajlarında tıkanmalara sebep olacaktır. CO₂de aynı şekilde negatif sıcaklıklarda donarak sistem açısından risk oluşturacaktır. Atmosferik havanın içerisinde daima nem bulunur. Bu nemin miktarı havanın sıcaklığına ve rüzgar gibi diğer koşullara bağlıdır.

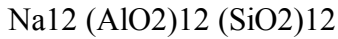
3.8.1. Havanın Kurutulması ve Karbondioksitin Uzaklaştırılması

Eski tesislerde havanın kurutulması ve CO₂' nin uzaklaştırılması işlemi revex eşanjör adı verilen ekipmanla sağlanmaktaydı. Bu eşanjörlerin pasajlarının girişinde havanın nemi, çıkışında ise CO₂ tutulmaktadır. Daha sonra tutulan bu nem ve CO₂ (kristalize olmuş) pasaj içerisine üflenen N₂ ile süpürülerek dışarı atılmaktadır. Günümüzde modern tesislerde, kurutma işi için MS, silikajel (SiO₂), aktifleştirilmiş alumina (Al₂O₃) adı verilen malzemeler kullanılmaktadır. Bunlardan en yaygın olarak kullanılanı MS'dir (Anonim, 2007a).

Eğer Argon üretimi isteniyorsa veya Azot oranının Oksijene göre daha yüksek olması isteniyorsa MS' li sistem kullanılmalıdır.

3.8.2. Moleküler Elek

MS, doğal veya yapay olarak üretilen kristalimsi-alkali veya toprak alkali alüminyum silikat minerallerinden oluşmaktadır ve bunlara zeolit adı verilmektedir. MS üç boyutlu ağ şeklinde yapıya sahiptir. Moleküller arasında bulunan boşluklar eşit ölçülerdedir ve çevresel olarak 6 adet geçişi mümkün kılan boşluk şeklinde bulunur. Sodyum bileşiklerine ait kristalimsi yapı aşağıdaki kimyasal formülle ifade edilebilir.



Bu zeolitler bünyelerindeki moleküler kristal yapıda büyük miktarlarda suyu bağlayabilmektedir. Zeolit ısıtıldığında bünyesindeki su evapore olur. Silikat molekülleri sıkıca bir araya getirilmiştir (aralarında bağ bulunmaktadır) ve zeolit üzerine eşit büyüklükte gözenekler (delikler) açılmıştır. Bu gözenekler (porozite) sayesinde geniş bir iç yüzeye sahiptir. MS 500-900 m²/g lık bir aktif iç yüzeye sahiptir. Su molekülleri zeolit üzerinde bulunan bu deliklerin iç çeperlerine çok güçlü bir şekilde bağlanır. Bu olaya adsorpsiyon adı verilir. (Anonim, 2006d).

Özel moleküler yapısı ve üzerindeki delikler sayesinde MS' ler diğer kirlilik kaynaklarını (CO₂, C₂H₂ ve diğer büyük hidrokarbonlar) tutabilir.

Zeolit kristallerden oluşan MS seramik materyal üzerine bağlanarak 5 mm çapında boncuk taneleri oluşturulur.

3.8.3. Hidrokarbon Riski

Hidrokarbonların büyük bir çoğunluğu MS' de tamamen tutulur. Fakat eten ve propan kısmen tutulurken, metan ve etan hiç tutulmaz. Bunların kaynama sıcaklıkları Oksijenin kaynama sıcaklığından daha yüksektir, bu yüzden bunlar dışlanarak LOX-kaynaticısına dökülecek, oradan da tanka gidecektir. Etan, eten ve propan yüksek kaynama sıcaklıklarına sahip olduğundan LOX içerisinde tamamen dibe çökecektir. LOX' un kaynama sıcaklığına yakın kaynama noktasına sahip metanın büyük bir kısmı LOX içerisinde dibe çökerken, bir kısmı da GOX ile birlikte dışarı gidecektir. Etan, eten ve propanın atmosferde bulunma miktarı değişkendir. Fakat metan için bu değer 1- 2 ppm olabilir. Diğerleri için 0,1 ppm' den daha azdır (her biri için). Bu hidrokarbonların LOX içerisindeki çözülebilirliği birkaç yüz ppm dir. Bu değer patlama limitinin çok altındadır. Bu nedenle normalde çok küçük bir risk mevcuttur. Fakat indirgenmiş LOX üretimi yükseltilmiş konsantrasyon anlamına gelmekte ve bu yüzden izin verilebilir minimum üretim için yeni kurallar takip edilmelidir.

LOX' un kuru kaynaması çok tehlikelidir ve bu durumda hidrokarbonların konsantrasyonları çok yüksek değerlere ulaşır. Bu durum kaynaticıda, çok düşük seviyelerde çalışıyorsa meydana gelir. LOX kaynaması durur ve hidrokarbonlar kalır. Kuru kaynama ayrıca kaynaticı bloğunun pasajında kısmen tıkanmaya neden olur. Tüm tesislerde iyi çalışan bir CO₂ analizörü bulunmalıdır. Alarm limiti, adsorpsiyon çevriminin sonunda 1 ppm CO₂ olmalıdır. Olması gereken CO₂' yi 1 ppm in altında tutmaktır. Analizörün tespit limitinin üzerindeki değerler ciddi risk içermektedir.

Buradan çıkabilecek sonuçlar;

- MS içerisinde bir hasar (darbe),
- MS içerisinde kaçak olma durumudur.

Asetilen atmosferde yaklaşık 0,1 ppm civarındadır ve özellikle tehlikelidir. 5 ppm' in üzerinde LOX içerisinde çözünemez. Bu değer üzerinde kristal formunu (buz) alır ve çok yüksek derecede patlayıcı özelliktedir. (Anonim, 2006d)

Azot oksit (N₂O : gülme gazı), fazla yaygın olmayan tipteki LOX-kaynaticıların (dökülen film tipi) kullanıldığı tesislerde risk faktörü olarak görülmektedir. Atmosferde yaklaşık 0,35 ppm oranında bulunur ve MS' den büyük oranda tutulmadan geçer. Büyük bir GOX üretim tesisinde, dökülen film tipi kaynaticıda kristalize olarak kuru

kaynamaya sebebiyet verebilir.

3.8.4. Karbondioksit Kaçağında Oluşacak Riskler

Kaçan CO₂ donarak yumuşak kar tanelerine dönüşür (ana ısı eşanjörlerinin soğuk uçlarında). Bunun etkisini yükselen sıcaklık farkı olarak gözlemleriz ve gaz akışlarını değiştirerek bunu azaltamayız. Ayrıca yükselen basınç düşüşü de diğer bir etki olarak gözlemlenir. CO₂ yoluna devam ederek kolonun içerisine girecektir. Kaynama sıcaklığı yüksektir. RL içerisinde yılanır. Daha sonra ABK' ya gönderilir ve oradan da aşağıda bulunan LOX- kaynatıcısına dökülür. Kaynatıcı yüzeyinde tabaka halini alır. Bu bölgedeki ısı transferini azaltarak kondenserin Azot tarafındaki basıncın yükselmesine neden olur (Anonim, 2007a).

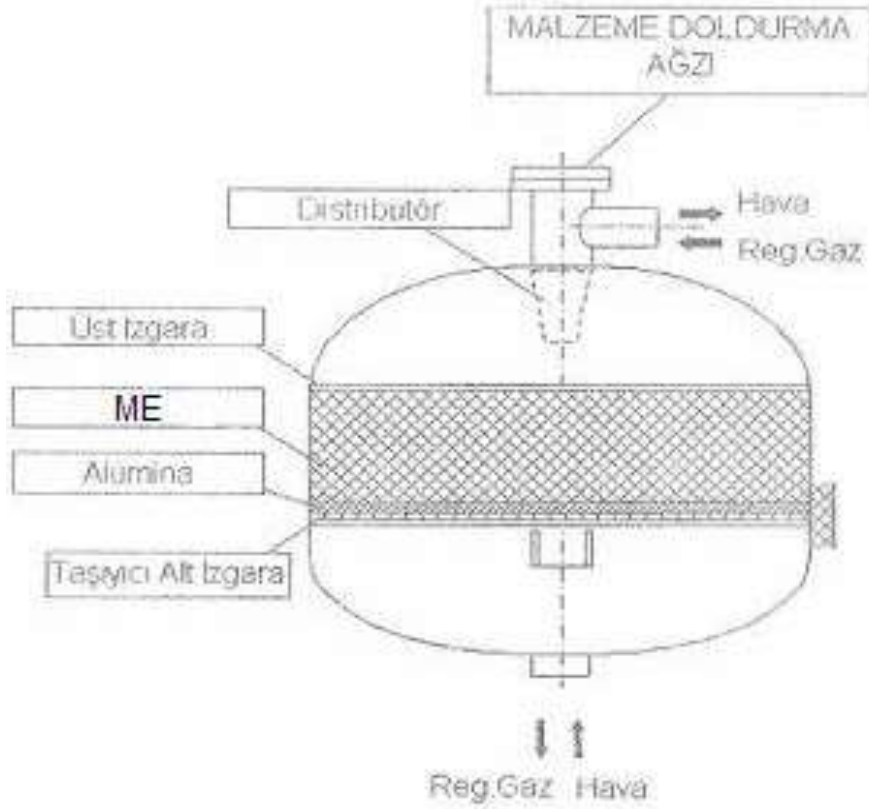
3.8.5. Moleküler Elek Tanklarının (Batarya) Çalışma Prensipleri

MS taneleri silindirik bir tank içerisinde delikli tepsi üzerine yatak oluşturacak şekilde konulur. Silindirik tank dizaynına bağlı olarak yatay veya dikey konumda yerleştirilebilir. Proses havası tanka girerek MS içerisinden geçerken nemini ve kirleticileri yatakta bırakarak tankı terk eder. MS içerisinde kalan bu kirlilikler daha sonra ısıtılmış kirli N₂ üflenerek (proses havasının akış yönüne ters yönde) uzaklaştırılır. Bu olaya rejenerasyon adı verilir. Sistemde iki adet MS tankı ve çok sayıda vana bulunmaktadır.

Her bir tanka uygulanan operasyonlar aşağıda verilmektedir:

- Duşlamalı soğutucudan 5 bar basınçta ve 5-15⁰C sıcaklıkta çıkan havanın adsorpsiyonu,
- Her iki tankın 5 bar basınçta paralel operasyonu,
- Adsorpsiyondaki tankın basınç düşüşü,
- Kirli N₂ ile (0,2 bar' da) ısıtma,
- +5⁰C' de kirli N₂ ile soğutma,
- 5 bar' da havayla basınçlandırma (Anonim, 2006d).

MS tanklarının genel görünüşüne Şekil 3.58. de yer verilmektedir.



Şekil 3.58. MS tankı bileşenleri.

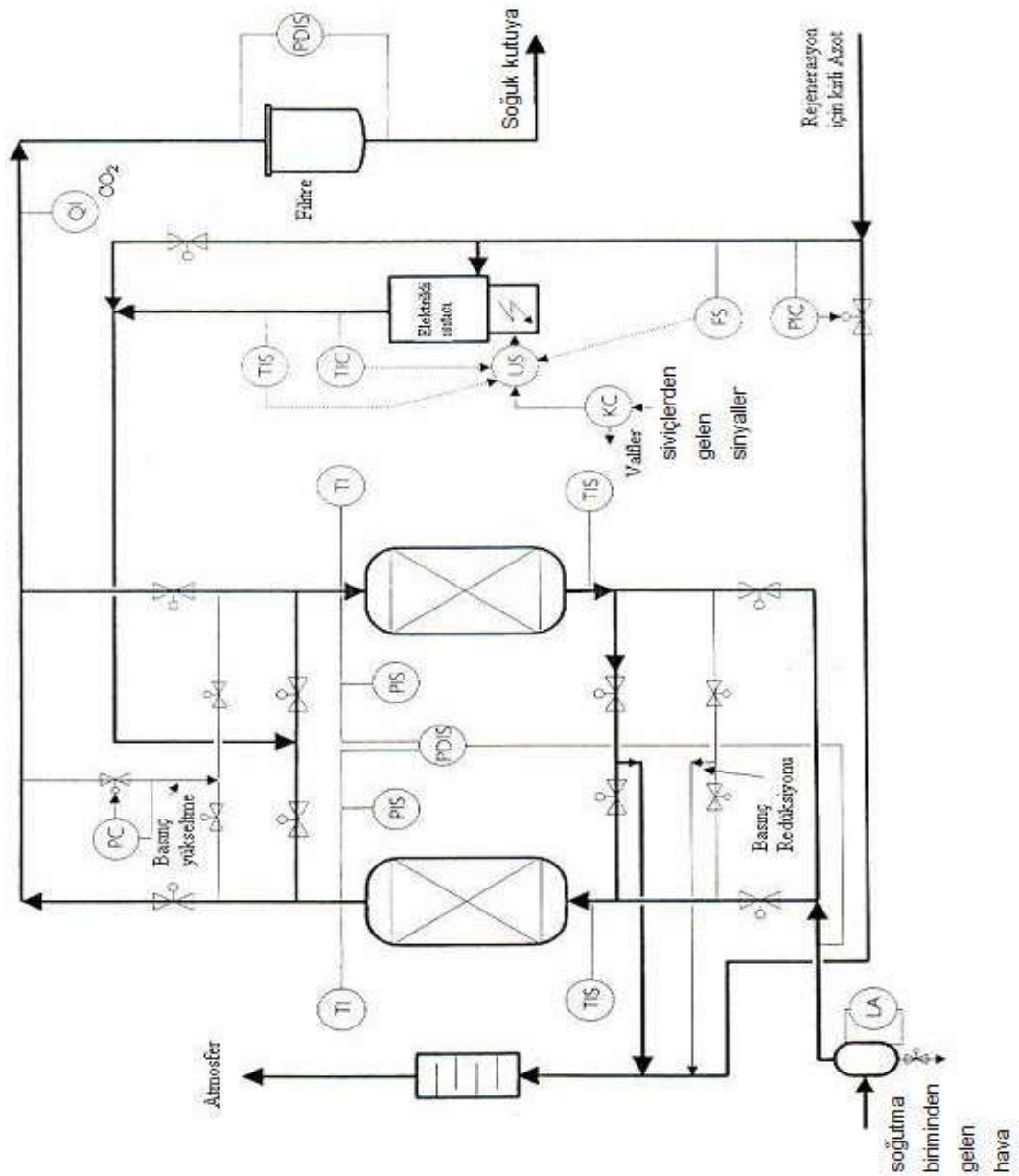
3.8.6. Moleküler Elek' in Diğer Kurutucularla Kombinasyonu

MS su damlacıklarına karşı çok hassastır. Su tutulduğunda enerji serbest kalır ve su damlacıkları geldiğinde sıcaklık artışı o kadar fazla olur ki MS boncukları yarıma tehlikesi ile karşılaşır. Bu nedenle bazı MS tabakalarından önce (havanın geliş yönünde) alümina jel tabakası yerleştirilir. Alümina jel asıl kurutucu görevini görmektedir. Alümina jelin avantajı, bünyesine aldığı suyu uzaklaştırmak için daha az enerji gerekmesidir.

Kullanılacak alümina jel miktarı su miktarına bağlı olarak dizayn edilir.

Kullanılacak MS miktarı ise CO₂ ve hidrokarbon miktarlarına bağlı olarak değişmektedir. Bu miktar ise MS'lerden geçirilecek hava miktarına dolayısı ile oksijen,azot ve argon üretim kapasitesine göre belirlenmektedir (Anonim, 2006d).

MS sistemde iki adet olarak bulunmaktadır. Bunlardan birisi çalışırken bir diğeri de elektrikli veya buharlı ısıtıcılarla ısıtma-soğutma yaparak sistemi hazır hale getirmeye çalışır bu işletme şeklini aşağıdaki Şekil 3.59. da görmek mümkündür.



Şekil 3.59. MS sistemi akış diyagramı

Adsorpsiyon, gaz veya buharın katı partiküller içerisinde Komponentlerine ayrıştırılması olarak ifade edilebilir. Katıların sahip olduğu poroz yapı ve geniş etki yüzeyi sayesinde gaz karışımı içerisindeki düşük konsantrasyondaki nemin ayrılması sağlanır.

Adsorpsiyon maddesi aşağıdaki gereklilikleri yerine getirmelidir:

- Ayrıştırılacak Komponentler için yüksek seçicilik,
- Doyumdan sonra desorpsiyon için yüksek hazırlık,

- Düşük konsantrasyonlarda yüksek adsorpsiyon kapasitesi,
- Sıcaklık değişimlerine karşı mekanik sağlamlık,
- Adsorpsiyon ve desorpsiyon boyunca gaz ve buhar geçirgenliği,
- Gazlar ve su buharına karşı kimyasal direnç.

Poroz tutucu kullanılarak gerçekleştirilen adsorpsiyon prosesi, üç kinetik kısımdan oluşmaktadır:

- Maddenin sınır tabaka içerisinde transferi,
- Maddenin poroz sistem içerisinde tutulması için difüzyonu,
- Tutucunun iç yüzeyindeki sorpsiyon.

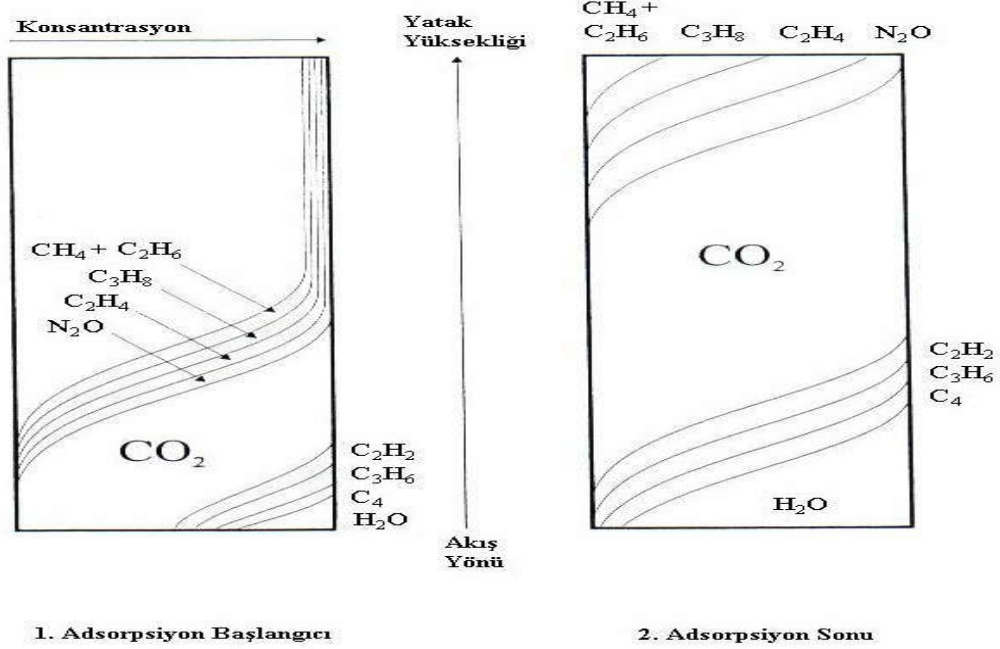
Katı adsorpsiyon maddesi yüzeyinde gerçekleşen fiziksel adsorpsiyon, diğer proseslerin de eşlik etmesiyle gerçekleşir. Adsorpsiyon en genel sorpsiyon prosesi olarak dikkate alınır. Tutucunun mikro gözenekleri içerisinde, yüksek basınçlarda buharın kapılar (kılcal) kondenzasyonu gerçekleşir veya ayrıştırılan materyaller katı malzeme içerisine difüz eder. Ayrıca gaz komponentler ile katı materyaller arasında kimyasal reaksiyon şeklinde bir kimyasal adsorpsiyon oluşumu mümkündür. Fiziksel ve kimyasal adsorpsiyonlar, proseslerde oluşan ısı fenomeni ile birbirinden ayrılır. Havanın içerisinde yer alan patlayıcı maddeler ve bunların oranları (Çizelge 3.4.) hava ayrıştırma tesisleri için çok önemlidir. Bu patlayıcı maddelerin tutulması ve dışarı atılmasını gösteren Şekil 3.60.'da havanın sistem geçişi ve MS'in değişmeden hemen önceki son durumu gösterilmektedir. (Anonim, 2006d)

Çizelge 3.4. Havanın içerisindeki patlayıcı maddeler ve oranlarının durumu

Bileşikler	Havanın içerisindeki oranı (ppm/v)
Metan	5
Etan	0.1
Asetilen	0.3
Etilen	0.1
Propan	0.05
Propilen	0.2
C 4 + Hidrokarbon	1
KORBONDİOKSİT	400
NO _x (NO+ NO ₂)	0.1
N ₂ O	0.35

Geçiş Sırası

- | | |
|----------------------|------------------------------------|
| 1. Metan CH_4 | 6. Karbondioksit CO_2 |
| 2. Etan C_2H_6 | 7. Asetilen C_2H_2 |
| 3. Propan C_3H_8 | 8. Propilen C_3H_6 |
| 4. Etilen C_2H_4 | 9. Daha büyük hidrokarbonlar C_4 |
| 5. Nitrooksit N_2O | |



Şekil 3.60. Kirleticilerin MS içerisinde tutulduğu bölgeler

Gaz karışımlardan düşük konsantrasyonlu buharların toplam ayırımı adsorpsiyon ile mümkün olur. Yüksek konsantrasyonlarda adsorpsiyon genellikle pek ekonomik değildir. Gaz miktarına bağlı olarak yüksek oranlarda tutucu materyali gerekmektedir. Bu da demek oluyorki, sık sık rejenerasyon gerekliliği söz konusudur. Adsorpsiyon ısı tutucu içerisindeki sıcaklığın 10-20⁰C kadar artmasına neden olur. Bununla beraber sorptif miktardaki sıcaklık bağımlılığı düşükse, adsorpsiyonla birlikte soğutma gerekmez (Anonim, 2006d).

Teknik olarak kullanılan en önemli tutucuların karakteristiklerini göstermektedir. Burada en önemli karakteristik yüksek spesifik yüzeydir. Tutucu içerisinde gaz hızı 0,1-0,6 m/s civarındadır. Alüminyum oksit, silikajel, MS ve aktif kömür teknik uygulama alanları bakımından birbirinden ayrılır. Bunların mikro gözenek çapları 4-250 nm (4-250.10⁻⁹ m) aralığındadır (Anonim, 2006).

Alüminyum oksit, silikajel ve MS özellikle kutupsal bileşiklerin adsorpsiyonu için uygundur. Havanın ve gazların kurutulmasında önemli ölçüde kullanılır. Daha

önceden de bahsedildiğigibi doğal veya yapay birer zeolit olan kristalimsi-alkali veya toprak-alkali alüminasilikatlar,eğer alternatif şekilde kompleks yapısal komponent olarak düzenlenirse, SiO_4 ve AlO_4 tetrahidronları cubo-oktahidron şeklini alır. Bu cubo-oktahidron ağı üç boyutlu olarakmümkün olan zeolit yapılarına çeşitlilik getirir. Bu, iyi tanımlanmış ve tarafsızca şekil verilmiş mikro gözenek sistemlerinin kanallarla bağlanmasına neden olur. Bu durum, geometrik ölçülere bağlı olarak moleküllere fiziksel delikler şeklinde etki edebilir. Aynı zamanda moleküller ile heteropolar delik iç yüzeyleri arasında adsorptif etkiyle birlikte etkileşim gerçekleşir. Yüksek oranda üniform ve sabit kesite sahip mikro kanalların çapı 0,3-1 nm (kinetik delik çapı) civarındadır. Bu durum moleküler ölçülere bağlı olarak karışımların ayrıştırılmasını mümkün kılar. Örnek olarak dallanmış (bağ yapılı) veya dallandırılmış hidrokarbonlar (Anonim,2006d).

Tutucu parçaların içerisindeki gözenek sisteminde maddelerin taşınması için çeşitli mekanizmalar bulunmaktadır. Bu kapsamda büyük gözenekler giriş gözenekleri olarak, küçük çaplı olanlar ise adsorpsiyon gözenekleri olarak çalışır.

Büyük gözeneklerde çok tabakalı adsorpsiyon, mikro gözeneklerde gerçekleşen kapilar kondenzasyonun ardından oluşur. Difüzyon boyunca maddenin taşınmasından farklı olarak, sıvı kapilar olayla yer değiştirilir (tutulduğu yerden çıkarılır). Adsorpsiyon boyunca taşınan madde, maddenin faz değişimi şeklinde yer alır. Örnek; tutulacak madde, gaz fazdan katı madde yüzeyinde (faz sınırı) difüzyona uğrar. Madde geçişinin adsorpsiyon hızı sistem doğasına bağlı olarak geniş limitler içerisinde değişir. Maddenin sıcaklık, basınç, moleküler kütle değerleri ve tutucunun gözeneklilik oranı (porozite) madde geçiş hızını etkiler. Adsorpsiyon maddesinin kapilar yapısı denge halini geciktirir.

Adsorpsiyon hızını etkileyen parametreler:

- Tutucu içindeki akış şartları,
- Akışkanın tutucu yüzeyine doğru, maddenin yer değiştirmesi,
- Tutulan maddenin tutucu içerisinde gözenek difüzyonu,
- Tutulan maddeye şekil verme hızı,
- Adsorpsiyon tabakasında tutulacak maddenin yüzey göçü.

Tutucunun etkinliği ve adsorpsiyon süresi, adsorpsiyonun teknik sırasına karar verir ve adsorpsiyon gücünü karakterize eder. Tutucu maddenin etkinliği, adsorpsiyon

kapasitesini gösterir. Bu aynı zamanda tutucunun birim kütlesi başına tutulan madde miktarıdır (etkinlik \equiv tutucu dolun oranı). Buradaki etkinlik için iki ifade söz konusudur:

- Statik etkinlik
- Dinamik etkinlik

Statik etkinlik, ham gaz içerisindeki tutulacak madde içeriği ile tutucu maddenin dolun oranı arasındaki tam denge halini ifade etmektedir. Statik etkinlik sıcaklık artışıyla azalır. Adsorpsiyon / desorpsiyon çevrim sayısı statik etkinliği etkiler. Denge doluluğu ve adsorpsiyon hızı tutucunun yaşlanmasıyla (ömrünü doldurması) azalır.

Dinamik etkinlik, hareket (akış) halindeki gazlara doğru olan adsorpsiyon davranışını göstermektedir. Yüzey difüzyonu şeklinde gerçekleşen, maddenin tutucu gözenekleri içerisindeki yer değiştirmesi (tutucunun yüzey gerilimi sınırları içerisinde kalmak kaydıyla) denge halinin başlangıcını geciktirir. Bunun sonucunda sıcaklık göç dalgası boyunca, tutucu tabakaya doğru olan adsorpsiyon ısı yükselir. Denge hali tutucu dolun kapasitesini azaltıcı yönde geliştirir (Anonim, 2006d).

Yüksek adsorpsiyon hızı; daha dar adsorpsiyon bölgesi anlamına gelir. Su içeriği kristalizasyon süresince boşlukları doldurur ve ardından ısıtma ile tutulan bu su uzaklaştırılır. Boşluklar gözenek hacmine bağlı olarak farklı gazların adsorpsiyonunu sağlayabilecek şekilde dönüşür. Sonuç olarak denilebilir ki; hava akışı içerisindeki suyun ayrıştırılması su molekülünün kurutucu madde üzerindeki gözenegin açıklığına ve bu açıklıktan geçebilmesine, ayrıca zeolitin iç yapısında depolanmasına bağlıdır.

Su molekülü 2,8 Angström ($0,28 \cdot 10^{-9}$ m) lük kritik çapa sahiptir. Bu demek oluyor ki 2,8 Angström' den daha büyük gözenek çapına sahip kurutucular içerisinde su molekülü depolanabilir. Yapı içerisindeki su moleküllerinin sayısı statik değer olarak 27 olabilir. Su miktarı doymuş formdaki zeolitin toplam ağırlığının yaklaşık % 28,5' ini oluşturacaktır. Bununla beraber gözenek çapı 10 Angström (10^{-9} m) olan MS toplam ağırlığının (doymuş haldeki) % 35' i kadar su alabilir (Anonim, 2006d).

Kurutucu malzeme yatağına giren hava akımının hızının çok yüksek olması adsorpsiyon süresince düşük kütle transfer performansına neden olur. Tutucu ölçülendirilirken, akış hızının türbülans alanı içerisinde kalması konusu dikkate alınmalıdır. Laminar akış kanal formasyonları boyunca yetersiz ayrılmaya sebep olabilir. Basınçlı hava ve gazlar için uygun akış hızları 5-15 m/dk aralığındadır.

3.8.7. Rejenerasyon

MS' nin orijinal adsorpsiyon kapasitesi rejenerasyon veya reaktivasyon ile geri depolanır.Çeşitli rejenerasyon prosesleri bulunmakta, ancak bunların tamamı temelde aynı prensiple çalışmaktadır.

Rejenerasyon gazı olarak adlandırılan kirli N₂ (ABK' nin üst noktasından alınan) elektrikli ısıtıcı veya buharlı ısıtıcıda ısıtılır. Tesislerde emniyet açısından her ikisi de bulunur. Prosesin aksamadan devam edebilmesi için tesiste iki adet tank bulunmalı, birisi havayı temizlerken diğeri rejenerasyona alınmalıdır. Bu sıcaklık bir sıcaklık kontrolörü tarafından kontrol edilmekte, eğer çok yüksek bir değere ulaşırsa ısıtıcıyı devre dışı bırakmaktadır.

Kirli N₂ akışı (rejenerasyon akışı) üreticinin belirlediği değerlerde kullanılmalıdır. Diğer taraftan sıcaklık yeterli düzeyde olmazsa rejenerasyon yetersiz kalır. Normalde alarmlı bir akışmetre bulunur. Çünkü akış çok düşük bir değerde olursa ısıtıcı aşırı ısınma (yetersiz ısı transferi neticesinde) nedeniyle zarar görebilir.

Isı girişi boyunca MS, tutulan materyal gözeneklerden ayrılacak dereceye kadar ısıtılır. MS düşük termal iletkenliğe sahip olduğundan, içeri giren sıcak gaz akımı tarafından dolaylı olarak ısıtılması en iyi etkidir. Rejenerasyonun etkili şekilde gerçekleşmesi için MS yatağının ısıtılması gereken sıcaklığa karar verirken en önemli noktalar; tutulan maddenin doğası ve üretim safiyetidir. Rejenerasyon sıcaklığı pratikte 180-250⁰C aralığında olmalıdır. Uygun rejenerasyon için ısı izni aşağıdaki ısı miktarlarını içerir:

- Tutulan maddelerin ısıtılması ve evaporasyonu esnasında gereken ısı,
- Ekipmanın, boruların ve tutucunun ısı kapasitesi,
- Tutulan maddelerin desorpsiyon ısısı,
- Adsorpsiyon dolgusunun ısı kaybı.

Ayrıca adsorpsiyon yatağı yavaşça ısıtılmalıdır. Bu sayede rejenerasyon gazının sıcaklığı bir saatlik veya daha fazla bir periyotta maksimum değerine ulaşır. Yavaş ısıtma sayesinde reaktif moleküllerin düşük sıcaklıkta uzaklaştırılması sağlanır. Bu sayede karbonizasyon ve polimerizasyon büyük oranda azalmış olur.

Isıtma işlemi, tüm suyun rejenerasyon gazıyla birlikte dışarı atıldığından emin oluncaya kadar devam etmelidir. Eğer bu sıcaklık çıktı alınacak olursa, bu olayın olduğu

anda grafikte bir çentik oluşacağı görülecektir.

Asla unutulmamalıdır ki MS içerisinde daima bir miktar su kalır ve yavaşça artabilir. Bu nedenle tesis durdurulduğunda mümkün olan maksimum sıcaklıkta iki saat kadar rejenerasyon gazıyla rejenerasyon yapmak gerekebilir. Hava akış yönüne göre MS' den önce alümina jel bulunmayan ve bir kısmı pülverize olmuş (toz haline gelmiş) MS bulunan sistemde toz halindeki MS kümeler halinde suyun yardımıyla pişirilebilir. Bu kümeler daha az gazın geçmesine izin verir, bu nedenle rejenerasyon daha uzun sürer.

MS çevriminin tamamı 2-12 saatlik bir zaman diliminde geçer. Tankların adsorpsiyondan rejenerasyona geçişi tamamen otomatik olarak gerçekleşir. Çevrim süreleri belirli sınırlar içerisinde kalmak koşuluyla değiştirilebilir. Eğer ön soğutma azalır, bu gerekli olabilir. Bu durum hava içerisindeki ve MS yatağındaki su miktarını yükseltir, bu nedenle çevrim süresi azaltılmalıdır. Eğer bu yeterli gelmezse, hava akışı düşürülmelidir. Aksi takdirde CO₂ soğuk kutu içine gönderilir. Buradaki zorluk, daha kısa kurutma süresi, diğer tankın rejenerasyonu için daha kısa süre bırakır. Eğer rejenerasyon makinası arızalanacak olursa ve alternatif cihaz yoksa tüm tesis durdurulmak zorunda kalır.

Çok hızlı basınç düşüşü veya basınç yükselmesi MS' ye zarar verir (çalkalar). Tanecikler birbirine çarparak ufalanır ve toz haline dönüşür. Sonuçta MS yatağının formu bozulur, dengesiz bir dağılım oluşur. Bu da CO₂' nin tutulamama riskini doğurur. Bu yüzden basamaklarda basınç redüksiyonu uygulanır. İlk olarak küçük çaplı boru ve valf, ardından daha büyük çaplı boru ve valften geçirilir. Yeni tesislerde fark basınç siviçi bulunur. Bu siviç eğer basınç farkı geçerli limitin üzerinde ise büyük valflerin açmasına izin vermez.

Modern tesislerde MS yatağının işletme süresince düz kalmasını sağlayan bir mekanizma bulunmaktadır. MS içerisindeki basınç farkı ölçülebilir. Bu, havanın MS yatağına girdiği nokta ile çıktığı nokta arasındaki fark basınçtır. MS içerisinde toz bulunduğu zaman bu fark büyüyecektir.

Termal rejenerasyona bağlı olarak, adsorpsiyon sistemini dizayn etmek için aşağıda verilen bilgiler gerekmektedir:

- Termal adsorpsiyon prosesi ışığında tutulan / tutucu dengesi,
- Adsorpsiyon ve desorpsiyon kinetiği,

- Adsorpsiyonun kütle ve enerji gereksinimi,
- İzin verilebilir akış hızları ve basınç kayıpları,
- Tutucu tabakalarının ölçülendirilmesi (Anonim, 2006d).

3.8.8. Moleküler Elek Kimyasallarının Yerleşim Dizaynı

Adsorpsiyon kurutucusunun dizaynını pek çok şart etkilemesine rağmen, kurutucu ölçüsü belirlenmelidir. Kurutucunun boyutu özel uygulamaya bağlıdır. Boyutuna, içinden geçen gaz maddesi, hacimsel akış, işletme basıncı, giriş sıcaklığı ve basıncı, çığ noktası gibi etkenler karar verir.

Gazın doğasından ayrı olarak, adsorpsiyon kurutucusunun boyutuna ilk karar verecek olan kurutulacak gazın maksimum nem doluluğudur (doymuşluk). Maksimum nem doluluğuna, en yüksek performans, en yüksek giriş sıcaklığı ve en düşük işletme basıncı karar verir. Aynı mantıkla minimum nem doluluğuna ise en düşük performansı, en düşük giriş sıcaklığı ve en yüksek işletme basıncı karar verir. Bu maksimum ve minimum nem doluluk durumları arasında doluluk faktörü basınçla değişir.

Minimum nem doluluğu, tutucunun boyutu üzerinde küçük bir etkiye sahip olmakla beraber, mümkün olan maksimum adsorpsiyon zamanının sınırlandırılmasına karar verir. Isı rejenerasyonlu adsorpsiyon kurutucularının hesaplamaları oldukça karmaşıktır. Çünkü ilk olarak doluluk faktörü tespit edilmeli, ardından tüm ısı izininin fonksiyonu olarak rejenerasyon enerjisi belirlenmelidir.

Yerleşim dizaynı üç basamağa ayrılabilir:

- Nem doluluk oranının belirlenmesi (çevrim başına),
- Tutucu tankının boyutlandırılması,
- Rejenerasyon enerjisinin tespit edilmesi (Anonim, 2006d).

Sıcaklık artışıyla MS' nin kullanılabilir kapasitesi fazla zarar görmez. Diğer kurutucu malzemeler, yükselen işletme sıcaklıkları ile yüksek kapasite düşüşleri gösterir.

Tesislerde söz konusu olan bir tehlike; kirleticilerin adsorpsiyon maddesi gözenekleri içerisinde birikmesidir. Yüksek sıcaklıklardaki rejenerasyon boyunca, kirleticiler organik moleküllerin çatlama (yarılma) veya polimerizasyonuna yol açar (Anonim, 2006d).

3.9. Eşanjörler

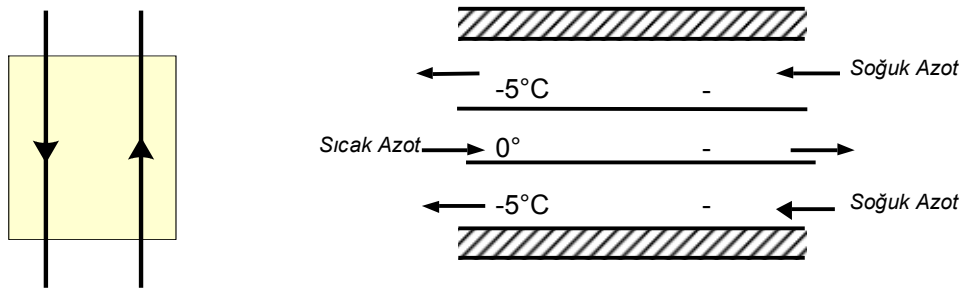
3.9.1. Eşanjörlerin Çalışma Teorisi

Eşanjörler proses için gerekli olan ısı alışverişini gerçekleştiren ekipmanlardır.

Hava Ayırıştırma Tesislerinde Havanın soğutularak sıvı hava haline getirilmesi ve düşük basınç kolonuna dökülebilmesi için gerekli olan soğukluğa ihtiyacı vardır. Bu soğukluğu elde edebilmesi için gerekli olan ısı alışverişini ana ısı değiştirici diye tabir ettiğimiz eşanjörden gerçekleştirmektedir. Bu eşanjörün bir tarafından $-183\text{ }^{\circ}\text{C}$ ile $-196\text{ }^{\circ}\text{C}$ sıcaklıktan geçen sıvı ürünler in gazlaşması ve $30\text{-}40\text{ }^{\circ}\text{C}$ yeni sıcak havanında soğması için ısı transferi yapılmaktadır.

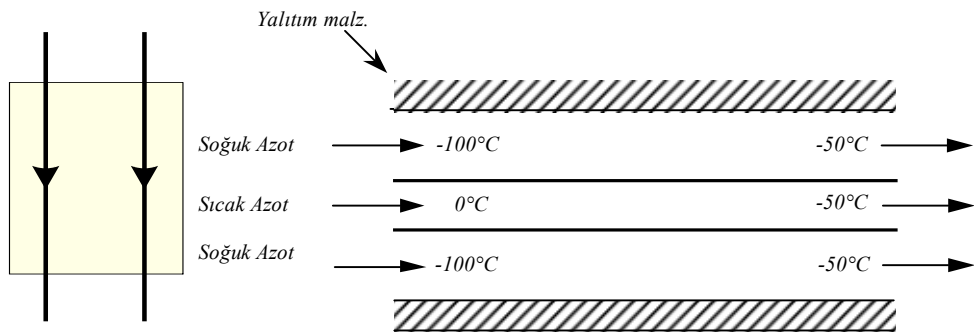
Üç çeşit eşanjör vardır.

- Eşanjör Karşılıklı akım: Bu tip eşanjörler ana ısı değiştiricilerinde, ana buharlaştırıcılarda ve kondenserlerde kullanılmaktadır (Şekil 3.61.).



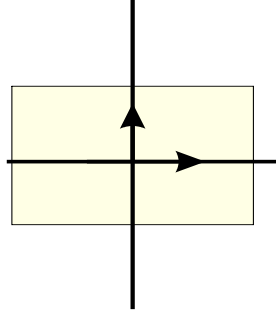
Şekil 3.61. Eşanjör karşılıklı akışı

- Eşanjör paralel yönlü akım: film tip buharlaştırıcılarda kullanılmaktadır (Şekil 3.62).



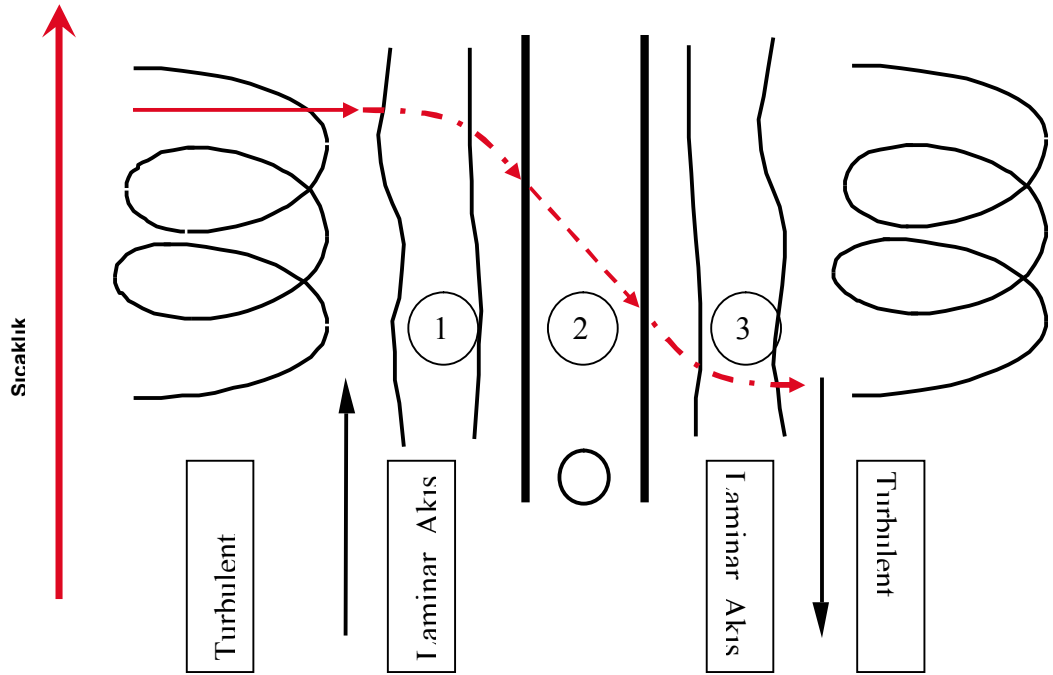
Şekil 3.62. Eşanjör paralel yönlü akışı

- Eşanjör çapraz yönlü akım: sıvı subcooler diye tabir ettiğimiz yardımcı soğutucularda kullanılır (Şekil 3.63.).



Şekil 3.63. Çapraz yönlü akış

Eşanjörlerdeki gerçek ısı değişimi :



Şekil 3.64. Eşanjördeki sıcaklık hareketleri

Şekil 3.64. deki eşanjör modellemesinde ısı transferi üç bölgede incelenmelidir. Duvar ve duvarın iki yanında yer alan laminar akış, 1. bölgeden 3. bölgeye konveksiyon tip, 2. bölgeden de diğer bölgelere konduksiyon tip ısı transferi gerçekleşmektedir.

Isı transferi katsayıları üç bölge için K_1, K_2 ve K_3 ise Termal direnç R daima Isı transferi katsayısının zıttıdır. $R = 1/K$.

Termal resistanslar $R = R_1 + R_2 + R_3$ dür. (3.23.)

$1/K = 1/K_1 + 1/K_2 + 1/K_3$ yani $K = K_1 \cdot K_2 \cdot K_3 / (K_1 \cdot K_2 + K_1 \cdot K_3 + K_2 \cdot K_3)$ dür. Diğer yandan Isı transfer katsayısı K aynı zamanda akışkanın hızına da bağlıdır.

$\Delta H = K \cdot S \cdot \Delta T_{Ortalama}$ ve $\Delta T_{Ortalama} = \Delta T_1 - \Delta T_2 / (\ln \Delta T_1 / \Delta T_2)$ (3.24.)

S = Eşanjörün yüzey alanı

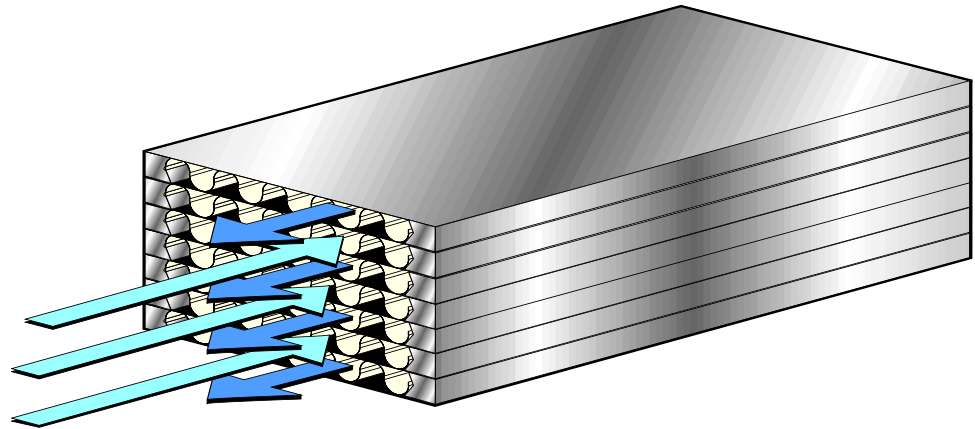
KS = Eşanjörün Isı değiştirme kapasitesini verir.

Burada yer alan ΔT sıcaklık farkı sıvı veya gaz akışkanlar arasındaki sıcaklık farkını göstermektedir. Eşanjörün giriş ve çıkışlarındaki sıcaklık farkı değildir.

Akış çeşitleri aşağıdaki maddelerde yer alanlara bağlı olarak değişmektedir.

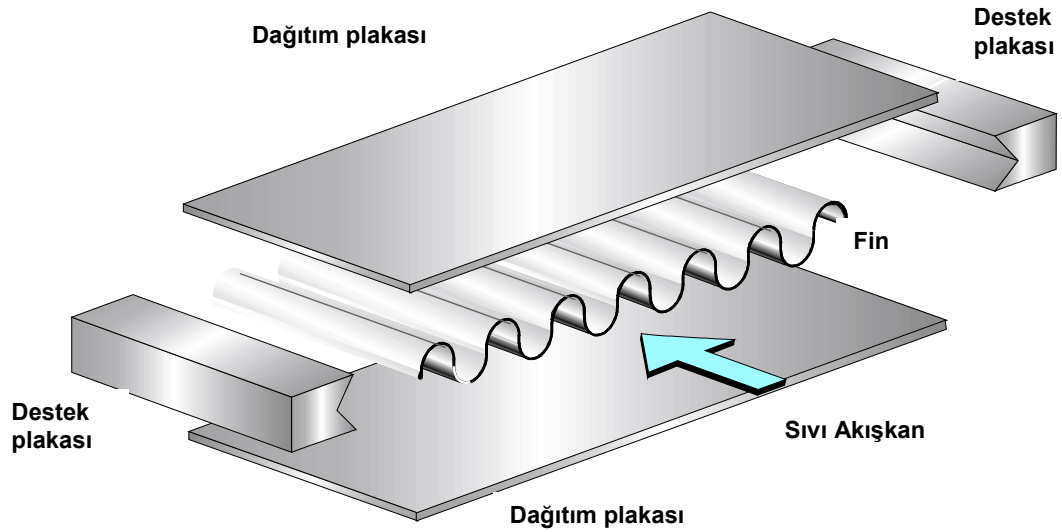
- Gaz yoğunluğu (ρ)
- Basınç (P [bar.abs])
- Sıcaklık (T [K])
- Eşanjörün yüzey kalitesi
- Boru çapı (D [m])
- hızı (V [m/s])
- viskozite (μ [Ns/m²])

3.9.2. Eşanjör Teknolojileri ve Eşanjördeki Isı Transferi

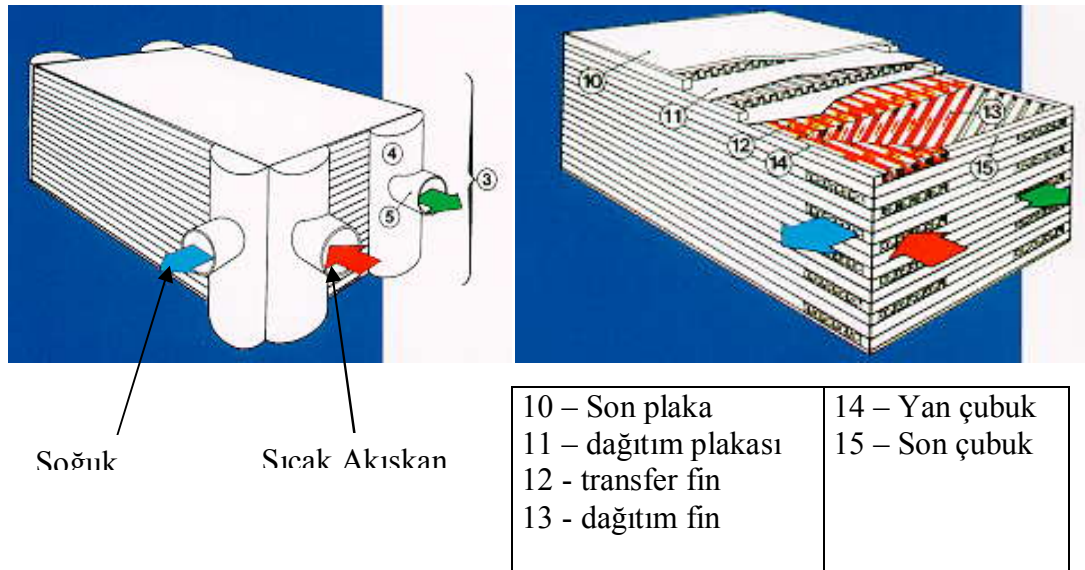


Şekil 3.65. Eşanjördeki sıcaklık hareketleri

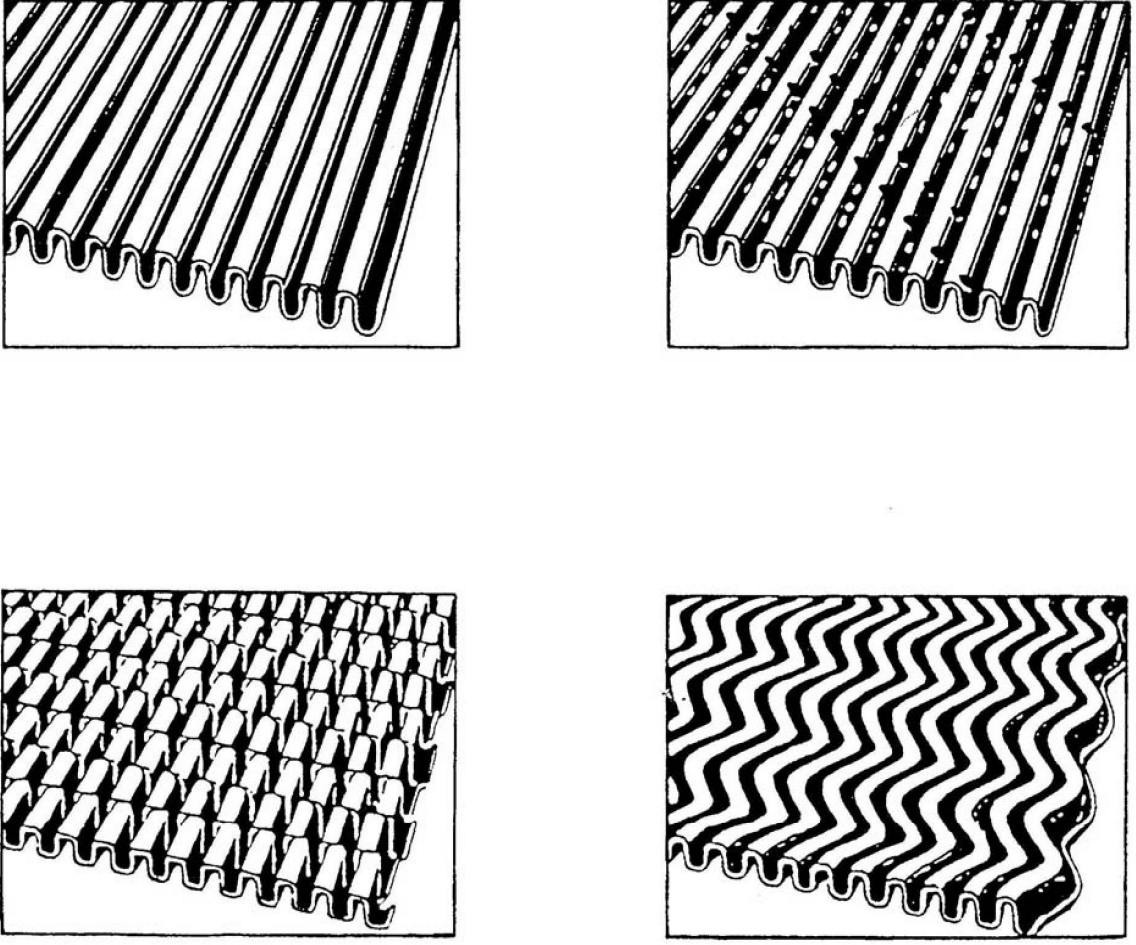
Modern eşanjörler brazed aluminium plakalardan üst üste konularak yapılmaktadır (Şekil 3.65. ve Şekil 3.67.). Brazing bir kaynak prosesidir. Bu tarz kaynaklar çok sayıda plaka eşanjörün özel fırınlarda ısıtma esnasında ve vakum altında yapılması ile gerçekleştirilmektedir. Bu plakaların her bir yaprağına fin denilmektedir. Bu Finler akışkanın geniş yüzey hacmi ile ısı alışverişini maksimum kapasite ile yapmaları için geliştirilmiş özel şekillerden oluşmaktadır. Her bir fin tabakasının şekil ve açıları kapasiteye göre farklılık gösterebilmektedir (Şekil 3.66.)(Anonim, 2007a).



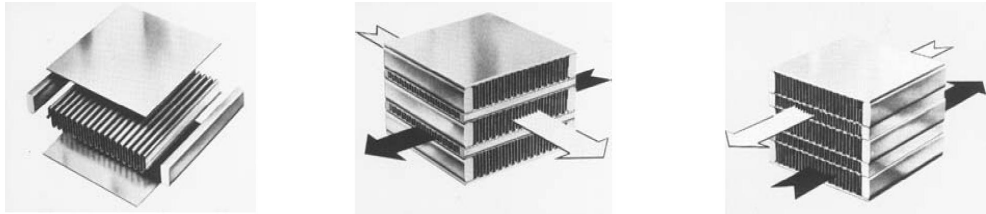
Şekil 3.66. Eşanjörün iç yapısı



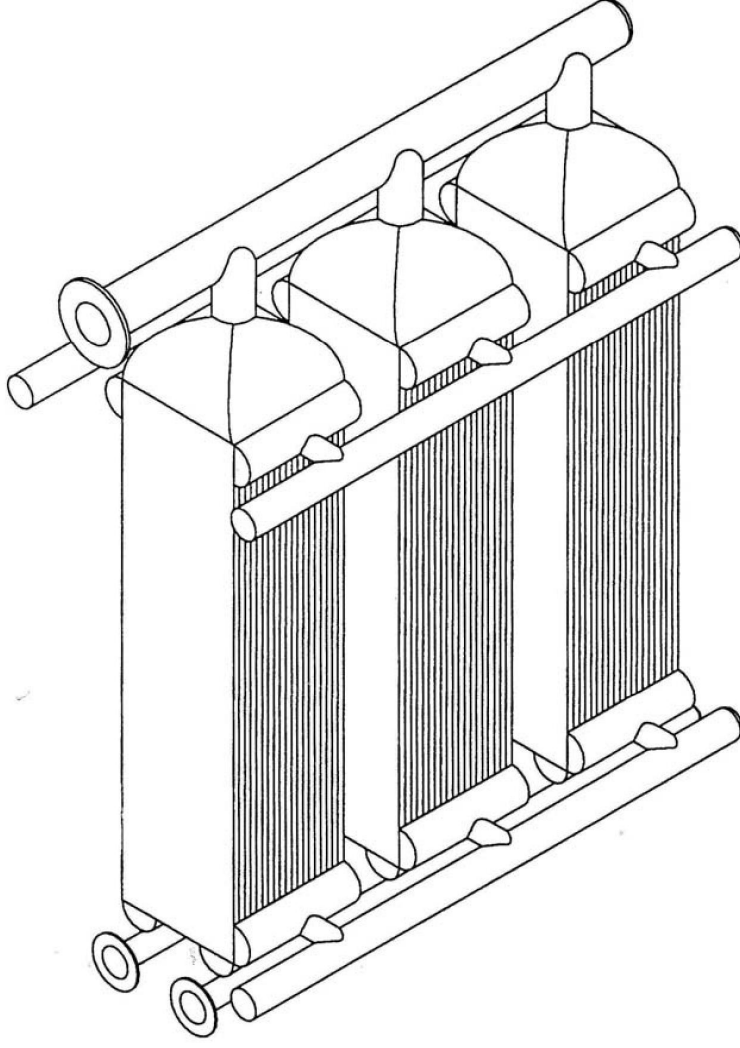
Şekil 3.67. Eşanjördeki sıcaklık hareketleri



Şekil 3.68. Ana Eşanjörde yer alan ısı değiştirici, plaka çeşitleri



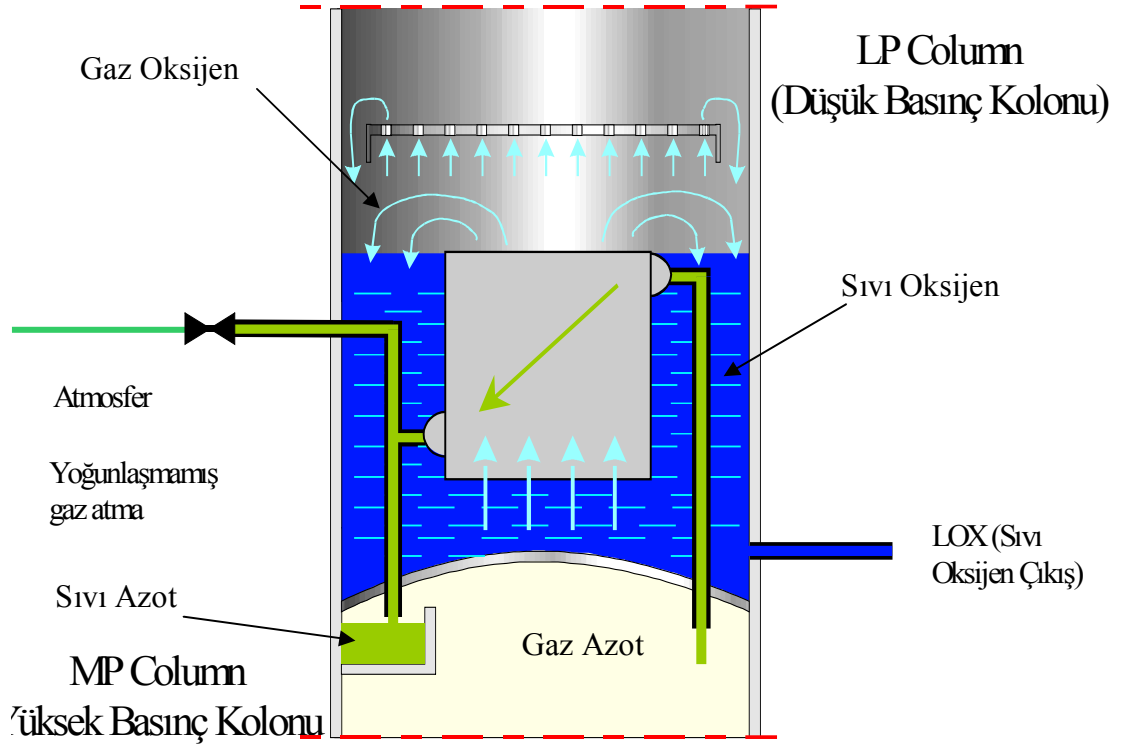
Şekil 3.69. Ana Eşanjör dağıtım plakası akış çeşitleri



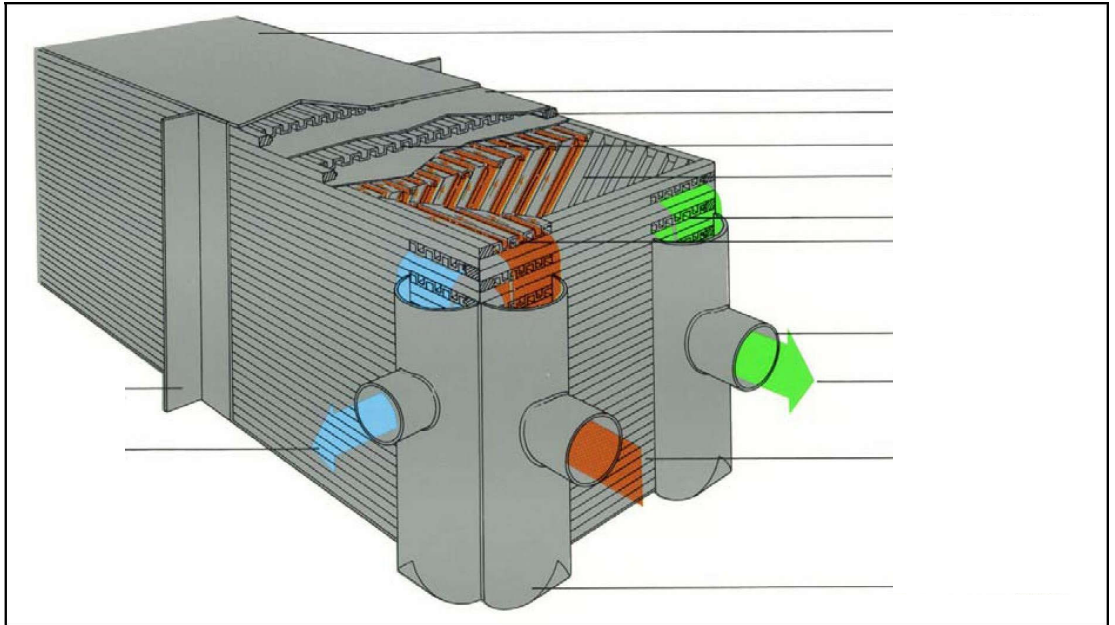
Şekil 3.70. Ana Eşanjör görüntüsü

Çok çeşitli fin ler bulunmaktadır (Şekil 3.68.). Bu Finler prosesten geçen akışkanın karakteristik özelliklerine göre yapıları değişiklik gösterir. Isı eşanjörlerin de finler en iyi turbulent akım olan akışlarda etkili olmaktadır. Eşanjörlerdeki en önemli olguda budur. Eğer yüksek basınç düşüşleri yaşanırsa o zaman eşanjör verimi düşerek daha az soğutma kapasitesine sahip olacak ve tesisin üretim performansını direkt olarak düşürecektir. Eşanjör (main heat exchanger) hava ayrıştırma tesislerinin başlıca en önemli ekipmanıdır (Şekil 3.70.). Şekil 3.71 ve Şekil 3.72 de görünen Ana Eşanjör olarak bilinen kısım Cold Box diye tabir edilen kısmın alt tarafında gaz azot, üst tarafında yer alan ve sıvı oksijen içerisinde bulunan eşanjörden geçerek gaz azotun sıvılaşmasını, sıvı oksijeninde buharlaşmasını sağlamaktadır. Buradaki ısı değişimi sıvı oksijen ve sıvı azotun kaynama sıcaklıklarından yararlanılarak yapılmaktadır. Sıvı

oksijen – 183 °C de kaynar iken sıvı azot – 196 °C de kaynamaktadır. Aradaki bu ısı farkından yararlanılarak bir yandan sıvılaştırma bir yanda gazlaştırma işlemi yapılmaktadır. (Anonim, 2007a).



Şekil 3.71. Ana Eşanjör görüntüsü



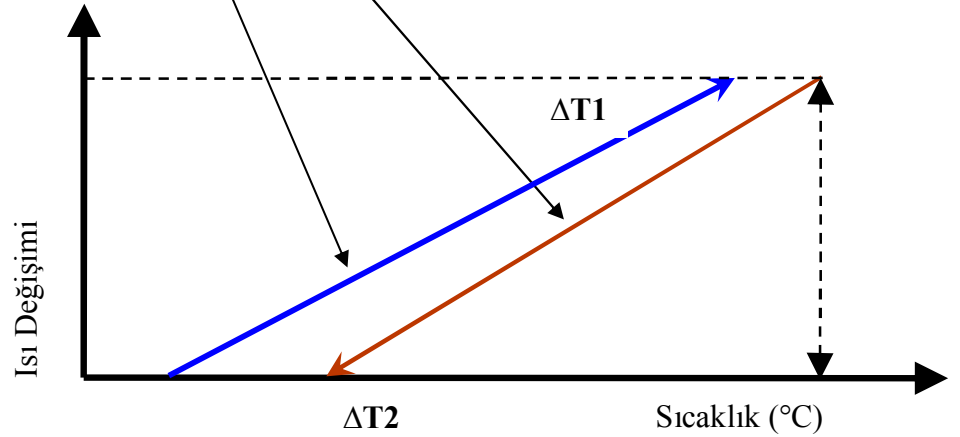
Şekil 3.72. Ana Eşanjör iç akışkan yapısı

3.9.3. Ana Isı Eşanjöründeki Akışın Dengelenmesi

Değişen yeni teknolojilerde ana ısı değiştiricileri compact veya brazed alüminyum plakalardan yapılmaktadır. Vaporizörlerin sıvı içerisine gömülü olan bu çeşidine bath vaporizör denmektedir. Burada gaz azotun akış yönünü tayin eden yüksek basınç ve yer çekimi kuvvetidir. Düşük basınçta buharlaşan sıvı oksijen termosifon etkisi yaratmaktadır. Bu etki sayesinde vaporizör çalışmaktadır. Burada kaçınılması gereken bir durumda kuru termosifondur. Yani vaporizörün etrafında yer alan sıvı oksijenin bitmesi veya seviyesinin düşmesi sıvı oksijen içerisinde yer alan hidrokarbonların eşanjör üzerinde kristalize olarak apışmasına ve burada birikerek vaporizörün havaya uçmasına neden olabilir (Anonim, 2007a).

Şekil 3.73.'de ısınan ve soğuyan gazın sıcaklık değişim grafiği görülmekte, buna göre; Soğuyan sıvıya **calorigene** denmektedir. Ki buda kalori dir.

Isınan akışkana **refrigerating** denmektedir. Ki buda negatif kalordir.



Şekil 3.73. Ana Eşanjör ısı değişimi

Sıcak olan akışkandan soğuk olan akışkana Isı Transferi miktarı ΔH aşağıdaki formül ile hesaplanmaktadır.

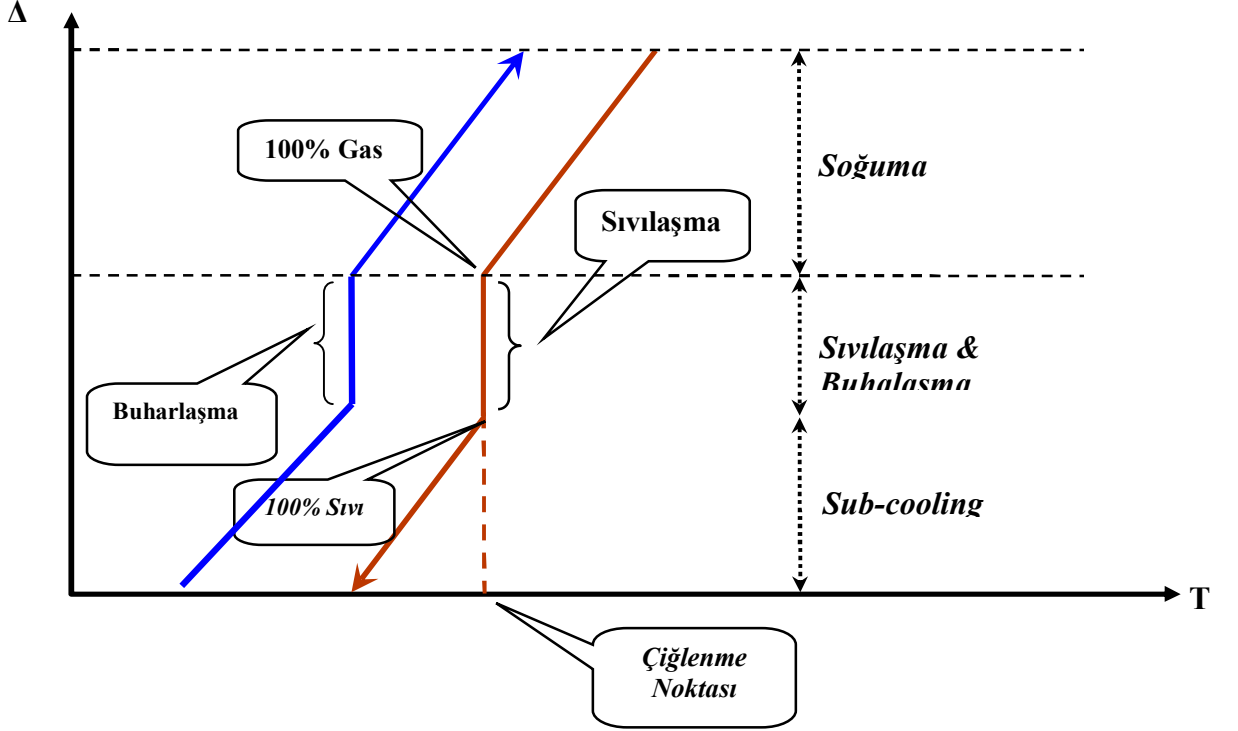
$$\Delta H = U \times A \times \Delta T_{average} \quad (3.25.)$$

$$\Delta T_{MOYEN} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (3.26.)$$

Soğuk kısmın son sıcaklığı \rightarrow ΔT_2 \leftarrow Sıcak kısmın son sıcaklığı

UA ise eşanjörün performansı demektir. Yani diğer bir deyişle eşanjör kapasitesidir.

Şekil 3.74. 'de ısı eşanjöründeki gerçek Buharlaşma ve Yoğunlaşma diagramı görülmektedir.



Şekil 3.74. Ana Eşanjör ısı değişimi

Geçen sıcak akışkan ve soğuk akışkanlar asından debi ile sıcaklık arasındaki değişim Çizelge 3.5.'de verilmiştir.



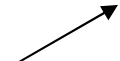
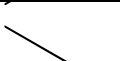
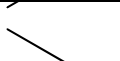
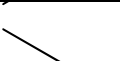
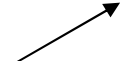
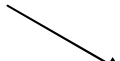
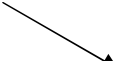
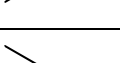
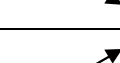
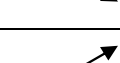
Çizelge 3.5. Akışkan açısından eşanjördeki sıcaklık değişimi durumu

		$\Delta T1$	$\Delta T2$
Sıcak Akışkan Flow			
Soğuk Akışkan Flow			

KS arttığı zaman;

- Isı değişimi artıyor.
- Sıcak ve soğuk uç taraflarındaki ısı farkı küçülüyor. Ki buda eşanjörün verimli çalışmaya başladığını gösterir (Çizelge 3.6.).

Çizelge 3.6. Sıcaklık açısından eşanjördeki sıcaklık değişimi durumu

		$\Delta T1$	$\Delta T2$
Sıcak Akışkan Sıcaklığı			
			
Soğuk Akışkan Sıcaklığı			
			

Ana Isı Eşanjöründeki Akışın Dengelenmesi, Sıvı ürünler ürettiğinden, eşanjörden çıkan soğuk gazların miktarı giren havadan daha az olacaktır. Bunun sonucunda hava çok fazla soğutulamayacak ve YBK' ya çok sıcak girecektir. Bu durum rektifikasyon prosesini çok olumsuz etkiler. Şöyle ki; YBK tepeslerinden çok miktarda sıvı buharlaşır. Hava çiğ noktasına kadar soğutulmalıdır. Bu nedenle eşanjör içerisinden diğer bir soğuk akış beslemesi yapılır. ABK' nın tepesinden alınan soğuk N₂ gazı eşanjörden geçirilir. Bu akışa balans (denge) akışı adı verilir. Bu akış N₂ çevriminde kullanılır. Isı eşanjöründe balansı sağlayabilmek için akış sıvı üretimi ile aynı miktarda olmalıdır (Anonim, 2007a).

Isı Eşanjöründeki Soğukluk Kaybı Hesabı, Ana ısı eşanjörünün sıcak ucunda, ısı değişim bölgesine bağlı olarak sıcaklık farkı bulunur. Hava ayrıştırıcılarda 2-3 °C' lik fark oluşturacak düzeyde yeterli yüzey alanı kullanılır. Bu fark soğukluk kaybıdır. Soğuk gazlar atmosfere atılır ve bu soğukluktan faydalanılamaz. Daha küçük sıcaklık farkları için daha geniş yüzeyler gerekir. Bu da tesisin yatırım maliyetini arttırır. 3 °C' lik normal bir sıcaklık farkı aşağıda hesaplanan değerdeki güce karşılık gelmektedir:

$$10000 \text{ (kg/h)} \cdot 1,0 \text{ (kJ/kg}^{\circ}\text{C)} \cdot 3 \text{ (}^{\circ}\text{C)} = 30000 \text{ (kJ/h)} = 30000 / 3600 \text{ (kW)} = 8,3 \text{ kW}$$

Bu kabul edilebilir bir kayıptır. Fakat sıcaklık farkı 6°C olursa kayıp $16,6 \text{ kW}$ ' a yükselir. Bu, üzerinde önemle durulması gereken bir konudur.

Yukarıda yapılan hesaplamalarda kullanılan ısı eşanjörü düşük basınçlı gazların çıkışı ve 5 bar ' lık havanın girişine uygundur. Dolayısıyla $C_p = 1,0$ 'dır.

Dahili sıkıştırma ve yüksek basınçlı hava şartlarında C_p değeri çok büyük olur.

Ana ısı eşanjörü içerisinde 5 bar basınçta hava geçer. Bu hava $0,2 - 0,5 \text{ bar}$ basınçtaki GOX, GAN ve kirli GAN tarafından soğutulur. GOX, GAN ve kirli GAN hepsi birlikte bir kompozisyon olarak havayla karşılaştırılabilir. Hepsi birlikte aynı spesifik ısıya ($1,0 \text{ kJ/kgK}$) sahiptir.

Yüksek basınçlardaki hava alışılmamış özellik gösterir. Düşük sıcaklıklarda spesifik ısı (C_p) yükselir. 5 bar ' daki havanın C_p değeri $-140^{\circ}\text{C} / -170^{\circ}\text{C}$ ' deki değerinden % 10-20 kadar daha fazladır. Bu da demek oluyor ki, hava büyük miktarlarda enerji verme gerekliliğine sahip olacaktır.

Hava düşük basınçlı ve düşük spesifik ısı gazlarla karşılaşır, daha düşük soğutma gerçekleşir. Bunu karşılamak için soğuk uçtaki balans akışı yükseltilir (C_p ' nin büyük olduğu nokta). Bu nedenle balans akışının bir kısmı eşanjörün orta noktasından uzaklaştırılmalıdır. Bu uzaklaştırılan akışa karşı akış adı verilir (Anonim, 2002).

Sonuç olarak ısı eşanjörünün soğuk ucunda spesifik ısı çok daha yüksek olacaktır. Düşük basınçlardaki sıvılaşma, kaynama noktasında büyük miktarda ısı açığa çıkar. Buna evaporasyon ısı denir. Kritik basıncın üzerindeki basınçlarda karşılıklı ısı alış veriş olur, fakat bu geniş bağıl sıcaklık aralığının üzerinde meydana gelir.

-80°C ' de spesifik ısı % 30 daha fazladır.

-100°C ' de spesifik ısı % 50 daha fazladır.

-120°C ' de spesifik ısı % 120 daha fazladır.

-147°C ' de bu değer maksimuma ulaşarak yüzde birkaç yüzlük bir fazlalığa sahip olur.

Balans ve karşı akışlar üzerinde kontrol valfleri, akışmetreler ve termometreler bulunur. Bunlar aşağıdaki şekilde kontrol edilir: Karşı akış hava akışının yaklaşık olarak % 20-25' i kadardır. Bunun miktarına karar verilirken havanın çığ noktasına kadar soğutulması dikkate alınır. Yeni tesislerde bu akış çoğu kez kaçırılır ve havanın daha sıcak olmasına izin verilir, veya sıcak uçtaki ΔT ' nin daha büyük olmasına izin verilir. Balans akışı yaklaşık olarak sıvı üretimine eşit olmalıdır. Bilgi ve tecrübeler

göstermiştir ki; çok yüksek miktardaki balans akışı sonucunda sıcak uç çıkışındaki bütün gazlar daha soğuk olacaktır (ΔT yükselecektir). Diğer bir ifadeyle çıkan diğer gazlar (GOX, GAN ve Lachmann) daha soğuk olacak ve soğukluk kaybedilecektir. Soğuk uç daha soğuk olmayacaktır. Hava çığlenme noktasında olacağından sıvı hava miktarı yükselecektir. Fakat sıcaklık sabit kalacaktır. Bu durum tatmin edici bir durum değildir. Kolondaki yükselen hava miktarı azalacak ve reflux da azalacaktır. Bunun sonucu olarak da daha az LIN tepeden alınacaktır (Anonim, 2002).

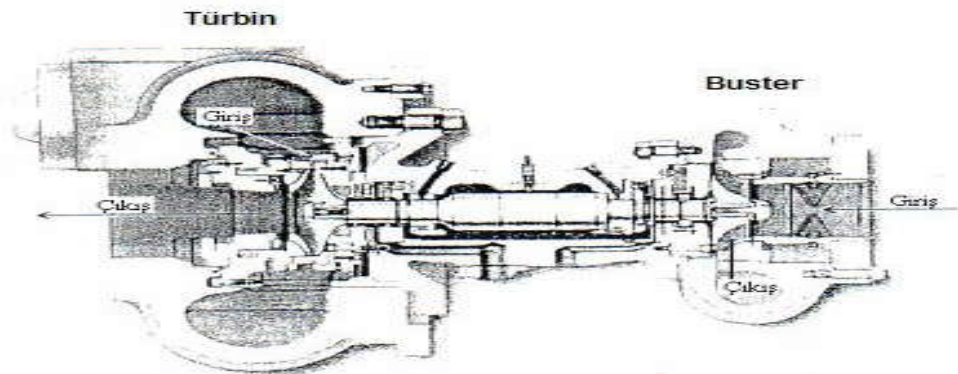
Çok düşük miktardaki balans akışı, sıcak uça küçük bir ΔT yaratırken, soğuk uça daha büyük bir ΔT oluşturur. Hava kolon prosesini bozacak kadar fazla soğutulmamış olur.

3.10. Genleşme Türbini

Bu türbinler soğukluk üretmek için kullanılır. Genleşen gaz türbin kanatçıklarına (kompresördeki kanatçıkların tipinde çark) çarpar. Bu çarpmanın etkisiyle mekanik bir iş oluşturulur. Bu mekanik iş türbin kanatçıklarının bağlı bulunduğu mile dönme hareketi olarak aktarılır. Bu dönme başka şekillerde (kompresörde veya buster' de gazın sıkıştırılması, jeneratörde elektrik üretiminde) kullanılabilir (Şekil 3.75.)

3.10.1. Buster – Türbin Çalışma Prensibi

Yüksek basınçlı gaz, türbin nozulüne doğru girer. Burada basınç kinetik enerjiye dönüştürülür. Bu nedenle hızı oldukça yükselir. Basınç yarı yarıya düşer. Gaz akışı aynı doğrultudaki çark ile karşılaşır. Çarkın sahip olduğu çevresel hıza eşit hızda döner.



Şekil 3.75. Türbin-buster

En yüksek verimlilik, çark hızının, gaz hızının % 65-75' i olduğunda sağlanır. Gaz bıçaklar arasından merkeze doğru gitmeye zorlanır ve basınç düşüşü ile tekrar geri dağıtılır. Geriye hareket eden gaz akışı çarkı ilerletir. Gaz çıkıştan boru içerisine aksiyal olarak hareket eder. Bir miktar sıvı üretebilen türbinler çark radyusundan açık olan bıçaklara sahiptir. Bu sayede herhangi bir zorlama gerçekleşemez. Bu sayede damlacıklar bıçak yüzeyine sürmemiş olur. Nozüller arasındaki açıklığın değiştirilmesi, türbin kapasitesini kontrol eder. Hacimsel akışın değiştirilebilmesine olanak sağlar. Burada bahsedilen hacim efektif hacimdir. Giriş basıncı ve sıcaklığa bağlıdır. Eğer giriş basıncı artarsa, akış (Nm^3/h) miktarı aynı nozül setinde yükselecektir.

Türbindeki iş N_2 ' nin busterde basınçlandırılmasında kullanılır. Bu N_2 eşanjörde soğutulduktan sonra türbine gelir.

Buster tek kademeli, santrifüj tip kompresördür. Bu nedenle sörece karşı korunmalıdır. Türbinin ürettiği iş kadar iş yapar. Sadece yatak sürtünmelerine giden kayıplar bu değerden düşülür. Eğer bustere gelen akış çok düşükse, shaftın devri yükselecektir. Bu nedenle yüksek hızlarda emniyetli olabilmek için, busterde hız siviçi bulunmalıdır. Buster ve türbin aynı shaft üzerinde bulunduğundan sızdırmazlık ve balans gibi konularda pek çok problem yaşanmaktadır (Anonim, 2006b).

3.10.2. Labirentler, Boşluk Basıncı ve Sızdırmazlık Gazı

Basınç düşüşünün yarısı türbin çarkı üzerinde gerçekleştiğinden, gazın dışarı kaçmaması için sızdırmazlık sağlanmalıdır.

İki tip çark vardır:

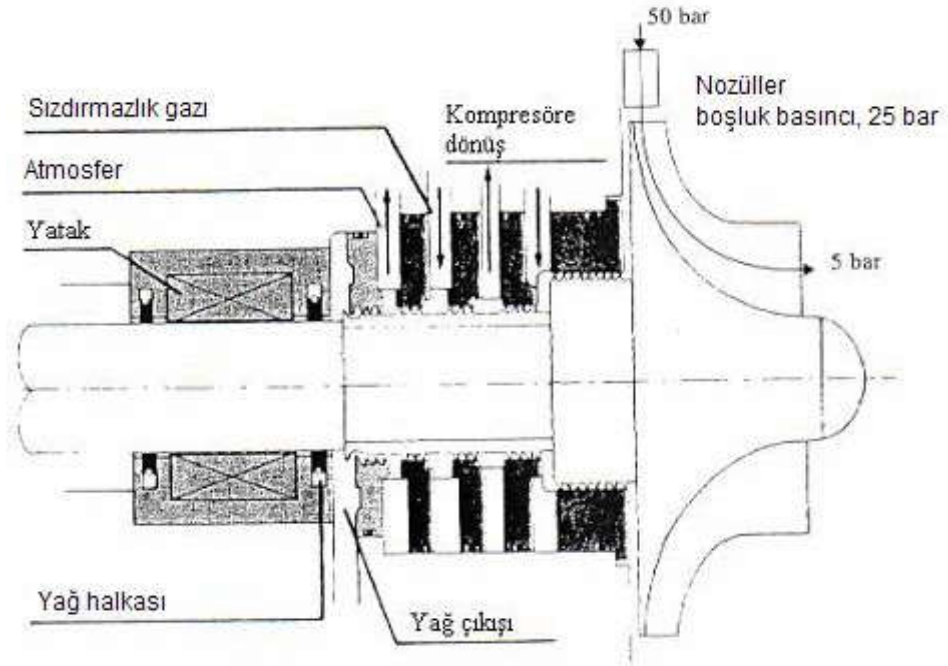
- Açık tip çark
- Kapalı tip çark.

Kapalı tip çark labirentlere sahiptir. Bu labirentler karbon bir halka üzerine açılmıştır. Açık olan tipteki çark üretilirken çok dikkatli olunmalıdır. Çark ile cidar arasındaki boşluğun fazla olmaması gerekmektedir.

Akış arttığı zaman gazın çarka doğru ilerlemesi zorlaşır ve giriş nozüllerinden sonraki basınç yükselir. Boşluk içerisinde, giriş ile çıkış arasında basınç düşüşü bulunur. Buna boşluk basıncı adı verilir. Boşluk basıncının artması, boşluktaki kaçakları artırır

ve labirentlere binen yük de artmış olur. Bu nedenle bu bölgedeki boşluk basıncı sürekli olarak ölçülerek takip edilir (Anonim, 2006c).

Genleşme türbinleri çok düşük sıcaklıklarda çalışır. Türbinin soğukluk üreten makine aksamı çok iyi izole edilmelidir. İzolasyon amacıyla perlit tozu doldurulur. Fakat türbinin şaft yatakları sıcak yağla yağlandığından bu bölge soğuktan korunmalıdır.



Şekil 3.76. Türbin sızdırmazlık gazı

Bu koruma işlemi, yağın yataktan çıkış tarafının aksi istikametinde şaft üzerinde bulunan labirent sayesinde bu kısma doğru olan yağ kaçaklarının önlenmesiyle sağlanmaktadır(Şekil 3.76.). Bu labirent boşluklarında sızdırmazlık gazı bulunur. Sızdırmazlık gazı pozitif basınç oluşturarak yağın proses tarafına kaçmasını engeller. Genleşme türbininin girişindeki basınç, nozül öncesindeki basıncın yarısı kadardır. Gaz çarkarkasında şaft üzerindeki labirentlere doğru sızar. Soğuk gazın yatağa doğru ilerlemesini önlemek için, soğuk gazın basıncından daha yüksek basınçta sızdırmazlık gazı verilir.

Sızdırmazlık gazı iki yoldan atmosfere atılır:

- Soğuk gaza doğru,
- Yağa doğru.

3.10.3. Genleşme Türbini Verimi

Verim; gerçek soğukluk üretiminin (ısı miktarındaki azalma), ideal soğukluk üretimine bölünmesiyle elde edilir. deal soğukluk üretimi sabit entropide (izentropik) genişlemedir. Bu nedenle verim izentropik verim olarak adlandırılır.

Şekil 7.75' de; soğuk türbindeki genleşmeyi temsil eden T1 ve sıcak türbindeki temsil eden T2 çizgileri çizilmiştir. 1980' lerin ortalarında ve daha eski dönemlerdeki tesislerde sıcak türbin bulunmamakta, bunun yerine -40°C ' lik soğutma makinası kullanılmaktaydı.

Giriş ve çıkış noktaları basınç ve sıcaklık değerleriyle birlikte işaretlenmiştir.

T2 için çıkış noktasını bulmak amacıyla, giriş noktasından aşağıya doğru (çıkış basıncı çizgisine) dikme inilir. Bu nedenle entropi sabit kalmış olur.

T2 noktası için, entalpi (ısı içeriği) değeri okunabilir. Giriş noktası 7400 ve 7600 entalpi çizgileri arasında, çıkış noktası 5000 – 5200 arasında ve ideal çıkış noktası ise 4800 – 5000 (kJ/kmol) aralığında bulunur. Cetvel yardımıyla entalpi değerleri bulunabilir. Buna göre;

$$\text{giriş} = 7575,$$

$$\text{çıkış} = 5110 \text{ ve}$$

$$\text{ideal çıkış} = 4850 \text{ olur.}$$

$$\text{Gerçek soğukluk üretimi} = 7575 - 5110 = 2465 \text{ ve}$$

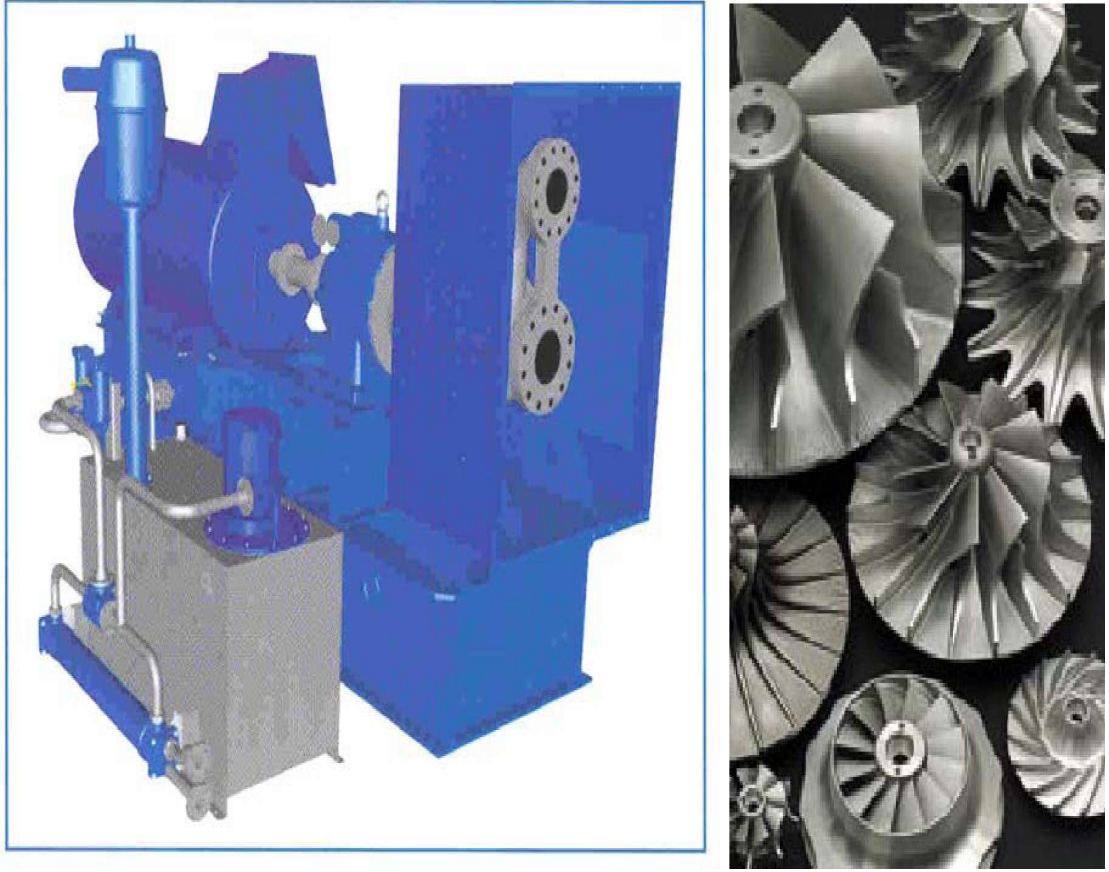
$$\text{İdeal soğukluk üretimi} = 7575 - 4850 = 2725 \text{ kJ/kmol.}$$

(Not: 1 kmol N₂ = 28 kg). Buna göre;

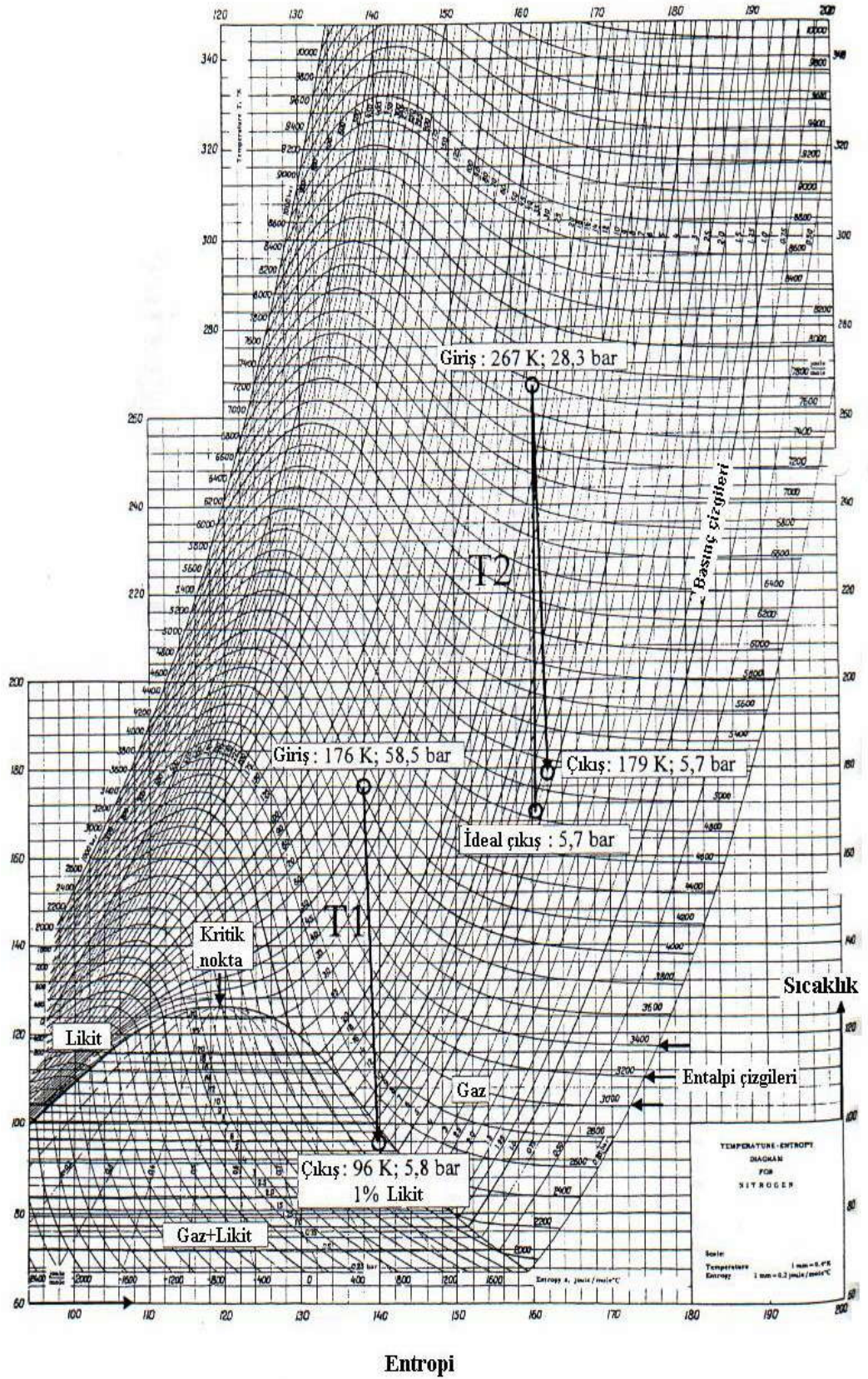
$$\text{izentropik verim} = (7575 - 5110) / (7575 - 4850) \cdot 100 = \% 90 \text{ (12)}$$

T1 soğuk türbini için verim hesabı yapmak mümkün değildir. Çünkü bu türbinde bir miktar sıvı üretilmekte ve bu sıvı ölçülememektedir. Hesaplamak için tek yol, busterin çektiği işin ne kadar olduğunu bulmaktır.

Şekil 3.77.'de türbin genel görünüşü ve kanatçıklarının görünüşü görülmektedir.



Şekil 3.77. Genleşme Türbini genel görünümü



Şekil 3.78. Sıcak ve soğuk türbin için T-S diyagramı

3.11. Kaynaticılar (Buharlaştırıcılar)

3.11.1. Ana Kaynaticı

YBK ile ABK arasında bulunur. Entegre bir ısı eşanjörüdür. Eş zamanlı olarak düşük basınçlı sıvı buharlaştırırken, yüksek basınçlı akışkanı kondens eder. Bu yolla bir kolon için reflux üretirken diğeri için kaynatır.

Günümüzde HAT' tın dizaynırları kaynaticılar için pek çok teknoloji önermektedir. Bunlar temelde 2 grupta toplanabilir:

- Banyo Tipi Kaynaticı
- Dökülen Film Tipi Kaynaticı.

Banyo tipi teriminin anlamı; sıvı içerisine daldırılmış olarak çalışan bir eşanjördür. Buradaki sıvı banyosunda bulunan sıvı % 70' den fazla O₂ içeriğine sahiptir. Bu, ana kaynaticıları (iç veya dış) ve O₂ üretim kaynaticılarını içerebilir. Farklı banyo tipi kaynaticıların operasyon prensipleri birbirine yakındır. Bu operasyonun açıklamasını basitleştirmek için, ana kondenser banyo tipi kaynaticı örnek olarak kullanılır.

YBK' nin GAN' ın kondens olmasına karşılık açık pasajlar içerisinde bulunan O₂ buharlaşır. Kaynaticının alt kısmında sıvı fazda bulunan O₂ , çekirdekten yukarıya doğru ilerledikçe (pasaj içerisinde) buharlaşır. Yoğunluk farkının etkisi (karter kısmında bulunan sıvının yoğunluğu, eşanjörün pasajları içerisinde bulunan 2 fazlı karışımın yoğunluğundan daha fazladır.) yukarıya doğru bir O₂ akışı üretir (termosifon etkisi).

Kaynaticı karterinin yukarıya doğru uzanan ve tepesi açık olan pasajlarında, yukarıya doğru iki fazlı karışım hareketi olurken, önemli miktarda buharlaşmamış sıvı banyoya geri dökülür. Bu olaya sıvı resirkülasyonu adı verilir (Shah, 2005).

LOX içerisinde çözülmüş hidrokarbonlar pasajlara girer, burada ilerledikçe yoğunluğu artar (O₂' nin yükselen kısmı buharlaştıkça). Eğer resirkülasyon akış hızı yüksekse, pasajlardaki hidrokarbon konsantrasyonu sınırlı kalır. Bu durumda da pasajlarda tehlikeli akümülyasyonlar olasılık dışıdır. Diğer taraftan, eğer resirkülasyon akış hızı düşürülürse veya tamamen sıfırlanırsa, pasajlardaki lokal hidrokarbon konsantrasyonu önemli ölçüde yükselir. Resirkülasyonun tamamen ortadan kaldırılmasıyla ikinci olarak; hidrokarbon RL fazı ayrılabilir veya katı hidrokarbon

depozitleri kaynatıcı pasajlarında birikebilir. Akümülyasyon veya hidrokarbonların pasajlarda depozit oluşturması, kaynatıcı karter sıvısının analiziyle veya diğer methodlarla tespit edilemez. Bu tipteki kaynatıcıların emniyetli olarak işletilebilmesi için gerekli minimum batma derecesi, kullanılan ısı eşanjörü tipinin bir fonksiyonudur. İşletme güvenliğini sağlamak için, kaynatıcı karter sıvı derinliği tesisin üreticisi tarafından belirlenen spesifik seviyede korunmalıdır. Eğer bu seviye değeri bilinmiyorsa, kaynatıcı full batma konumunda (banyodaki sıvı seviyesinin, kaynatıcı karterinin en üst noktasına kadar ulaştığı seviye olan % 100 batması) işletilir. % 100' lük batmadan daha yüksek seviyelerde, işletme durumu ilave bir emniyet sınırı verir. Aşırı yüksek sıvı seviyesi, distilasyon kolonunun alt kısmında bulunan iç komponentlerin (distribütör, tepsiler, dolgu) mekanik hasara uğramasına neden olabilir.

Dökülen film tipi kaynatıcılarda, sıvı buharlaşmak için pasajların içerisinde, tepeden çekirdeğin dibine doğru akar. Akış yerçekiminin etkisiyle üretilir ve çekirdek pasajlarının tepesinde bulunan giriş distribütörü vasıtasıyla dağıtılır. Bu tip kaynatıcı HAT' ta bazen ana ve yardımcı buharlaştırıcılar için kullanılır. Bu tip kaynatıcıya örnek olarak ana kaynatıcı anlatılacaktır.

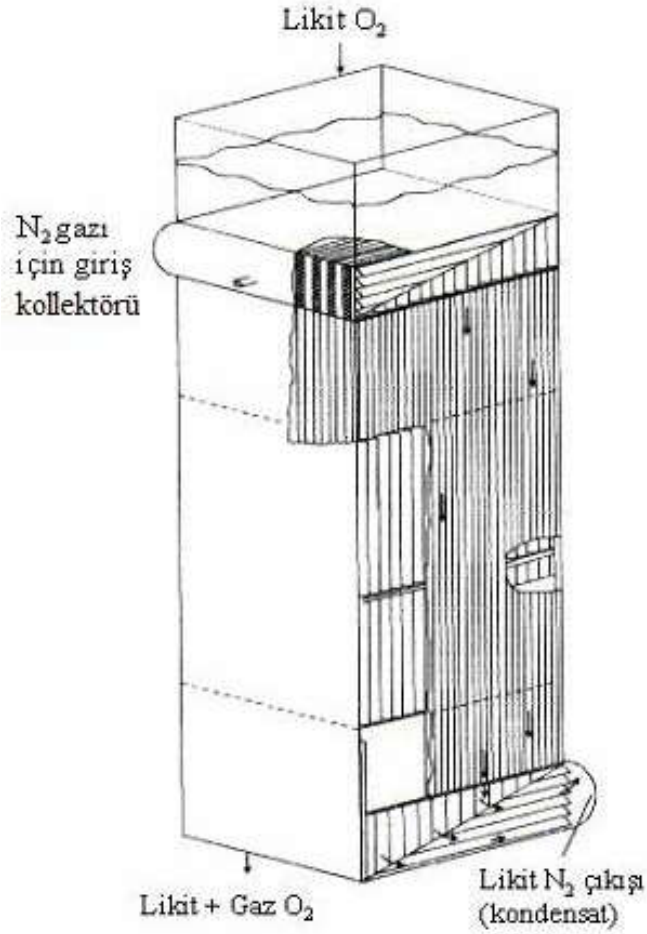
Ana kondenser / kaynatıcı 2 türlü dizayn edilir:

- Prinçle lehimlenmiş alüminyum levha-kanatçıklı ısı eşanjörleri (BAHX) şeklinde.
- Alüminyum kabuk ve tüp ısı eşanjörleri şeklinde.

BAHX' ta (şekil 3.79.) oluklu kanatçıklar, sandöviç şeklinde üst üste dizilmiştir. Bunlar levhalarla birbirinden ayrı gruplar oluşturacak şekilde gruplanmıştır. Oluklu kanatçıkların üst üste paketlenmesi ile her bir ünite başına düşen yüzey alanı büyütölmüş olmaktadır. Bunlar küçük hidrolik çaplı pasajlar içerisinde son bulmaktadır.

Tüplerin dışında bulunan uzunlamasına oluklar ile kondenzasyon için bir gelişme sağlanmıştır. Tüplerin içinde bulunan poroz yüzey ile de kaynama açısından bir gelişme kaydedilmiştir. Kabuk ve tüp sistemi, BAHX' a oranla daha az yüzey alanına sahip olmasına karşılık (ünite hacmi başına), çiftli olarak geliştirilmiş tüp tipi 300 kW/m³K' lik bir transfer değerine ulaşmaktadır. BAHX' ta bu değer 250 kW/m³K' dir.

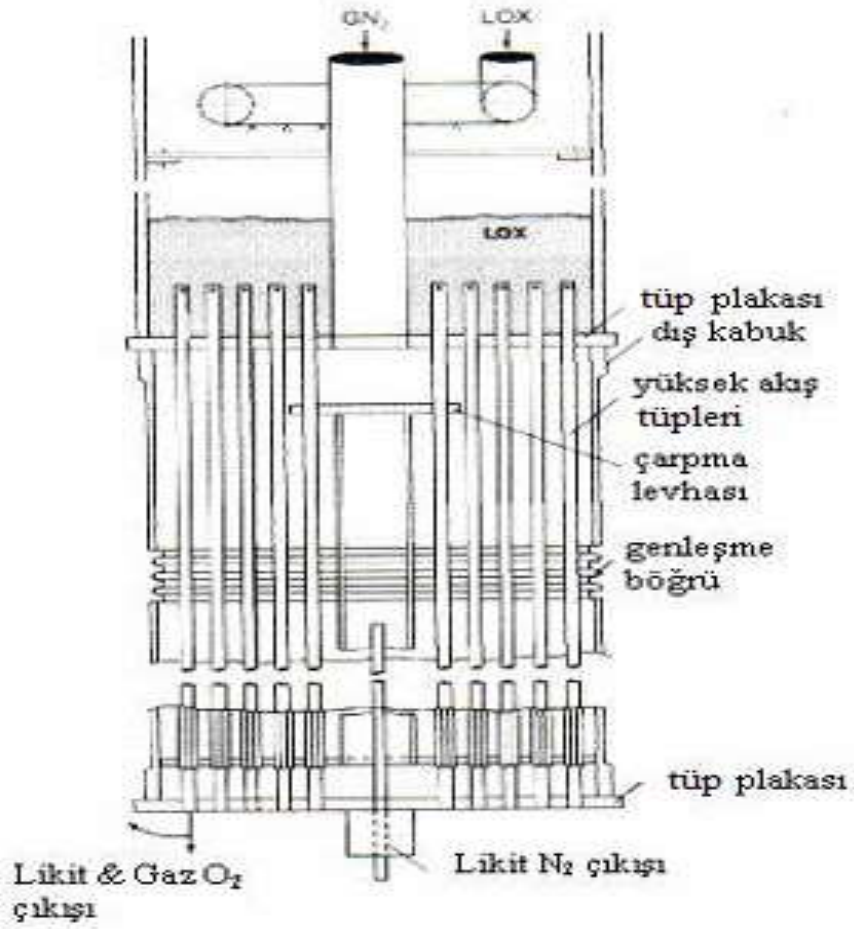
Bu üniteler dikey yönelimde termosifon modunda veya dökülen film modunda çalışır. Dökülen film modunda işletme durumunda, N₂ ve O₂ akışları arasında daha küçük sıcaklık farkları oluşur (Shah, 2005).



Şekil 3.79. BAHX tipi kaynatıcı

LOX kaynatıcının üst kısmında bulunan distribütöre verilir. Sıvı, yerçekiminin etkisiyle O₂ pasajlarının içerisinde aşağıya doğru akar. Buharlaşmış O₂ artık sıvı boyunca, üreticinin belirlediği spesifik minimum hızda veya bu hızın üzerinde bir değerde eşanjörün dibinden akar. YBK 'dan gelen GAN, N₂ pasajlarında kondens olur. O₂ pasaj içerisinde buharlaşırken, LOX içerisindeki hidrokarbon konsantrasyonu gittikçe yükselir. Çekirdek pasajlarının dip kısmından akan yeterli miktardaki artık LOX, pasajlardaki LOX içerisindeki maksimum hidrokarbon içeriğinin tehlikeli seviyelere ulaşmasını engeller. Bu nedenle bu artık sıvının kontrolü gereklidir.

Şekil 3.80.'de kabuk ve tüp tipi kaynatıcıların kesiti gösterilmektedir.



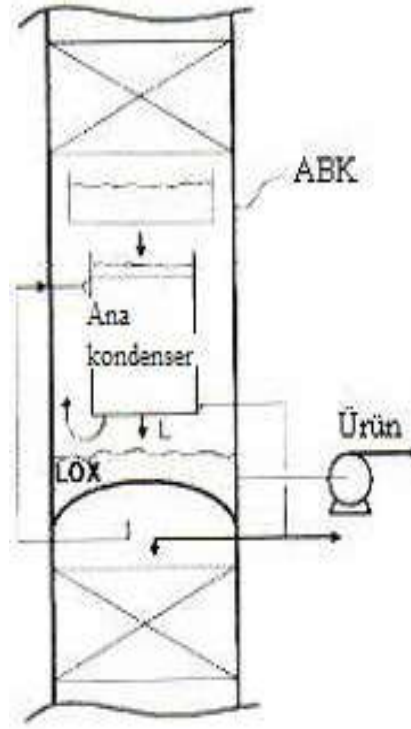
Şekil 3.80. Kabuk ve tüp tipi kaynatıcı

Dökülen film tipi kaynatıcının 2 farklı konfigürasyonu bulunmaktadır:

- Bir dönüşlü kaynatıcı
- Resirkülasyon kaynatıcı

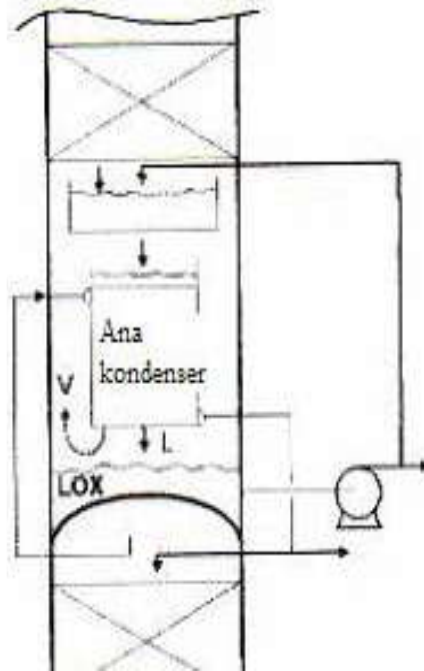
Her iki sistemde de distribütör sistemindeki gerekli sıvı seviyesinin korunması gerekmektedir. Dökülen film kaynatıcı sisteminde distribütöre olan besleme akışına bir filtre konulması tavsiye edilir. Filtre ızgarası, kaynatıcı çekirdeği ve distribütör sistemi geometrisine uygun spesifikasyonda olmalıdır.

Bir dönüşlü kaynatıcıların (Şekil 3.81.) çekirdekleri direk olarak ABK' nın tepsileri ve dolgularından alınan reflux ile beslenir. Bu nedenle kaynatıcıya gelen akış, kolon içerisinde gerçekleşen ayrıştırmanın bir fonksiyonudur (sıvının buhara kütle akış oranı : L/V). Bu oran kolonun en alt dolgusu veya tepsisi altındaki orandır. Sıvı içerisinde, soğuk kutuya giren temizlenmiş havanın değerlerine yakın düzeyde kirlilik konsantrasyonları bulunur.



Şekil 3.81. Bir dönüşlü kaynatıcı

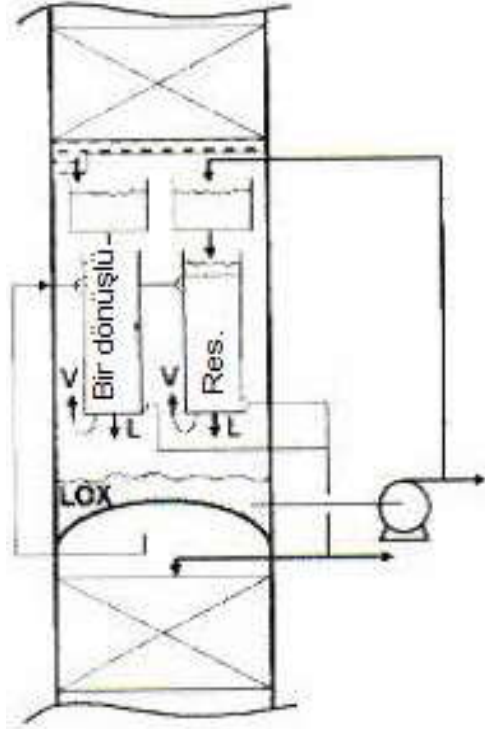
Resirkülasyon kaynatıcı çekirdekleri (Şekil 3.82.), aşağıda verilen sıvı düzenlemeleri kullanılarak beslenir: LOX (ABK' nın karterinden gelerek, henüz bir dönüşlü üzerinden geçmiş olan) ile beslenir.



Şekil 3.82. Resirkülasyon reboiler / opsiyon-1

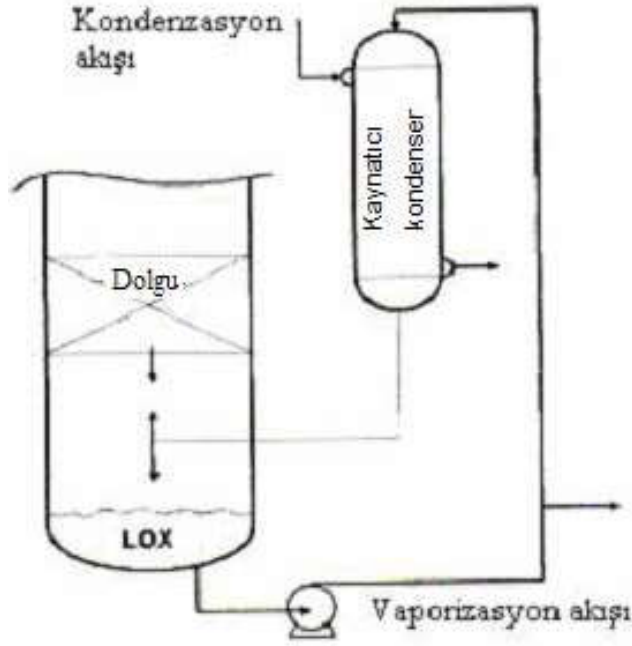
Bu tip çekirdekler (Şekil 3.83.) içerisindeki kirletici konsantrasyonları bir dönüşlüdekinden daha yüksektir. Bu sistemde yer alan resirkülasyon pompası, kaynatıcı çekirdeğine olan akışı kontrol eder. Bu akış değerinin kontrolü, buharlaştırıcı çekirdeğine emniyetli bir sıvı temini sağlar. Pompatarafından sağlanan bu akış değeri, daima tesis dizaynının belirlediği nominal değerde korunmalıdır. Hatta azalan tesis operasyon kapasitesinde dahi korunmalıdır. Düşük akışa ulaşılması durumunda, pompa uyarı alarmını harekete geçirmelidir. Bu durumda pompanın operasyonu tekrar başlatılabilir veya çalıştırılabilirse yedek bekleyen pompa devreye alınır. Eğer düşük akış alarmı 60 saniye sonunda halen devam ediyorsa ünite durdurulmalıdır.

Dolgu / tepsilerden gelen direkt reflux ile kolon karterinden resirküle olan sıvının kombinasyonu ile beslenebilir (Shah, 2005).



Şekil 3.83. Resirkülasyon reboiler / opsiyon-2

Dolgu / tepsilerden gelen direkt reflux, dökülen film ana kondenseri bypas geçerek ABK'nın karterinde birikir. Bu sıvı, resirkülasyon sıvısı boyunca kaynatıcıya doğru sirküle eder. (Şekil 3.84.)



Şekil 3.84. Resirkülasyon kaynatıcı / opsiyon-3

3 resirkülasyon tipinde de sıvı karterden kaynatıcıya sirküle ettirmek için resirkülasyon pompası gerekir. Bir dönüşlüde, resirkülasyonda olduğu gibi buharlaşmış oksijen eşanjör çekirdeğinin dibinden artık sıvı ile birlikte akar. Artık sıvının miktarı minimum miktarda veya üzerinde bir değerde korunur.

3.11.2. Ölü Son Kaynaması

Termosifon kaynatıcılarda blokajlardan dolayı ortaya çıkan durum; kaynatıcı kanalları içerisindeki sıvı akışının kısıtlanmasıdır. Bu suretle sıvının flaşing olayıyla kirliliklerin uzaklaştırılması azalır. Bu aynı zamanda çömlek kaynaması olarak da bilinir. Bu fenomen ayrıca çukurların içerisinde ve oksijence zengin sıvının yakalandığı ve ısı kaçağı ile buharlaştığı boru kısımlarında ortaya çıkabilir (Anonim, 1999).

Ölü son kaynaması veya kuru kaynamayı önlemek için kaynatıcı seviyesi ve akışın kontrol edilmesi önemlidir. Bu yüzden uygun işletme seviye ve akış indikatörleri seçilmeli ve bunların alarm / kendiliğinden duruş set değerlerinin doğruluğundan emin olunmalı ve düzenli aralıklarla kaydedilmelidir.

3.11.3. Kirleticilerin Dekonsantrasyonu

Ön saflaştırma (temizleme) sisteminin tipine bakmaksızın, bazı hafif hidrokarbonların ve diğer potansiyel kirleticilerin seviyesi distilasyon kolonuna ulaşır ve ABK' nın karter kısmında birikme eğilimi gösterir. Bu komponentlerin akümüle olması işletmeyi tehlikeye atacağından sakınılması gereken bir durumdur. Sadece CH₄ hidrokarbonu, GOX üretim akışının buhar fazı içerisinde, yeterli düzeyde buharlaşarak ayrılır. Diğer hidrokarbonlar sıvı fazı içerisinde uzaklaştırılmalıdır. LOX içerisindeki diğer kirleticilerin emniyetli seviyede kalmasını korumak amacıyla iki method bulunmaktadır:

- LOX tutucuları
- Pörç işlemi.

LOX tutucuları, LOX akışı içerisindeki bazı kirleticileri uzaklaştırarak akışın tekrar ABK karterine dönmesini sağlar. Tek veya çift olarak konulur. Bir tanesi adsorpsiyonu gerçekleştirirken diğeri rejenerasyona alınır. Böylece sistem durdurulmadan veya kirleticilerin sisteme kaçmasına izin verilmeksizin sürekli temizlik sağlanmış olur (Anonim, 1999).

Pörç işlemi; Yukarı akımla kaçan hidrokarbonlar, yüksek konsantrasyonlara akümüle olamaz (üretimin büyük oranı LOX olan tesislerde veya O₂' nin ABK' dan sıvı olarak aşağıya döküldüğü, sıvı pompasıyla eşanjöre basılarak gazlaştırılıp sisteme basıldığı tesislerde).

Bununla beraber, sadece GOX üreten (kolondan direkt olarak alınan üretim) veya çok az miktarda sıvı üreten tesislerde, bilinçli olarak ölçülebilir oranda sıvının kaynatıcının karterinden alınması gerekir. Bu işlem hafif hidrokarbonların (C₂H₄, C₃H₈ ve C₂H₆), N₂O ve CO₂' nin kabul edilebilir sınırlardaki konsantrasyonlarda sınırlandırılması için gerçekleştirilir. Giriş havasının % 0,1-0,2' sinin sürekli olarak (pörç oranı olarak) pörç edilmesi gerekmektedir. Küçük tesislerde (sürekli pörçün pratik olmadığı) bu değere eşdeğer pörç işlemi her 8 saatte bir tekrarlanmalıdır (Anonim, 2006c).

3.11.4. Karbondioksitin Uzaklaştırılmasının Önemi

HAT' tın hidrokarbonlara karşı emniyetli durumunu korumak için en önemli

işlem ön saflaştırma sistemidir. Bir tesiste ya ön-son saflaştırma veya revex eşanjör / rejeneratör kullanılır. Bunların kullanılmasıyla CO₂' nin sisteme girmesi engellenir. CO₂ düşük çözünürlüğü nedeniyle kaynatıcı pasajlarını tıkayabilir ve lokal olarak ölü son kaynaması veya kuru kaynamaya sebep olabilir.

Bazı hava kirleticiler, özellikle propan, etilen ve nitrooksit MS' de kısmen tutulur. Fakat CO₂ adsorpsiyonu ile birlikte kurtulurlar (serbest kalırlar). Eğer CO₂' nin MS yatağının en son noktasına geçişine izin verilecek olunursa bu desorpsiyona uğrayarak sisteme kaçar. Bu sebepten dolayı adsorpsiyon çevriminin en son noktasında CO₂' nin tespit edilebilir sınırlarda olmasına kesinlikle izin verilmemelidir. Böyle bir durumla karşılaşıldığında işletme manueline başvurularak bazı adsorpsiyon parametrelerine ait değerler değiştirilmelidir (reaktivasyon sıcaklığı, akış, zaman saati).

MS tankının çıkışındaki CO₂ konsantrasyonunun monitöre edilmesi gerekir. Burada yüksek CO₂ miktarı alarmı (set değeri 1 ppm/v) bulunmalıdır. Gerektiğinde operatör diğer MS tankını devreye almalıdır. CO₂ konsantrasyonu 10 ppm/v değerine ulaştığında veya tutucu devreyegirmedeğinde sistem durdurulmalıdır.

Çevrim sonundaki düşük fakat sürekli CO₂ kaçışları, önemli ölçüde büyük kaçaklar kadar tehlikelidir. Bunun gerçekleşmesi bize diğer kirleticilerin (C₂H₂, diğer hidrokarbonlar ve nem) tutucu yatağını baypas geçtiğini gösterir. Eğer bu CO₂' nin sürekli kaçışı 0,2-0,5 ppm/v değerine ulaşırsa (analizörün tespit kapasitesine bağlı olarak) tesisin imalatçısına dönülmelidir (Anonim, 1999).

3.11.5. Tıkanma

Kaynatıcı kanallarının blokaja uğramasıdır. Bu blokaja neden olan yabancı partiküller (silikajel veya perlit) veya atmosferik kirleticilerin katılmasıyla oluşan yapılarıdır (CO₂ veya N₂O). Kaynatıcı içerisindeki hidrokarbonlara bağlı olarak oluşan vakalar 3 sınıfta kategorize edilebilir. Ağır (yerçekimi), büyük patlamalar, sınırlı patlamalar ve iç kaçaklardır. LOX kaynatıcısı içerisindeki herhangi bir hidrokarbon akümülyasyonunu önlemek kesinlikle gereklidir. Patlamaların kaynakları araştırıldığında aşağıdaki sebepler bulunmuştur:

- Kaynatıcı pasajlarında akümüle olan alevlenebilir hava kirleticilerin kendiliğinden ateşlenmesi ve yanması. Kaynatıcı eşanjörlerinin yapıldığı

malzeme olan alüminyum materyalinin büyük parçasının yükseltgenmiş ateşleme ve yanması.

- LOX' un flaş buharlaşması.
- Düşük sıcaklık distilasyon kolonunun ve soğuk kutunun kasasının patlayıcı şekilde kırılması (yarılması).

İç kaçaklar genellikle kaynatıcı ısı eşanjöründe görülen minör patlamalara bağlıdır. Soğuk kutu dışından görülemez. Bu daha sonradan açığa çıkan, distilasyon kolonlarının zayıf çalışması ile anlaşılır ve kaynatıcının tamir edilmesini gerektirir.

3.11.6. Dizayn Hesaplamaları – Minimum Sıvı Akışı

Kaynatıcı ısı transfer pasajlarındaki minimum sıvı akış değeri ile ilgili aşağıda bazı spesifikasyonlar verilmektedir:

- Sıvı filminin bozulması (kopması) engellenerek, ısı transfer yüzey alanının efektif olarak, zorlanmış konveksiyon buharlaştırıcı veya kaynama ısı transferine yardımcı olması sağlanır. Islanmamış bölgeler, buharlaşan akışa gerçekleşen ısı transferine olan efektif etkisini kaybeder.
- Buharlaşmamış LOX içerisindeki maksimum kirlilik içeriğinin (özellikle hidrokarbon bağlantılı) tehlikeli seviyelere ulaşmadığından emin olunmalıdır. O₂ ısı transfer pasajlarında ilerledikçe LOX içerisindeki hidrokarbon konsantrasyonu yükselir.
- Kaynama yüzeylerinde yeterli ve uygun ıslanmayı sağlayarak kirlenme (katı depozitleri, N₂O ve CO₂ kirlilikleri) minimize edilir. Kirlenme ayrıca, sıvı içerisindeki kirlenici konsantrasyonu, bunların çözünürlük sınırlarının altında korunarak da minimize edilebilir.

Yukarıdaki spesifikasyonlarda da bahsedildiği üzere; spesifik sıvı akış değeri, yeterli ve uygun ıslanmayı sağlayacak şekilde kaynama yüzeyi üzerinde kararlı bir sıvı filmi oluşturmaktadır. Bu değer yüzeyde filmin kopmamasını sağlayacak minimum değer üzerinde olmalıdır. Bu aynı zamanda kaynatıcı geometrisinin bir fonksiyonudur (özellikle ısı transfer yüzey alanı ve sonuçta oluşan akış çevresidir).

Aşağıda minimum sıvı akış değerini önceden belirlemek ve film akımının kopmasını engellemek için eşitlikler tanımlanmıştır. Film Reynolds sayısının ünite

genişliği başına akış değeri ile bağıntısı aşağıdaki şekilde verilmiştir:

Sıvı filminin kopması bir yzzey fenomenidir ve bu yzzyden yzzey gerilimi ve kontak aarı, minimum film Reynolds sayısının aarıklamasında önemli rol oynamaktadır. Alternatif olarak minimum sıvı akış değeri, yeterli ve uygun ıslanmayı sağlamak amacıyla, kaynama pasajlarının ıkıkışındaki boyutsuz bir oran olan L/V (sıvı-buhar ktle akış değeri oranı) ile de ifade edilebilir.

Sıvı-buhar ktle akış oranı (L/V), Re_L ve W arasındaki ilişki aşağıda verilmektedir:

Kabuk-tüp modül grubu için:

$$W = N_t \cdot N_m \cdot \Pi \cdot Di \quad (3.27.)$$

BAHX modül çekirdek grubu için:

$$W = N_p \cdot N_m \cdot [2 \cdot w \cdot \{ + N_f \cdot h_f \}] \quad (3.28.)$$

Kanatçıksız BAHX' ta (=0).

3.11.7. Dizayn Karakteristikleri – Akış Dağıtımı

Ana kondenser / kaynatıcıların geliştirilmesinde en kritik element belki de akış dağıtımıdır. Isı eşanjörünün termal performansını garanti altına almak için her bir tüp veya plaka-kanatçık pasajına doğru olan sıvı akışı gereklidir. Ayrıca her bir pasaj için gerekli olan minimum sıvı akışını da sağlamalıdır. Dağıtım yapılmadığı taktirde bazı tüp / pasajlar fazla miktarda sıvı taşırken, bazıları kuru kalabilir. Dağıtım ayrıca tüp içerisinde veya plaka-kanatçık pasajı içerisinde üniform bir sıvı dağılımını sağlaması aarıısından da gereklidir.

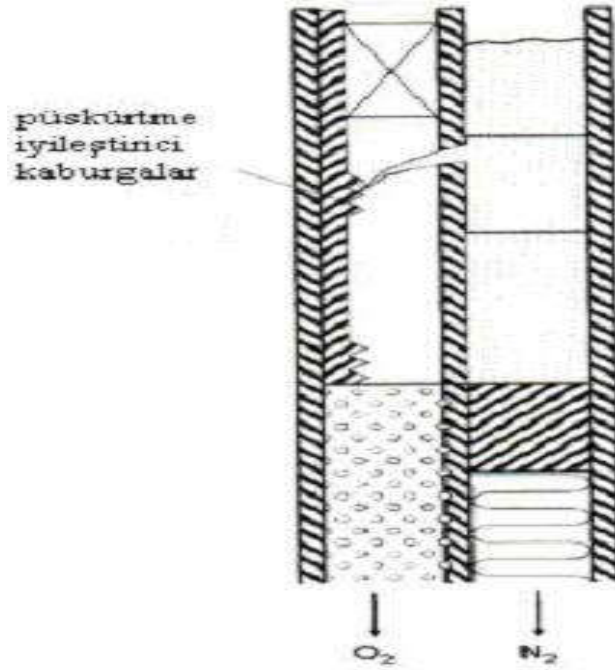
3.11.10. BAHX

Akış distribütörünün kullanım amacı: Levha-kanatçıklı ısı eşanjörünün her bir tabakasının genişliğini boydan boya geçecek olan sıvının iyi (üniform) dağılımını sağlamaktır. Akışkan, ısı eşanjörüne tek fazlı bir madde olarak girer. Levha-kanatçıklı pasajlarda buharlaşma meydana gelir. Genellikle, tek fazlı akışkan ısı eşanjörünün sonuna veya yanlarına ilave edilmiş kollektörler vasıtasıyla eşanjöre alınır ve uzaklaştırılır. Bu kollektörler çekirdeğin girişini veya tamamını (genişlik ve uzunluk olarak) kapatabilir. Ana kondenser / kaynatıcıda giriş genellikle aarıık bir tanktır.

dolgu plakalarının bulunduğu bölgeye ulaşır. Bu dolgu plakalar, O_2 pasajı boyunca ince bir dağıtım sağlar. O_2 ile N_2 arasındaki ısı değişimi, LOX pasajı boyunca dolgu plakalara doğru başlar.

Bu sisteme alternatif olarak, tepeden çekilen GOX' a bir yer bulmak için aşağıda anlatılan dağıtım mekanizması adapte edilir. Burada N_2 giriş noktası üzerindeki N_2 pasajları LOX için hazne olarak kullanılır (Anonim, 2006f).

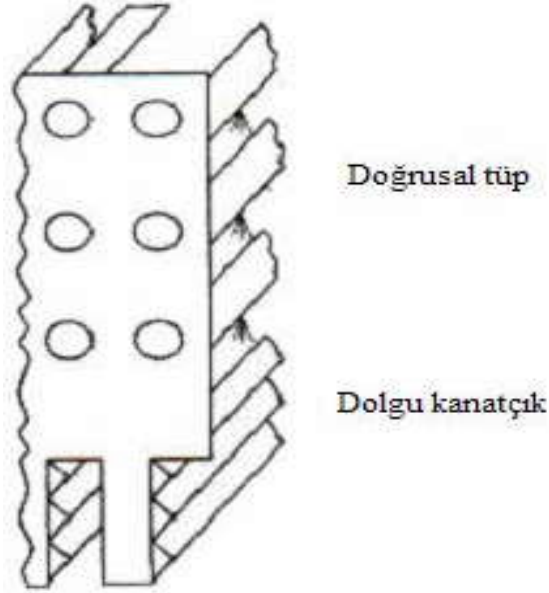
LOX, tepesi kapalı olan O_2 pasajlarına, ayırıcı bölüm plakaları üzerinde bulunan deliklerden (yan tarafta) girer. Her bir O_2 pasajının içinden dolgu plakalar çıkartılmıştır. LOX jetleri deliklerden akarak karşıda duran parça plakalara çarpar ve yayılır. Boşluk ve çap öyle seçilir ki, parabolik şekilli levhalar bu nedenle sürekli levhalara termal değişim bölgesinin biraz üzerinde katılır. O_2 ' nin ince dağıtımı parça plakalar tarafından yapılırken, delikler tarafından hala ön dağıtımdadır. Yayılmayı geliştirmek için parça plakalar yatay olarak yerleştirilmiştir. Bu sistem Şekil 3.86.' de görülmektedir.



Şekil 3.86. Akış dağıtım tekniği (1986) / dizayn-2

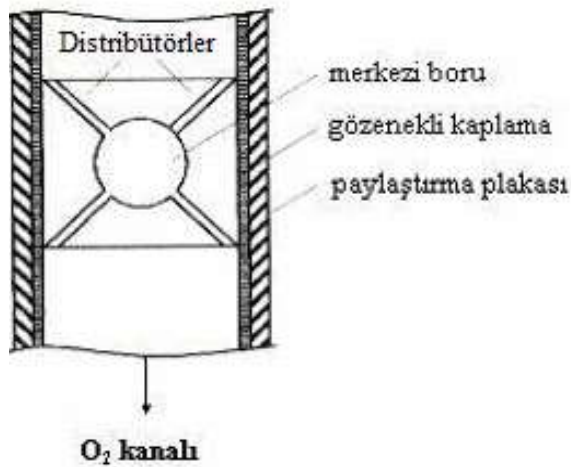
Şekil 3.87.' de görülen akış dağıtımını iki kademe meydana gelmektedir. Ön dağıtım kademesi; birden fazla delikli doğrusal tüpün O_2 pasajları boyunca yerleştirilmesiyle oluşur. Her bir O_2 pasajı için üç adet dikey doğrusal tüp tabakası

bulunur. Doğrusal tüpler karşı sonlarda bulunan kollektörlerden meydana gelir.İnce dağıtım dolgu kanatçıklarına doğru oluşur(Anonim, 2006f).



Şekil 3.87. Akış dağıtım tekniği

Dolgu kanatçık sistemi, bu kanatçıkların akış yönüne zıt yönde bir akışa imkan vermeyecek şekilde dizayn edilmiştir. Bu nedenle ısı eşanjörü işletmedeyken dolgu kanatçığını işgal eden sıvı filmi, dolgu kanatçığının boş alanının en az % 25-50' sini işgal eder. Dolgu kanatçık bölgesinde O_2 , N_2 ile ısı alışverişinde bulunmaz.Diğer bir dağıtım uygulaması Şekil 3.87' de görülmektedir. Sıvı, parça plakalar üzerine püskürtülür. Yüzeyin gözenekli olmasından dolayı LOX üniform bir şekilde yayılır.



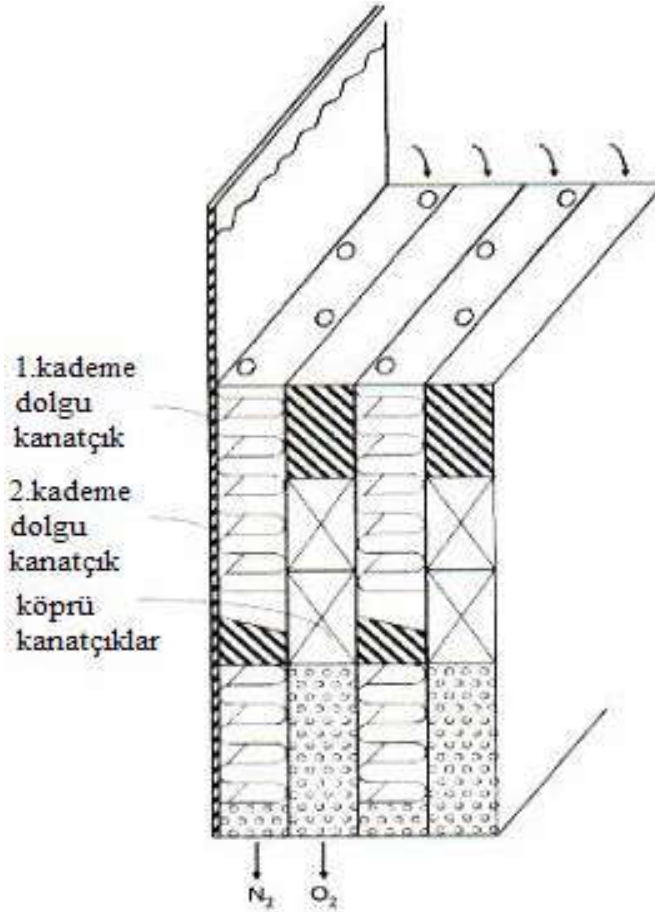
Şekil 3.88. Akış dağıtım cihazı

Plaka-kanatçık tabakalar için dağıtım teknikleri araştırılmış, çeşitli iki kademeli sıvı dağıtım teknikleri test edilmiştir. İlk kademe, Şekil 3.88.'de görülen doğrusal tüpler, bölünmüş plakalar içerisinde dairesel orifisler (yandan giriş), bölünmüş plakalar içerisindeki (yandan giriş) ve düşük yüzdede (% 5-10) sıralı delikler açılmış dolgu kanatçıkları içerir (Anonim, 2006f).

İkinci kademe dağıtım, aşağıda belirtilen tekniklerden birisi kullanılarak elde edilir:

- Dolgu kanatçık,
- Örgü şeklinde dokunmuş yüzey,
- Testere dişli ana kanatçıklar.

Dolgu kanatçıklı iki kademeli dağıtım en iyi performansı verir. İlk dağıtım kademesi % 5 delikli dolgu kanatçık ve ikinci kademe ise % 25 delikli dolgu kanatçığa doğru elde edilir. Bu uygulama ayrıca tercih edilen delik desenini (üniform dağıtımı sağlamak için) sağlayabilmektedir. Şekil 3.89' da bu tarz bir uygulama örneği görülmektedir.



Şekil 3.89. Akış dağıtım tekniği

7.9. Havanın Distilasyonu

Distilasyon kolonlarının temel çalışma mantıkları havayı oluşturan bileşenleri sıcaklık, çalışma basıncı ve yoğunluk farklarına göre ayırarak depolanmasını sağlamaktır.

En geçerli normal distilasyon kolon tipinde bulunan ekipmanlar şunlardır:

- Buharlaştırıcı adı verilen ve kolonda yükselen buharı üretmek için kullanılan eşanjör.
- Depolama tanklarına, pompalara veya dışarıya sıvı almak/atmak için dip kısımda bir çıkış,
- Structural packing denilen Buharın sıvı ile yoğun temasını sağlamak amacıyla kullanılan tepsi dolgu malzemesi,
- Merkezde ham ürün beslemesi,
- İç basınç kontrolünü sağlamak amacı ile gaz ürünün dışarı çıkması için tepede bir çıkış,
- Tepedeki gazı sıvıleştirmek için yoğuşturucu,
- buharlaştırıcıdan yükselen buharı duşlamak için yukarıdan dökülen sıvı sıvı (reflux),
- Tepeden sıvı veya gazın üretim olarak alınması. Bunlar damıtma diye yani ayırma olarak adlandırılır (Anonim, 2007).

3.12.1. Distilasyon Kolonu Çeşitleri (Dolgu Malzemesine Göre)

Hava Ayırıştırma Tesisinde 2 tip kolon dolgusu kullanılmaktadır. En çok kullanılan delikli tepsi tipidir. Son yıllarda structural packing denilen yapısal dolgu tipi düşük basınç kolonu ve argon kolonlarında yaygın olarak kullanılmaya başlandı. Yapısal dolgu yalnız olarak kullanılabileceği gibi delikli tepsi ile birlikte de kullanılmaktadır. Örneğin modern tesislerde, ABK yapısal dolguya sahipken, YBK' da delikli tepsi kullanılmaktadır (Anonim, 2006f).

Gaz Oksijenin üretildiği revexli sistemin daha eski tiplerinde, nadiren çan tipi tepsili uygulamasının kullanıldığı görülmektedir.

Aşağıda verilen tepsi çeşitleri, Finepac firmasının önermiş olduğu tiplerdir.

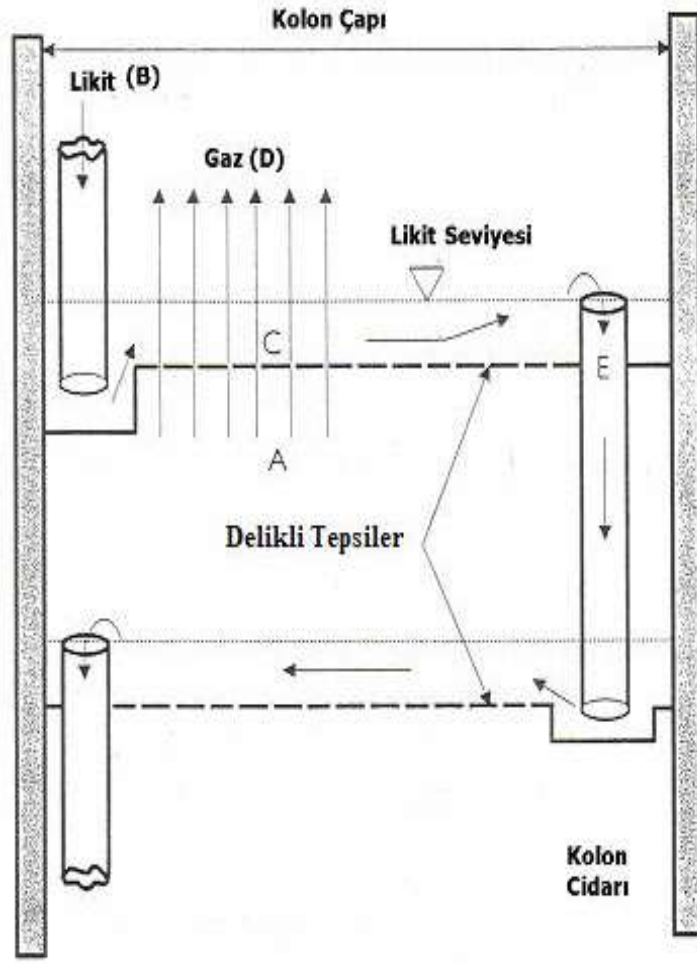
- Delikli tepsi
- Sabitlenmiş valf tepsileri
- Hareketli (dalgalı) valf tepsileri
- Çan tipi tepsili
- Kartuş tepsileri

Tepsi dizaynında en çok dikkat edilmesi gereken parametreler aşağıda belirtilmektedir:

- Aktif, kullanılan alan (veya çan yüzeyi),
- Dökülme yüzey alanı,
- Açık alan tepside ki delik alanı ve çapı,
- Tepsi boşluğu (hatvesi),
- Dökülme yüzey açıklığı ve dökülme açısı,
- Çıkış seti yüksekliği,
- Akış yolu uzunluğu,
- Akış yollarının adedi.

Bu parametrelere göre kolon diye tabir edilen havanın ayrıştırıldığı kısımlar dizayn edilmektedir. Bu kolonlar tamamen paslanmaz çelikten olabildiği gibi alüminyumdan da yapılabilmektedirler. Kolonlarda en yaygın kullanıma sahip olanı delikli tepsi tipidir (Anonim, 2006f).

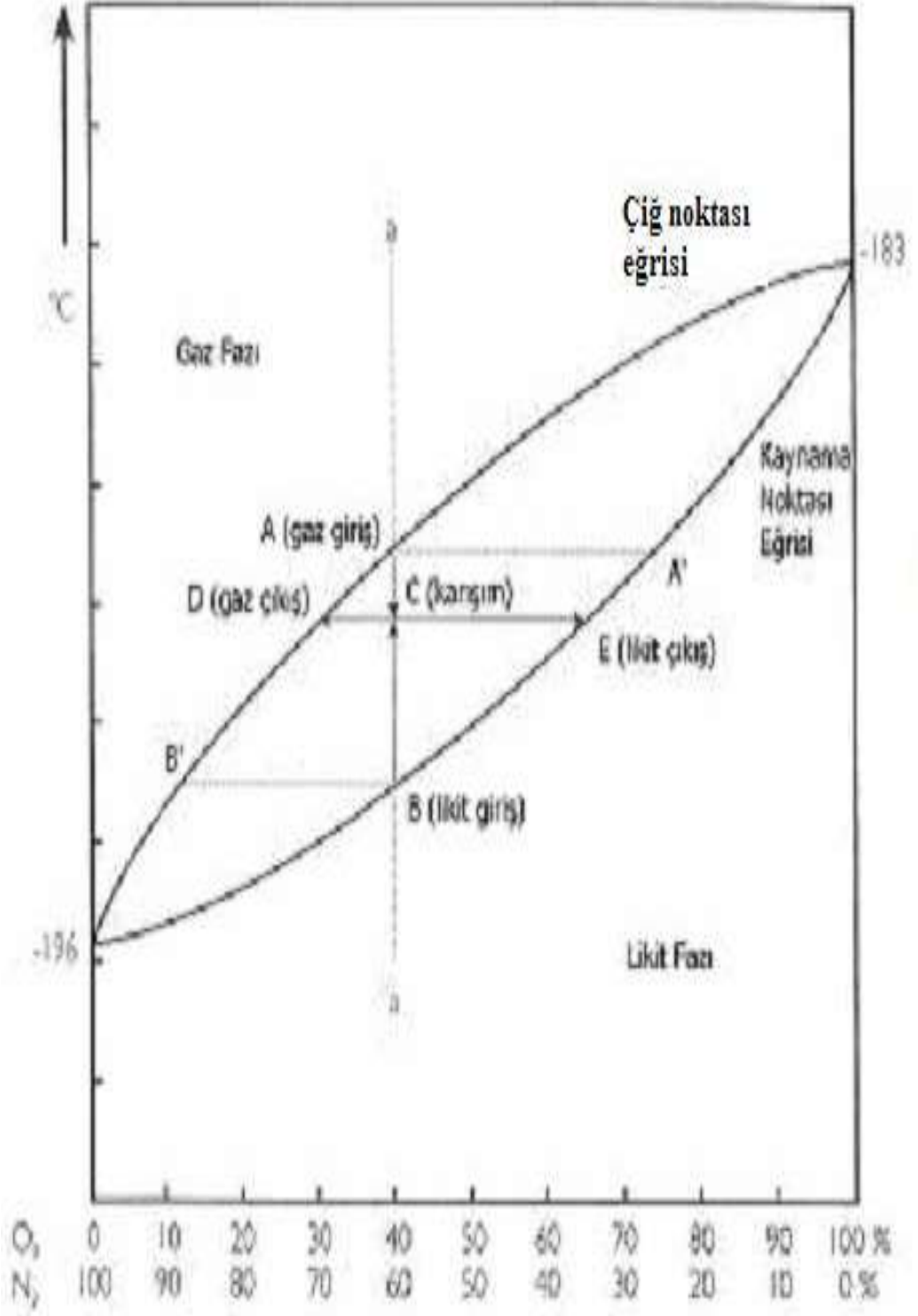
Delikli tepsi tipi kolon ; adındanda anlaşılacağı üzere delikli tepsiler üzerinde çok miktarda küçük deliklerin bulunduğu metal paslanmaz disklerdir. Buharlaştırıcıda buharlaşan gaz Yukarıya doğru hareket ederken , bu deliklerin içerisinden geçerek, yukarıdan dökülen sıvının yolunu deliklerin bulunduğu noktalarda keser. Sıvı, tepsi üzerinden süzülerek yan tarafta bulunan borular (kanallar) içerisinden akarak bir alttaki tepsinin sıvı cebine gelir. Aynı işlem sırasıyla alttaki tepsilerde de tekrarlanarak en alt noktaya kadar devam eder her br tepside döküldükçe sıvı ayrışmaya ve saflaşmaya başlar. Tepsi üzerinde bulunan delikler, aşağıdan yükselen gazın küçük baloncuklara ayrılmasını sağlar. Bu sayede gazla sıvı arasındaki temas yüzeyi arttırılmış olur. Bu tip tepsili kolonlarda, sıvı kaldırabilmek için yeterli miktarda gaz (buhar) bulunması gerekir. Eğer gaz miktarı yeterli düzeyde olmazsa, sıvı tepsinin deliklerinden geçerek aşağıya dökülecek ve dolayısıyla distilasyon prosesi uzun süre sağlıklı olarak çalışamayacaktır. Buda sistem ilk devreye alınırken sıcak start ederken veya devreden çıkan sistemi tekrar devreye alırken soğuk start ederken gerçekleşecektir.



Şekil 3.90. Delikli tepsili kolon kesiti

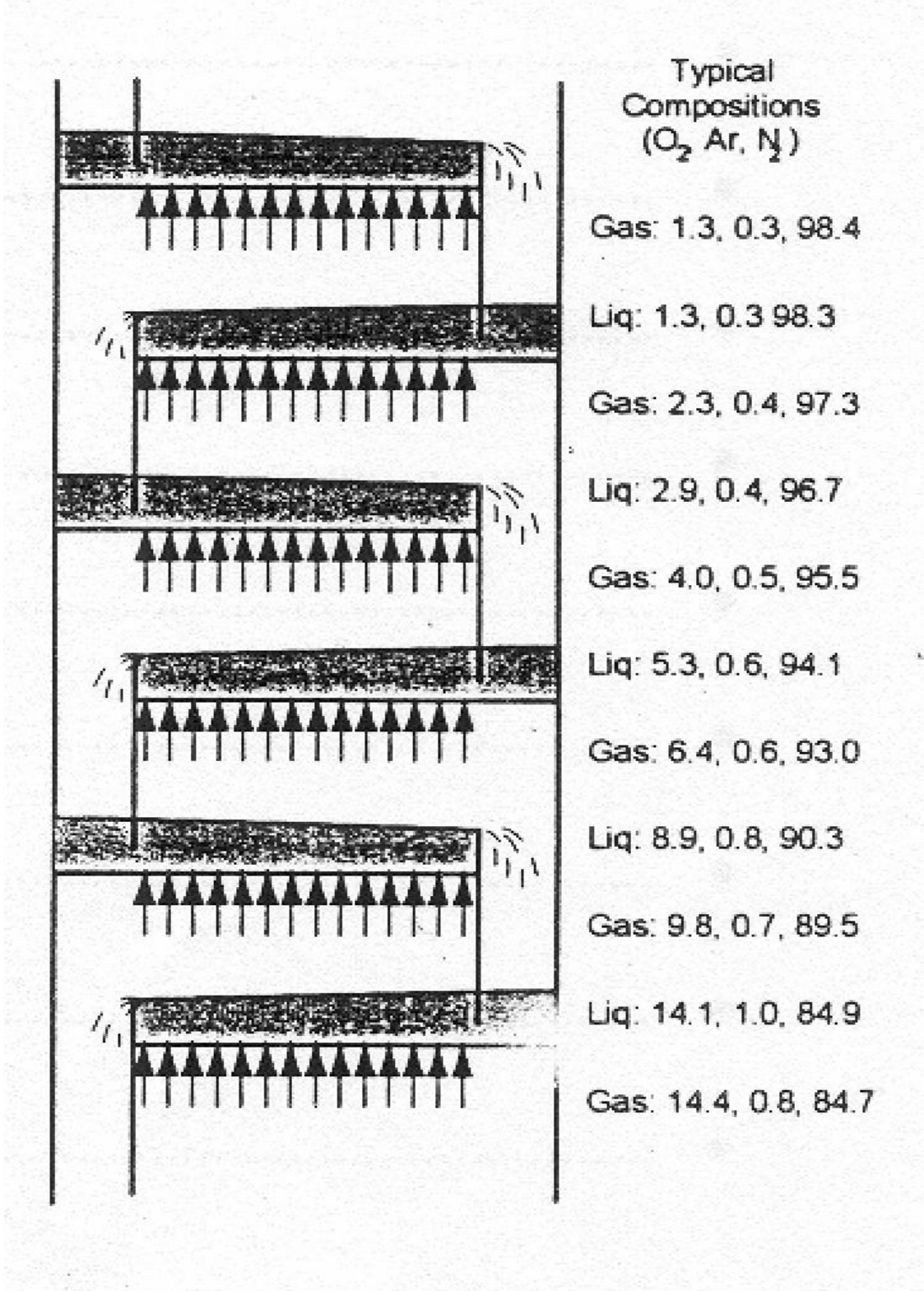
Şekil 3.90' da delikli tepsili kolon kesitinde y ekseni sıcaklığı (T), x ekseni de $O_2 - N_2$ karışım kompozisyonunu göstermektedir. Burada 2 adet eğri tanımlanmıştır: Çiğ noktası eğrisi; her bir gaz karışımının yoğuşmaya başladığı sıcaklık değerlerini gösterir. Kaynama noktası eğrisi; her bir sıvı karışımının kaynamaya başladığı sıcaklık değerlerini gösterir. Her bir eğrinin bitiş noktası sırasıyla saf O_2 ve saf N_2 ' yi göstermektedir. Bu noktalarda çığ noktası ve kaynama noktaları aynıdır. Yani bu noktanın bir üstüne çıkarsa sıvı bir altına inerse gaz fazına geçer (Anonim, 2007).

Şekil 3.91.'de HAT kolonundaki Oksijen / Azot sabit basınçta sıcaklık (T-X Diagramı) değişimi gösterilmektedir.



Şekil 3.91. Sabit basınçta sıcaklık-kompozisyon (T,X) diyagramı

Şekil 3.92.'de kolon içerisindeki oksijen,azot ve argon dağılımını gösterilmektedir.



Şekil 3.92. Kolon İçerisindeki Sıvı ve Gaz Oksijen, Azot ve Argon Dengesi

O_2 için $-183^{\circ}C$ ve N_2 için $-196^{\circ}C$ (bu değerler atmosferik basınçta ölçülmüştür). Kolon içerisinde basınç atmosferik basınçtan yüksek bir değere kadar çıkmaktadır. Dolayısıyla sıcaklıklar da bir miktar daha yüksek olmaktadır. Kaynamanın bulunduğu bölge olan tabandasıcaklık daha yüksektir. Sıcaklık her bir tepsi yukarı çıktıkça düşmektedir. Her bir tepside sıvı ile karışan gazı aynı kompozisyonda düşünebiliriz. Örnek olarak % 40 O_2 alalım. Diyagramda bir a-a noktalı çizgisi tanımlanmaktadır. Sıvı, kaynama eğrisi üzerinde bulunan B noktasında kaynar. B' den çizilen yatayın eğriyi kestiği noktada sıcaklığı okuyabiliriz. Bu sıcaklık çığ noktası eğrisi üzerindeki A noktasıdır. Gaz çığ noktasındadır. Çünkü kaynatarak aşağıya doğru inen sıvıdan gelmektedir. Bu, tepside kaynayan sıvıdan daha sıcaktır ve yoğun karışımla birlikte C noktasına gelmektedir. Soğutulan ve kısmen kondens olan gaz, bir kompozisyona sahip olacaktır. Bu kompozisyonun karşılığı çığ noktası eğrisi üzerinde bulunan D noktasıdır. Sıcaklığı yükseltilecek ve kısmen buharlaşan sıvı, kaynama noktası eğrisi üzerinde tanımlı E noktası konumuna gelir. Bu noktada gaz, sıvıdan içereceğinden daha az O_2 içerecektir. C noktasının a-a doğrusuyla kesiştiği nokta, sıvıdan gaza oranını göstermektedir. Eğer gaz miktarı fazla ise, C noktası çığ noktası eğrisine doğru kayacaktır. Çığ noktası eğrisine doğru yaklaştıkça O_2 içeriği azalırken, N_2 içeriği artacaktır. Sıvı aşağıya doğru inerken, gazın temizleyicisi gibi davranarak, O_2 ' yi yıkayarak aşağıya taşır. Gaz ise sıvıdan sıyrıcısı gibi davranarak, N_2 ' yi yukarıya sürükler (Baron, 2000).

Kolondaki gaz ve sıvı oranları saflaştırmada çok önemli bir yer teşkil etmektedir. Gaza göre sıvı oranı arttıkça daha saf bir gaz, tersi durumda ise daha saf sıvı oluşacaktır.

Tepsi sayısı ürün safiyetini (saflaştırma) etkileyen önemli bir kriterdir. Daha fazla tepsi daha yüksek safiyet sağlar. Yalnız bu teknolojilerin yüksek bir teknoloji olduğu düşünüldüğünde daha az tepsi ile daha verimli nasıl üretim yapılabileceği konusunda tepsilerde bulunan her bir deliğin şekil ve açısı burada çok önem taşımaktadır.

3.12.2. Kolon Dolgu Çeşitleri

Distilasyon kolonlarında yapı, dolgu malzemesi olarak pek çok dolgu tipi kullanılmaktadır. Bu dolguları 2 ana kategoriye ayırmak mümkündür:

- Rastgele dolgu
- Yapısal dolgu

Dolgu geometrisi onun veriminin göstergesidir. Genellikle büyük boş alan ve büyük yüzey alanı dolgu verimine pozitif etki yapmaktadır. Rastgele dolgu geometrisi, sıvının dolgu parçalarına uygun olarak ortak şekilde toplanmasını sağlayacak bir alan olması gerekmektedir. (Anonim, 2006f)

Dolgu blokları Şekil 3.93 ve Şekil 3.94.'de görüldüğü üzere; oluklu plakaların birbirine puntalanması veya kaynatılması ile oluşturulmaktadır. Bu kanallar aynı yöne olacak şekilde yerleştirilir, bir plakanın kanal yönü, bir sonrakinin kanal yönü ile X çapraz sembolü oluşturacak şekilde yerleştirilir. Bu plakalar bükülmüş paslanmaz çelik veya alüminyum malzemelerdir. Yapısal dolgu sisteminin kullanılmasına karar verilirken dikkat edilmesi gereken konu, sistemin basıncı değil, buhar yoğunluğu ve sıvı yoğunluğudur. Çünkü sistemdeki ayrışmayı sağlayacak olan bu dolgu malzemeleridir. Yapısal dolgu seçimini 3 kriter kontrol etmektedir:

- Kolondan dökülecek Sıvı kapasitesi,
- Buharlaştırıcıdan buharlaşacak sıvının Buhar yoğunluğu,
- Sıvı - buhar yoğunluk oranı.

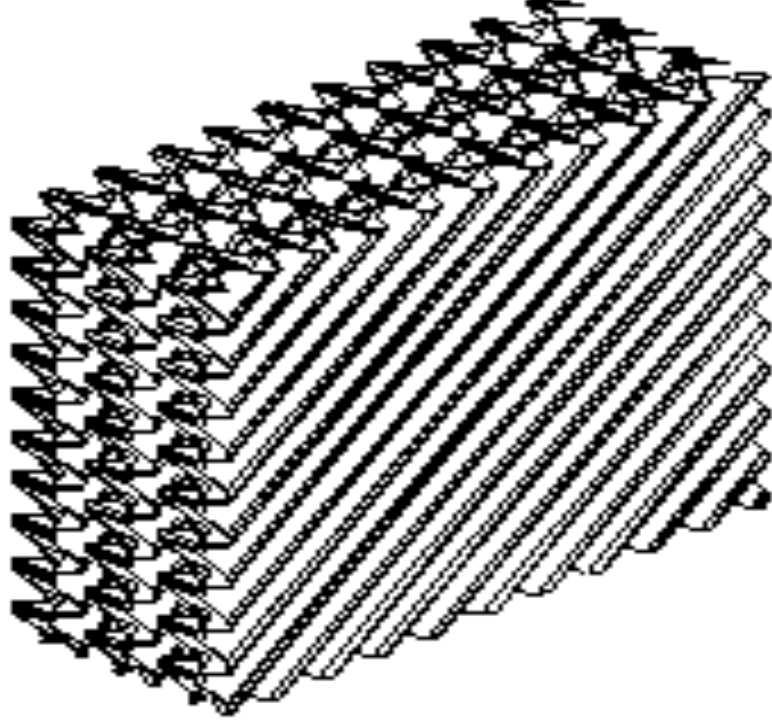
Distilasyon sistemleri için, buhar yoğunluğu ve sıvı-buhar yoğunluk oranı birbiriyle bağlantılıdır. Düşük buhar yoğunluğu, yapısal dolguda diğer sistemlere oranla daha yüksek ayrıştırma performansı anlamına gelmektedir. Yani düşük buhar yoğunluğunda yapısal dolgu uygundur. Yüksek buhar yoğunluğunda tepsiler veya rastgele dolgu daha iyi ayrıştırma performans sağlamaktadır.

Hidrokarbon sistemlerinde buhar yoğunluğu ve sıvı-buhar yoğunluk oranı için seçim kriteri aşağıdakilerdir:

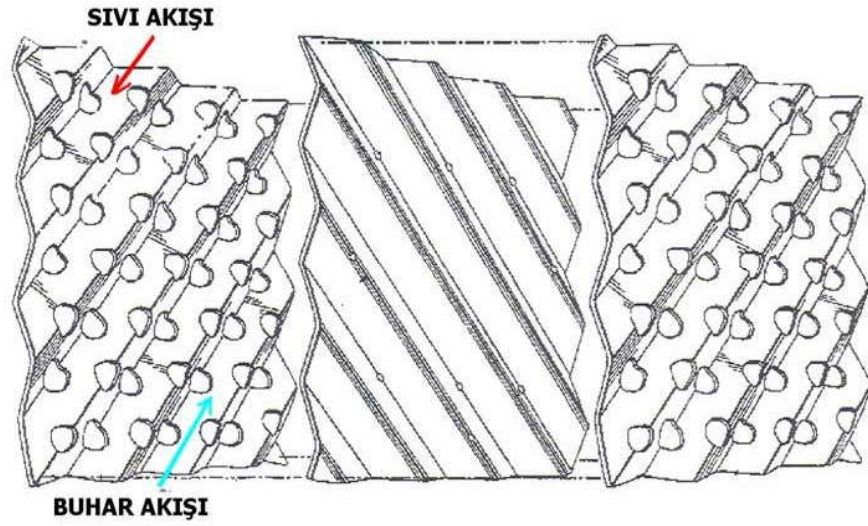
- Buhar yoğunluğu 24 kg/m^3 ten az,
- Sıvı-buhar yoğunluk oranı 18' den büyük.

Hidrokarbon sistemleri için, sistem basıncı 10 barg altında ise, bu tip uygulamalarda yapısal dolgu kullanılmalıdır. Bazı dizayn firmaları (The Distillation

Group, Inc.) Yapısal dolgu için hidrokarbon sisteminin, 7 barg üstünde olmasını tavsiye etmektedir (Anonim, 2006f).



Şekil 3.93. Yapısal dolgu kesiti



Şekil 3.94. Yapısal dolgu detay kesiti

Burada açıkça görüldüğü üzere sıvı dolgu yüzeyinden aşağıya doğru akarken, buhar dolgu kanallarına doğru yükselir. Yüksek ve düşük buhar yoğunluklarında yükselen buhar, sıvıyı sıvı akışına ters yönde iter. Sıvı filmi üzerindeki, plaka yüzeyine doğru etki eden kinetik enerji ve momentum önem taşımaktadır.

Sıvının geri itilmesi yapının çalışma verimine açıkça zarar vermektedir. Ağır sıvı geri itilerek daha hafif olan sıvı ile karışmaktadır. Ayrıca sıvının geri itilmesi efektif kapasiteyi düşürerek, dolgu yüzeyindeki sıvı filmini daha ince yapmaktadır. Bunu sonucunda Ağır sıvı buharın yerini kaplayarak kolonun donmasına neden olabilmektedir.

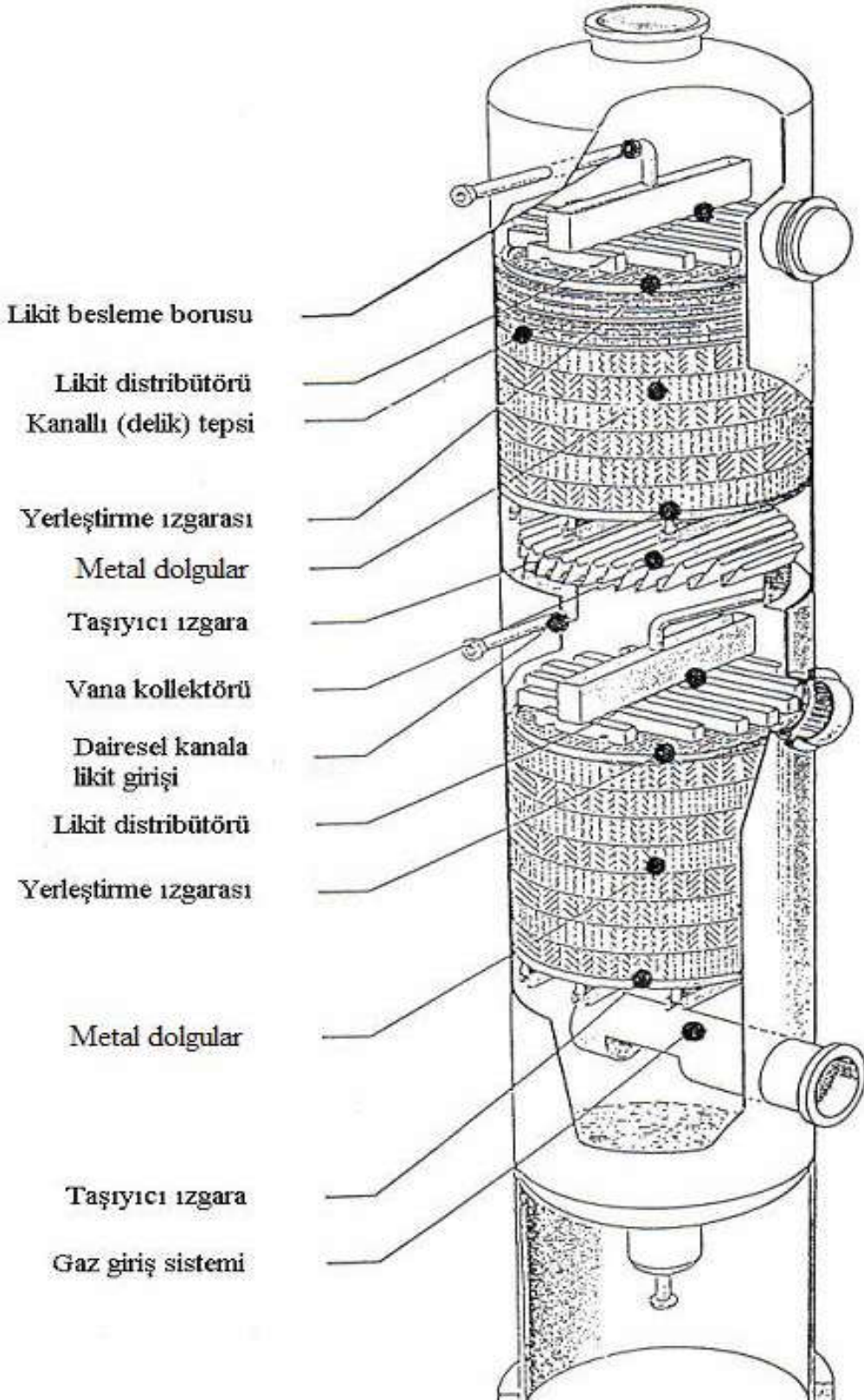
Yüksek sıvı kapasiteleri, yapısal dolgu üzerindeki sıvı filmini kalınlaştırarak, buhar akışının gerçekleşeceği açık alanı azaltır. Bu durum buhar hızını azaltır. Yüksek buhar hızları, geri itme sonucu oluşan karışımları daha iyi duruma getirmektedir.

Yapısal dolgu herhangi bir yüksek basınç servisine (10 barg)kurulmadan önce sistem uygun ölçüde test kolonu tespit edilmelidir. Uygun test kolonu minimum 12 adet 30 cm çapında ve tercihen 18 adet 45 cm çapında yapısal dolgudan oluşmalıdır (Anonim, 2006f).

Yapısal dolgulu kolonun önemli karakteristikleri aşağıda verilmektedir:

- Büyük ısı transfer kütle yüzey alanı,
- Kısa kolonlarla yüksek verimlilik sağlanması, Uygun şekil, yapı,
- Sıvının kanala dökülmesinin olmaması,
- Sıvının yeniden dağıtılma sıklığının az olması,
- Yüksek hidrolik kapasitelerde yatak içinde hareket olmaması, bundan dolayı dolgu materyalinin bozulmaya uğramaması,
- Dolgu yatağında büyük boş hacim bulunması,
- Basınç düşüşünün çok az olması sebebiyle (delikli tepsiye oranla) vakum distilasyon sistemleri için uygun olması,
- Rastgele dolgu ve tepsiliye göre yüksek buhar kapasitesi,
- Sıvının yukarıya doğru kaldırılmasının az oluşu,
- Basınç düşüşünün az olması,
- Rastgele dolgu ve tepsiliye göre ihmal edilebilir oranda köpük oluşumu

işte bu özelliklerden dolayı yapısal dolgu düşük basınç kolonlarında daha çok tercih edilmektedir. Şekil 3.95.'de yapısal dolgu kolon kesiti görülmektedir.



Şekil 3.95. Yapısal dolgulu kolon kesiti

Yüksek verimliliği sayesinde daha düşük yüksekliklerdeki kolonlarda daha iyi ayırıştırma olanağı sağlamaktadır.

Sıvının kaldırılmasının azlığı ve basınç düşüşünün az oluşu, yatağın ön kısmını daha düşük taban sıcaklıklara geçirir. Bu durum hassas ürünlerin ısı düşüş şansını azaltır. Ayrıca ısı kapasite ihtiyacını düşürür ve daha küçük kaynatıcı ile enerji tasarrufu sağlanmış olur (Anonymus, 2006f).

Mevcut rastgele dolgu veya tepsili kolonların yapısal dolgu ile değiştirilmesi sonucunda aşağıdaki avantajlar elde edilebilir:

- Mevcut kolon yüksekliğinde daha nazari kademeler oluşturulabilir. Daha iyi ayırıştırma ve daha düşük reflux oranları sağlanmaktadır.
- Daha düşük reflux oranları ve basınç düşüşünün az olması ile önemli ölçüde enerji tasarrufu sağlanır.
- Rastgele dolguların yerine kullanılmasıyla kapasitenin % 50' den % 70 mertebesine yükselmesi sağlanabilir.

Dolgu verimi pek çok faktöre bağlıdır. Başta sistem olmak üzere, sıvının ısıtma karakterine, mutlak ve rölatif buhar ve sıvı kapasitelerine bağlıdır. Eğer uygun olmayan buhar ve sıvı dağıtımı gerçekleşirse, tüm dolguların performansı düşük olur ve dolgu tipleri arasındaki farklar değerlendirme dışında kalır.

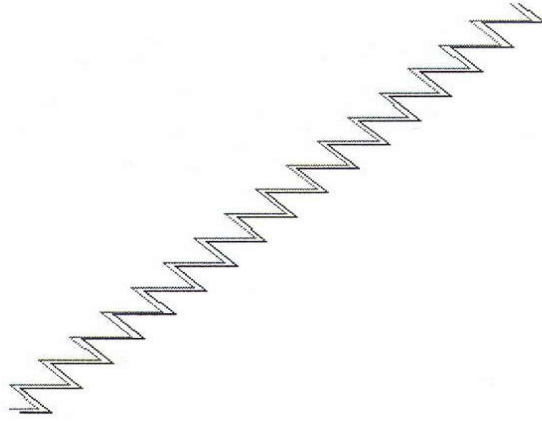
Yapısal dolguların farklı koşullarda nasıl davrandıklarını anlamak için öncelikle birbirine yakın ölçülerdeki dolguların nasıl farklı verim değerlerine sahip olabildiğini anlamak gerekir.

Dolgu, buhar temas yüzeyinin maksimize edilmesi için sıvının yayıcı vasıtasıyla yayılması esasına göre çalışır. Kıvrım yüksekliği artarak dolgu yüzey hacmini doldurur. Bu, sıvı filminin yayılarak daha geniş bir alanda, daha ince bir film tabakası oluşturmasını sağlar (kıvrımın daha küçük olduğu dolgularda verim daha yüksektir). Dolgu ölçülerindeki farklılık, dolgu geometrisi ve makro yapısını belirlemektedir. Yapısal dolgu ayrıca dolgu yüzeyinin davranışı veya mikro yapısına göre de farklılık göstermektedir. Farklı dolgular farklı yüzey davranışına sahiptir. Çukur, kerti, fırlak, çıkıntı, oluk, delikler ve daha bir çok mekanik yapı kullanılmaktadır. Yüzey davranışları mümkün olan pek çok konuyu sağlamaya çalışmaktadır. Bunlar:

- Sıvı dolgu filmi içerisindeki türbülansı arttırmak,
- Kullanılabilir yüzey alanını arttırmak,

- Dolgunun farklı kısımları arasındaki karışımı ilerletmek.

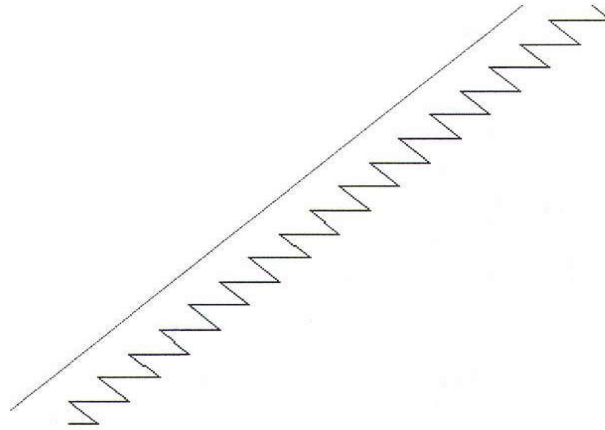
Yüzey davranışının etkileri düşük sıvı oranlarında genellikle yükselmektedir. Düşük sıvı oranlarında, sıvı davranışının şeklini alacak tarzda hareket eder. Bunun nedeni daha çok yüzey ile temas etmesidir. Bu Şekil 3.96.'da görülmektedir (Anonim, 2006f).



Düşük likit oranları: Likit vüzevin seklini alır.

Şekil 3.96. Düşük sıvı oranlarında dolgu üzerindeki sıvı tabakası

Yüksek sıvı oranları (kapasitesi), yüzey davranışının sağlamış olduğu faydayı azaltır. Böylece sıvı hiçbir ısı alışverişi ve ayrışma yapmadan aşağıya doğru çöker, saflığından söz edilemez. Bu Şekil 3.97.' de görülmektedir.



Yüksek likit oranları: likit kalın ve düzgün (pürüzsüz) bir çizgi oluşturur.

Şekil 3.97. Yüksek sıvı oranlarında dolgu üzerindeki sıvı tabakası

3.12.4. İkili Kolon

Neredeyse bütün hava ayrıştırma tesisleri Şekil 3.98. deki gibi iki kolonun kombinasyonundan oluşmaktadır. Bu fikir Linde firmasının kurucusu Dr.Carl von Linde' ye aittir.

Alttaki kısım; üst kısmında kondenserin, alt kısmında da sıvı hava beslemesinin bulunduğu yüksek basınç kolondur. Üstteki kısım; kondensersiz, buharlaştırıcı alçak basınç kolonudur. Alt kolondaki kondenser üst kolonun kaynatıcısı gibi çalışır.

Bu tip kondenser eski tesislerde kullanılmaktadır (Anonim, 2006b).

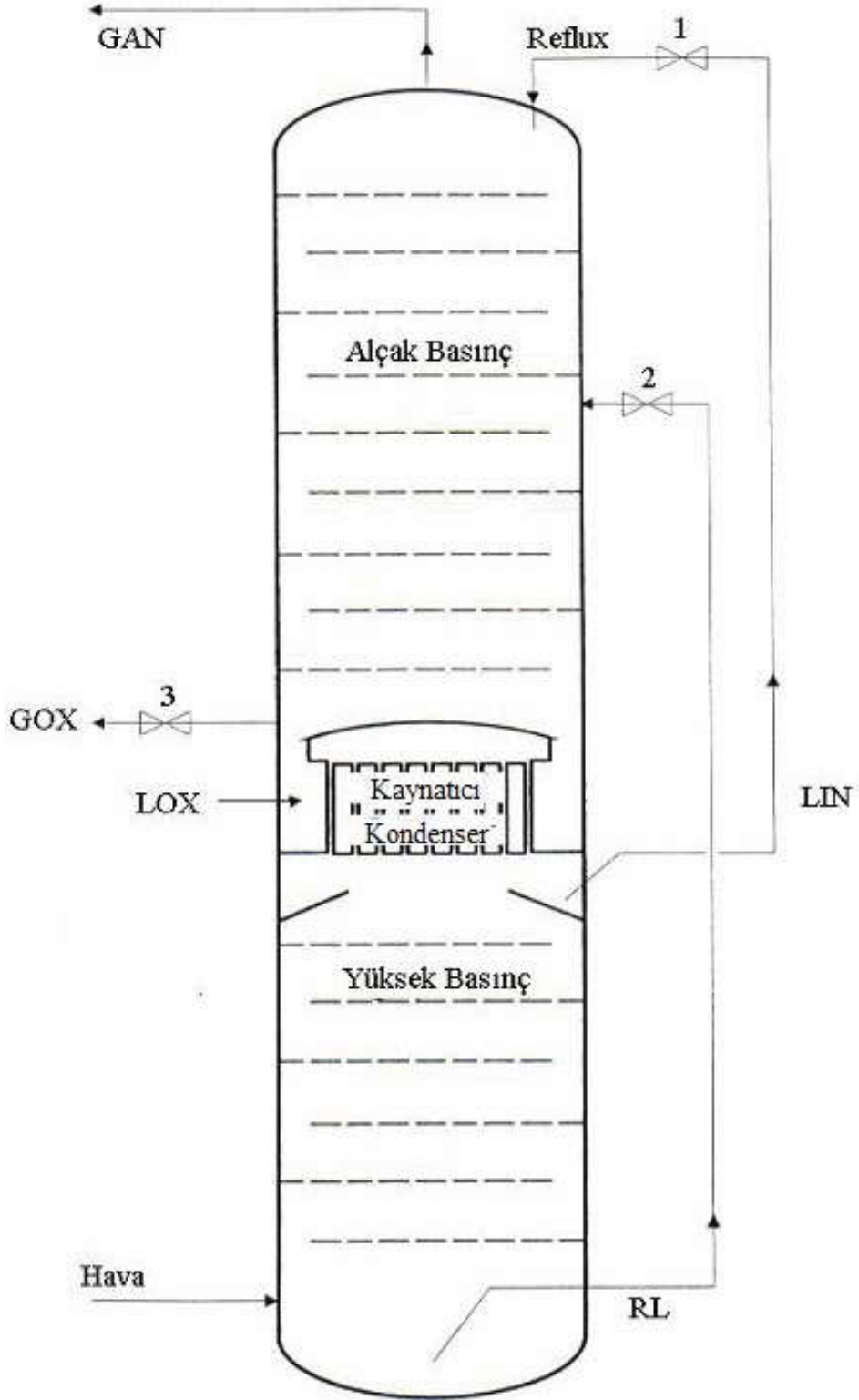
Hava alt kolonun dip kısmından çığ noktası sıcaklığının üzerinde bir sıcaklıkta girer. Buhar kolon içerisinde yükselir ve kondenserde reflux formuna dönüşür. Hava bu kolona sıvı formda giremez, çünkü bu kolonda buharı oluşturmak için gerekli kaynatıcı bulunmamaktadır.

Kolonun üst kısmında O_2 ' ye göre daha düşük kaynama sıcaklığına sahip olan saf N_2 bulunmaktadır. Dipteki üretim saf olmayacaktır. Bununla beraber besleme havasıyla karşılaştırıldığında O_2 tepedeki N_2 üretimi kadar zengindir.

En alttaki zengin sıvı hava olarak bilinen ürün yaklaşık % 35-40 O_2 içerir. Zengin sıvı hava ayrıca üst kolonun orta kısımlarında besleme yapılarak ayrıştırma verimi artırılır(Anonim, 2006b).

Üst kolonda kondenser bulunmamaktadır, fakat reflux alt kolonun en üst noktasındaki saf üründen alınmaktadır. Kolonun dip kısmında buharlaştırıcı bulunmaktadır. Alt kolondaki N_2 ' nin kondens olmasıyla bu buharlaştırıcı ısıtılır. Ayrıca üst kolonda distilasyon gerçekleşir, kolonun dip kısmında saf O_2 ' yi elde ederiz.

Sıvı üretimi dışarı alabilmek için, soğukluk (bir miktar sıvı) sağlanmalıdır. Bu soğukluk alt kolonun üst kısmından GAN' ın dışarı alınmasıyla sağlanır ki buna "çevrim" adı verilir. Aşağıdaki şemada bu daha açık bir şekilde görülmektedir.



Şekil 3.98. İkili kolon

İkili kolonun çalışması için sıvı oksijen kaynamalı, buharlaşmalı ve gaz azot kondens yani yoğunlaşarak sıvı olmalıdır. İkili kolonun çalışma mantığı buna dayalı olarak işlemetedir.

Atmosferik koşullarda sıvı azot -196°C , sıvı oksijen -183°C kaynarken, daha soğukken bu işlem gerçekleşmeyecektir. Yani basınç farkı yaratarak daha soğuk olan azot ile sıvı oksijeni ıstmaya çalışabilmemiz için sıvı azotun basıncı yükseltilmelidir.

Şekil 3.99.'da oksijen ve azot için buhar basınç eğrileri görülmektedir. Düşey eksen 0 ile 7,5 bara (mutlak) arasında basıncı göstermektedir.

Diyagramlarda 0 bar (mutlak) = vakum ve 1 bar =deniz seviyesindeki atmosferik basınçtır. Fakat hava ayrıştırma tesislerinde, daima üst basınç kullanılır (Alexeev, 1998).

Karşılaştırma açısından bakıldığında;

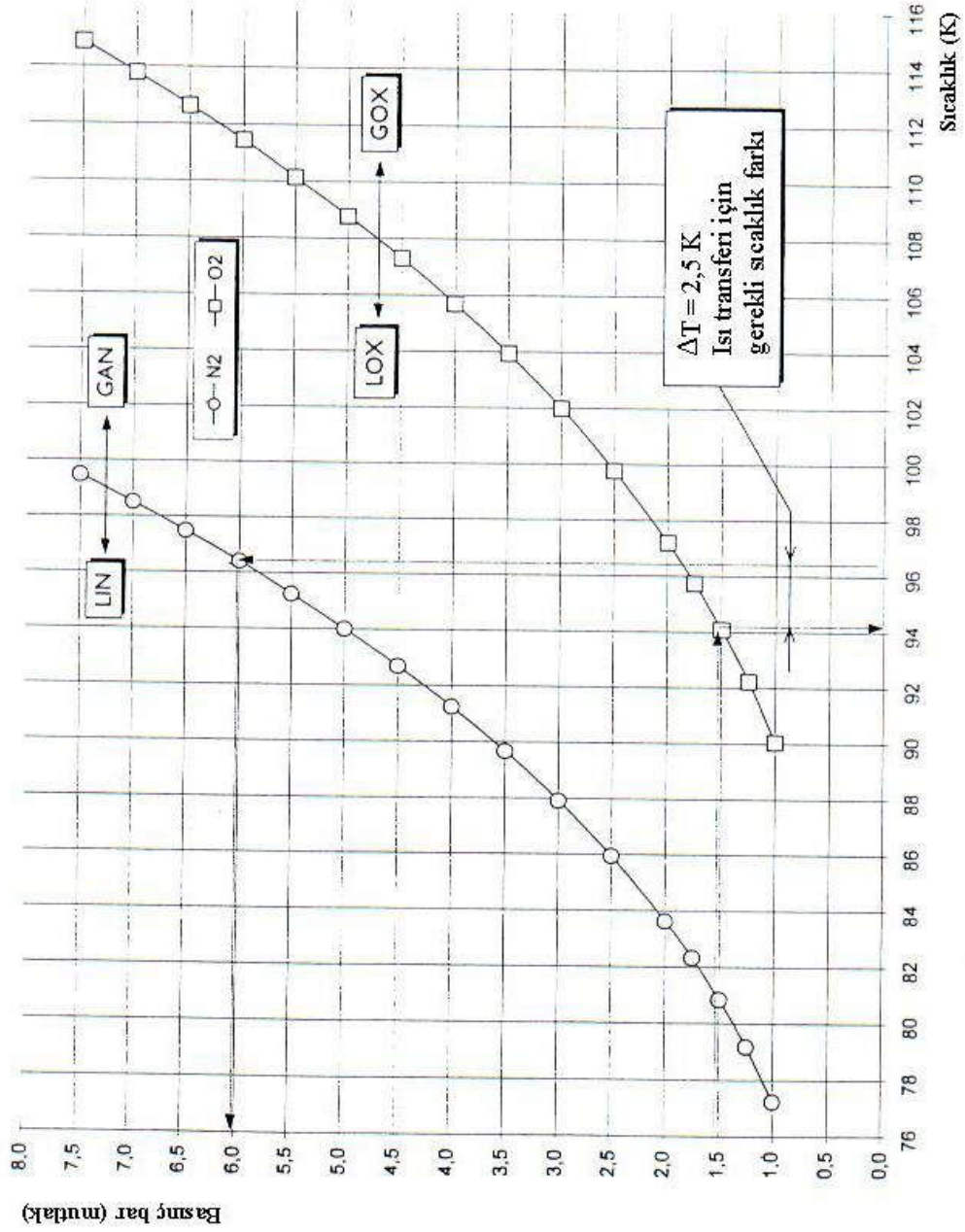
0 bar =1 bar (mutlak) =atmosferik basınç ve

1 bar =2 bar (mutlak)

Pratik nedenlerden dolayı bu şekilde kullanılmaktadır.

Yatay eksen 76 K' den 116 K' e kadar olan sıcaklık aralığını göstermektedir. Diyagramdaki eğriler basınç ve sıcaklık arasındaki ilişkiyi göstermektedir. Genellikle bu eğriler buhar basınç eğrileri olarak bilinirler.

Üst kolondaki LOX basıncı yaklaşık 0,3 barg =1,3 bar dır ki bu atmosferik basınçtan daha yüksektir. Diyagram üzerinde bu basınç değerinden LOX eğrisine doğru bir çizgi çekilir, kesiştiği noktadaki sıcaklık değeri 93 K = -180°C olarak okunur.



Şekil 3.99. Azot ve oksijen buhar basınçları

Çoğu kez LIN' den LOX' a ısı transferinin gerçekleşebilmesi için $2,5^{\circ}\text{C}$ lik bir sıcaklık farkı gerekmektedir. Bu nedenle LIN sıcaklığı $93+2,5 = 95,5$ K olmalıdır. Şimdi LIN' in $95,5$ K sıcaklığındaki basıncını bulmak için, bu sıcaklıktan LIN eğrisine olan çizgiyi takip ederek kesiştiği noktadan basınç eksenine çizilen dikme yardımıyla basınç değerinin $5,5$ bar (mutlak) = $4,5$ barg olduğu görülür. Dolayısıyla alt kolonun bu basınç değerinde çalışması gerekmektedir. Bu basınç nedeniyle alttaki kolon Yüksek basınç kolonu YBK, üstteki kolon ise alçak basınç kolonu ABK olarak adlandırılır. Sıvı

oksijenin kaynaması esnasında yoğunlaşan ve sıvı olan azota dönüşüm sırasında gaz azottan ısı alır. Eğer kaynama noktasındaki sıvının basıncı düşerse, ısı temin etmeden kaynamaya başlar. Buflaş olarak adlandırılır.

Kalan sıvıdan ısı alınır ve sıcaklık buhar basınç eğrisinin belirttiği değere gelinceye kadar düşürülürse kaynama durur. Bu soğutma makinasındaki soğukluk üretiminin temelidir(Alexeev,1998).

3.12.4. Buharlaştırıcı – Kondenser Çalışma Prensipleri

YBK' nin basıncının istenilen basınçta kalmasını sağlamak için ne yapmalı sorunun cevabı için öncelikle kondenserin/Buharlaştırıcı nasıl çalıştığını irdelemek gerekir. Sıcak olan gaz azotun yüksek basınçtaki ısını, soğuk olan sıvı oksijen'e transfer eden bir tür eşanjördür. Kondenserin kapasitesini belirleyen etkenler aşağıda verilmektedir:

Kondenserin kondens yüzeyi ile ilgili olarak; yüzey daha büyük olursa daha fazla ısı transfer olur. Ve daha çok verimli çalışır. Sıvı oksijen ve sıvı azot arasındaki sıcaklık farkı büyürse (ΔT) daha fazla ısı transferi gerçekleşir. Havayı YBK' ye gönderir ve dışarıya hiçbir şekilde gaz kaçmamasını sağlarsak gazın tamamı kondens olarak sıvılaşacaktır.

Kolonlardaki kondenser yüzeyi belirlidir ve değiştirilemez ise tek değiştirebileceğimiz sıcaklık farkıdır. Bunuda sağlayacak olan kısım alçak basınç kolonunda yer alan saf oksijen dir. ABK' nin alt kısmındaki O_2 belirli basınçta kaynar ve dolayısıyla sıcaklıkta belirlidir. YBK' nin üst kısmında bulunan gazın kondens sıcaklığı tek değiştirilebilecek parametredir. Eğer YBK hava beslemesini arttırsak daha fazla miktarda N_2 kondens olmalıdır. Kondenserin kondens kapasitesi bu büyük miktarı karşılamaya yeterli değilse, gaz kondens olamaz ve basınç yükselir. Daha yüksek basınç, daha yüksek kondens sıcaklığı anlamına gelir.ve kondenserin kondens kapasitesi tüm N_2 ' yi kondens etmeye yetecek seviyeye gelene kadar ΔT sıcaklık farkı yükselir(Anonim, 2002).

YBK' nin üst kısmında kondens olmuş LIN' i biriktirmek için bir depo bulunmaktadır. Bu depodan LIN' in bir kısmı ABK' ya reflux geri döndürülerek kullanılmak amacıyla, bir kısmı da LIN üretimi olarak kolon dışına alınır. Depo dışına

alınmayan LIN üst köşeye doğru hareket eder ve YBK'ya reflux olur. YBK basıncı kolonu basıncı ki bu 4,5 bar ABK kolonu ise 0,350 bar dır. YBK nundaki sıvı bu basınçtan yararlanılarak bir sıvı aktarım pompası olmadan yaklaşık 45 metre yükseklikteki ABK' dan sıvı azot duşlama için dökülür.

Son yıllarda depolama uygulaması yer almaktadır. İsveç' de yapılan bu uygulamada ekstra yüksek kolonlar bulunmaktadır. Bu tip kolonlarda sıvı ABK' ya basmak için basınçlı soğuk gaz kullanılmaktadır. Ki buna gaz lifting denmektedir.

YBK' daki reflux çok miktarda O₂' nin oluşmasını sağlar ve kolonun dibinde yaklaşık % 40 O₂ içeren zengin sıvı hava RL oluşur. Bu, seviye kontrol mekanizması tarafından kontrol edilen bir vana ile alınarak YBK ortasından dökülmesini sağlar.

Malzeme dengesini aşağıdaki şekilde gösterebiliriz:

İçeri giren hava = Sıvı hava + Sıvı azot

Sıvı azot çıkışı ve hava beslemesi sabit olacak, sadece sıvı hava kalacaktır. Yani LIN çıkışı yükseltirse, alttaki biriken sıvı hava miktarı azalacaktır.

Tekil kolon konusunda da bahsedildiği gibi LIN safiyeti reflux çevrim oranına bağlıdır. Kolonun alt kısmında buharlaştırıcı bulunmamakta ve içeri giren tüm hava gaz formundadır. LIN safiyeti sadece alt kolondan dışarıya ne kadar alındığına bağlıdır. Burada büyük geri çekilme diye adlandırılan bir olayın açıklanması gerekmektedir.

LIN safiyeti 1 ppm O₂' yi (QI-2) aşmayacak şekilde dışarı almaktır. Bunun anlamı üretilen sıvı azot tam olarak saf (%99.999 LIN) olmalıdır.LIN üretime alındıktan sonra ABK' nın üzerinden mümkün olduğunca çok reflux beslemesi yapılarak YBK nundaki analizin 1 ppm O₂' yi aşmaması sağlanarak ABK da sıvı oksijen oluşumu için seviye ve ayırışma yapılmasına yardımcı olur.

Eski tesislerde çoğunlukla iki reflux bulunmaktadır. Birisi saf diğeri kirli reflux' tır. Bazen sadece kirli reflux bulunur. Bu sistemde kirli reflux tepeden birkaç tepsi aşağıdan alınarak ABK' ya Lachmann çıkışından gönderilir. Dahili sıkıştırılmalı ve büyük hava akışının bulunduğu yeni tesislerde bu reflux mevcuttur.

YBK' nın üst kısmındaki O₂ içeriğindeki değişimleri gözlemlemek zor olmaktadır. Pek çok tesiste, kolonların alt kısmında ekstra analiz noktası (QI-1) bulunmaktadır. Bu analiz noktalarındaki değerlere bakarak ön uyarılar yapılabilir. Örneğin; O₂ içeriği çok yükselirse bu durum, tepedeki safiyeti farkedilmeden önleyebilir. ABK' daki maksimum reflux miktarı ile mümkün olduğunca çok miktarda

O₂ yıkanır ve dipten LOX ve GOX olarak alınabilir. Böylece YBK safiyeti bozulmayarak LIN proses üretimi o kadar saf olacaktır (Anonim, 2002).

3.12.5. Kirli Azot

ABK' nın temel problemi reflux eksikliğidir. Yani geri dönüş yoktur. GAN' ı buradaki iç basınç yüksek olduğu ve kondenser için termosifon oluşturacağından dolayı tepeden bu gazı almak mümkün değildir. Bu N₂ reflux ile aynı safiyete sahiptir. (1 ppm O₂) Tepedeki gaz miktarını arttırmak için reflux eksikliğinin giderilmesi gerekir. Bu, RL beslemesi ile tepe noktası arasındaki bir bölgeden gazın dışarı alınmasıyla sağlanır. Buna Lachmann çıkışı adı verilir. Bu çıkıştan ne kadar çok kirli N₂ dışarı alınırsa tepedeki GAN' ın gerekli safiyetini sağlamak için yeterli reflux elde edilmiş olacaktır. Böylece tepe noktasının gaz basıncı değiştirilmemiş ve azotun safiyeti bozulmamış olacaktır.

Lachmann gaz noktasında bir O₂ analizörü (QI-5) kullanılarak tepenin altındaki noktada O₂ içeriğindeki herhangi bir değişimin uyarısını almış oluruz. Ayrıca YBK' nın en üst noktasında da saf GAN bulunmaktadır. Ancak bu dışarıya saf GAN ürünü olarak alınacak kadar iyi değildir. Buradan GAN alınırsa, ki bu alınacak olan gaz ABK iç basıncının düşük olması nedeni ile ancak azot kompresörleri ile basınçlandırılarak sisteme verilmesi sağlanabilir. kondensere giden GAN miktarında ve sonuç olarak da ABK ve YBK' da reflux için uygun LIN miktarında düşme olacaktır(Anonim,2007a).

3.12.6. Alçak Basınç Kolonun daki Oksijen Safiyeti

LOX, LIC kullanılarak ABK' nın dip kısmından alınarak pompalar vasıtası ile basınçlandırılarak içeriye giren sıcak havayı soğutmak için ana ısı eşanjörüne oradanda kolektöre gönderilir. Eğer YBK daki analiz stabil olması sağlanırsa reflux' ın maksimum değerinde olması sağlanır böylece O₂' nin kolonun üst kısımlarında en iyi şekilde düşülmesi sağlanmış ve analiz o oranda daha iyi olur.

LOX safiyeti, alt kısımdaki reflux durumundan etkilenir. Reflux akışı, RL ile tepeden yapılan reflux miktarlarının toplamına eşittir. Bunların her ikisi de YBK' dan beslenmektedir ve toplamları, LIN üretimi hariç hava beslemesine eşittir.

LOX safiyetine etki edebilmek için LIN reflux debisi ile oynanmalıdır. Bu aynı zamanda buharlaştırıcıdaki sıvı oksijenin buharlaşma miktarını da etkiler. Oksijen buharlaşma miktarı, hava miktarına bağlı GAN kondensine bağlıdır. Yalnızca GOX çıkışı değişecektir. Buna bağlı olarak buharlaşma miktarı değişecek ve sonuçta üretilen saf O₂ safiyeti değişmiş olacaktır (Anonim, 2007a).

Yüksek safiyette (min. %99.6 den yukarıda) O₂ almak için büyük miktarda yükselen buhar yani buharlaşan oksijen gazı gerekmektedir. ABK'da buharlaştırıcıda buharlaşarak yükselen O₂ iç basıncı arttırmamak için ve ayrışmayı tam yapmak için kolonun en tepe noktasından dışarıya GAN'la birlikte çıkacak ve ana eşanjörün soğutulmasına yardımcı olacaktır. Bu çıkışı Lachmann' dan yani kirli azot olarak yapacaktır. Buradan çıkan GOX sistemin kaybıdır. Bu kayıp ortalama %0.5-%1 arasında değişmektedir. Diğer taraftan safiyet düşerse, GOX' un dışarı alımı yükselecektir. Bu GOX' un yükselişi genellikle kayıptır, çünkü buradaki GOX basınçsızdır. Halbuki ABK alt tarafındaki sıvı oksijen sıvı pompalarla basınçlandırılarak sistemi eşanjörün kapasitesine, sisteme giren hava debisine ve sıcaklığına göre tespit edilen (İsdemir 6.-7. HAT'de 31-35 bar dır.) basınçla terk etmesi sağlanır. ABK'da yer alan sıvı oksijen sistemi terk ettiğinde, %99,6 GOX ve % 99,7 LOX tur.

YBK' daki reflux miktarını arttırmak, yani kondenserden daha fazla saf GAN'nın geçmesini sağlamak ki bu oradaki basınçla sağlanmaktadır. ABK'nun en alt kısmında sıvı oksijenin buharlaşmasını daha çok sağlamış ve LIN reflux'ı elde edilerek YBK'da saf LIN elde edilmesine imkan vermiş olunur (Anonim, 2007a).

3.12.7. ABK ve YBK'nun Materyal Dengesi

Materyel dengesinin temel prensibi "prosesse giren ile çıkan ürün eşit olmalıdır." olduğundan, eğer hava akışını ve tüm ürünleri ölçecek olursak, ürünlerin toplamının hava akışına eşit olduğunu görürüz. Bir an için Ar'ı ihmal edelim. Bu durumda toplam akış ve O₂ akışı için sırasıyla iki materyal dengesi hesaplanabilir. O₂ dengesi için bütün akışlardaki O₂ içeriğinin bilinmesi gerekir. Havada % 21 O₂ , LOX' da % 99,8 , GOX' da % 99,9 , LIN' de ve GAN' da yaklaşık 1 ppm ve kirli N₂' de 50 ppm - % 0,5 aralığındadır. Pratikte LIN ve GAN içindeki ppm mertebesindeki O₂ miktarı ihmal edilebilir çünkü ppm demek milyonda bir partükül anlamına gelmektedir. yani 50 ppm'

lik O₂ içeriği ihmal edilebilir.İsdemir 7. hava ayrıştırma tesisindeki toplam metaryel dengesine bakıldığında;

$$\text{Toplam denge: Hava} = \text{LOX} + \text{GOX} + \text{LIN} + \text{GAN} + \text{kirli N}_2 \text{ (Nm}^3\text{/h)} \quad (3.29.)$$

$$\text{Oksijen dengesi: } 0,21 \cdot \text{Hava} = 0,998 \cdot \text{LOX} + 0,999 \cdot \text{GOX} + 0,005 \cdot \text{kirli N}_2 \quad (3.30.)$$

Materyal dengesi hesaplanırken aşağıdaki yöntem kullanılır:

Proses tankının etrafına bir çember çizilir. Sadece bu çemberden geçen akışlar hesaba katılır.Tamamıyla bu çemberin içinde veya dışında bulunan akışlar dahil edilmeyecektir.

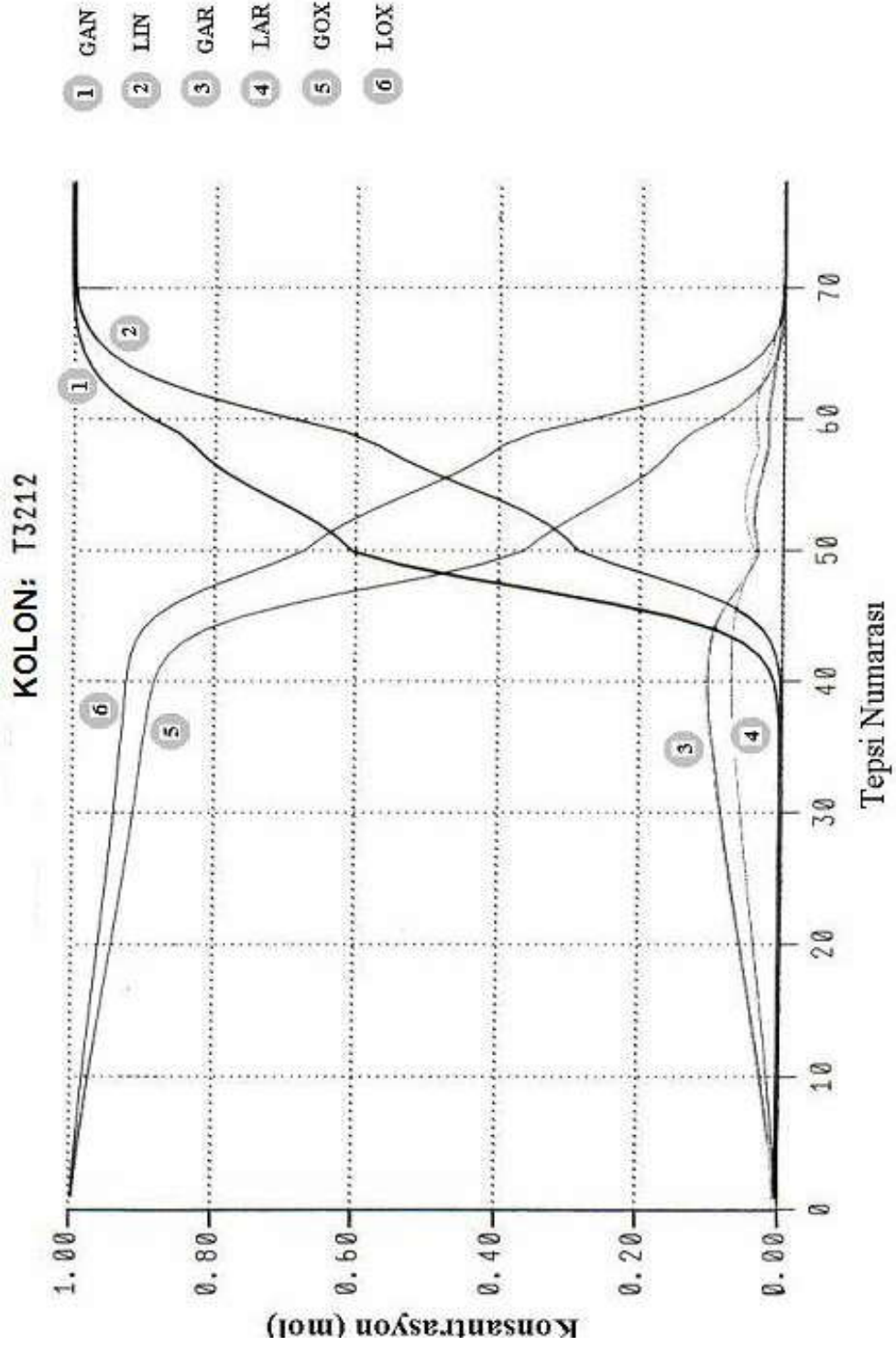
Örnek olarak YBK ele alınacak olursa; burada hava girişi ile LIN ve RL çıkışı bulunmaktadır. Bir an için N₂ çevrimindeki N₂ kayıplarını ve GAN beslemesindeki N₂ kayıplarını ihmal Hava akışı sabittir. LIN akışı otomatik vanalar vasıtasıyla değiştirilebilir. Fakat RL seviyesi seviye kontrol vanası tarafından kontrol edilir. Bu, LIN' den sonra dışarıya alınan RL miktarını belirler. Eğer LIN çıkışını arttırsak, RL deki seviye ve dolayısı ile sıvı hava üretim miktarı düşecek ve reflux oranı azalarak ABK'daki LOX seviyesi azalarak üretimin azalmasına neden olacaktır.

$$\text{Toplam denge: Hava} = \text{LIN} + \text{RL} \text{ (Nm}^3\text{/h)} \quad (3.31.)$$

$$\text{Oksijen dengesi: } 0,21 \cdot \text{Hava} = \text{LIN} / 1.000.000 + \% \text{ O}_2 \cdot \text{RL} \quad (3.32.)$$

% O₂ : RL içerisindeki O₂ içeriğidir ve normalde kolondaki tepsi sayısına, kolon basıncına, sıcaklığına ve kolon yüksekliğine bağlı olarak bu % 40 civarındadır. Denklemdende görüldüğü üzere O₂ , RL içerisinde dışarı çıkar. LIN içerisindeki 1 ppm' lik miktar pratik olarak bir anlam ifade etmemektedir. Eğer YBK'daki O₂ analizini biliyorsak, LIN' i ve RL' yi hesaplayabiliriz(Anonim, 2007a).

Yukarıdaki toplam denge eşitliğinden alışıldığı üzere, kompresör ve türbinlerden gelen ana eşanjörde soğuyarak sıvı hava olarak YBK'na gelen hava beslemesi sabit kalmak koşuluyla, LIN' i arttırsak RL düşecektir. İkinci eşitlikte yer alan RL azaldığında % O₂ artmalıdır.



Şekil 3.100. ABK materyal dengesi

Şekil 3.100.'deki 1 noktası, YBK'nın dip kısmındaki gazın materyal dengesine aittir.

Giren hava = yükselen hava

İçeri giren hava çığ noktasından daha sıcaktır. Bu nedenle kolon içerisinde yükselmesi gereken gaz konumundadır. Yukarıdan dökülen reflux LIN ile aralarında sürekli bir ısı alışverişi söz konusudur. Fakat gazın kondens olan kısmı, buharlaşan sıvı ile çok yakındır. İhmal edilen bu sebepten iki akış birbirini dengeler. Yani içeri giren hava pratik olarak buharlaşarak yükselen havaya eşittir.

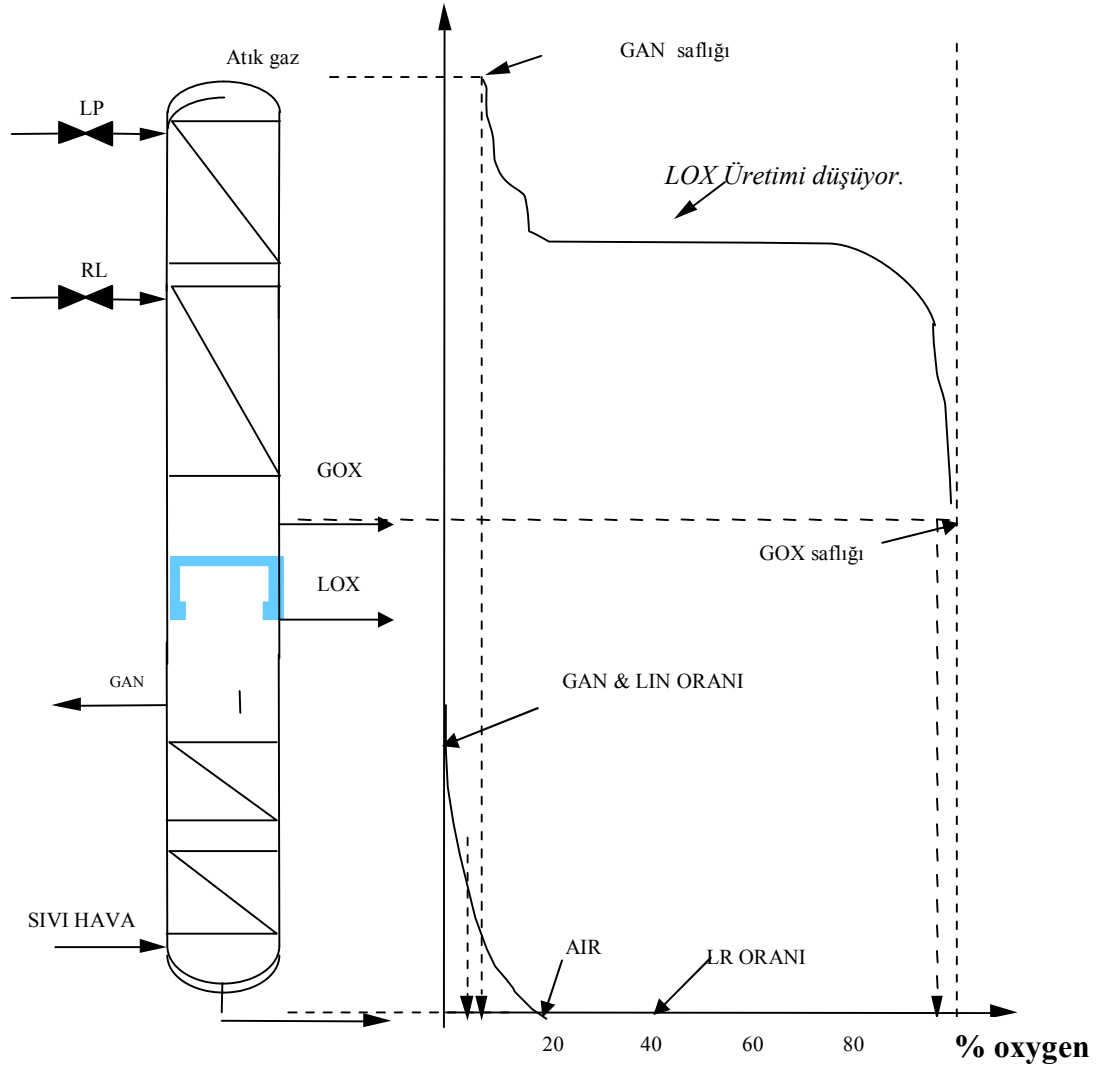
YBK'da buharlaşarak tepsilere geçen ve yükselen havanın N_2 içeriği, her tepside geçtikçe alt kısma sıvı oksijence zengin havayı bırakırken üst kısma gaz azotun çıkmasını sağlar. Bu artış kolonun en üst noktasında saf N_2 oluncaya kadar devam eder. (yükselen GAN). Bu artış % 70' den % 100' e kadardır. Bu nedenle yükselen saf GAN, giren sıvı havaya eşittir. Bu GAN, kondensere giderek kondens saf LIN' e dönüşerek LIN elde edilir (Anonim, 2007a).

Materyal dengesi: buharlaşan GAN = kondens LIN

ABK' da reflux olarak kullanılan LIN dökülerek aşağıdaki açık bir kap içerisinde toplanır ve LIN üretimi alınır (LIN-ABK). Üretim olarak dışarı alınmayan kısmı kabın üst kenarından taşarak YBK' ya reflux oluşturur (reflux-YBK). Kaptaki materyal dengesi aşağıdaki şekilde 2 noktası ile gösterilmektedir. Buradaki ABK basıncı, sıcaklığı, tepsi çeşidi, sayısı ve hacmi bu dengenin oluşmasına en büyük etkendir. Aşağıdaki şekilden anlaşıldığı gibi yaklaşık 40. tepside sonra gazlaşma kademeli olarak artıyor ve 70. tepside tamamen saf GAN meydana geliyor.

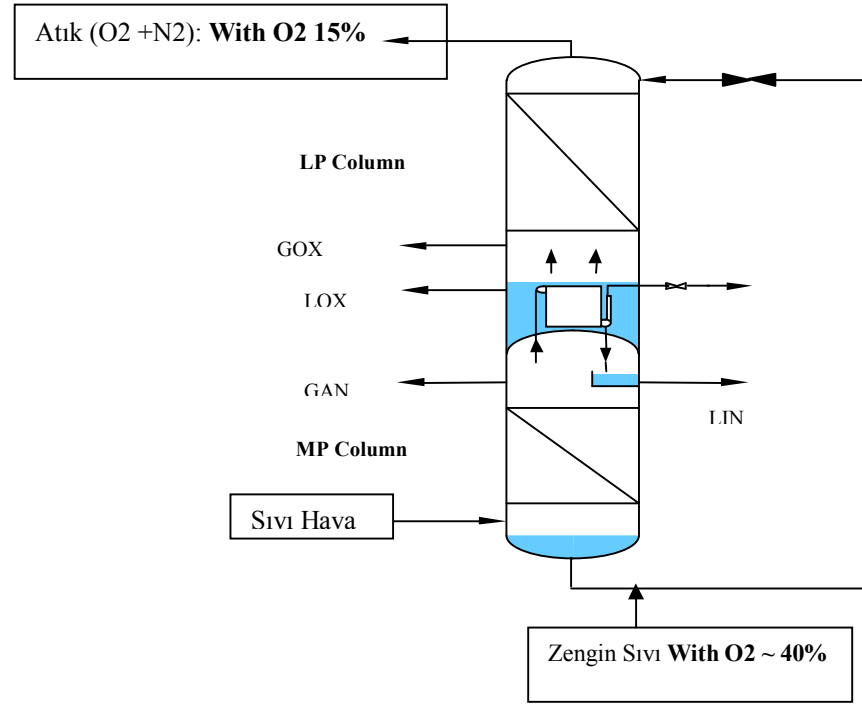
$$\text{Yoğunlaşan LIN} = (\text{LIN} - \text{ABK}) + (\text{reflux} - \text{YBK}) \quad (3.33.)$$

YBK-ABK arasındaki materyal dengesi Şekil 3.101., Şekil 3.102., Şekil 3.103. ve Şekil 3.104'de şekillerle açıklanmaktadır.



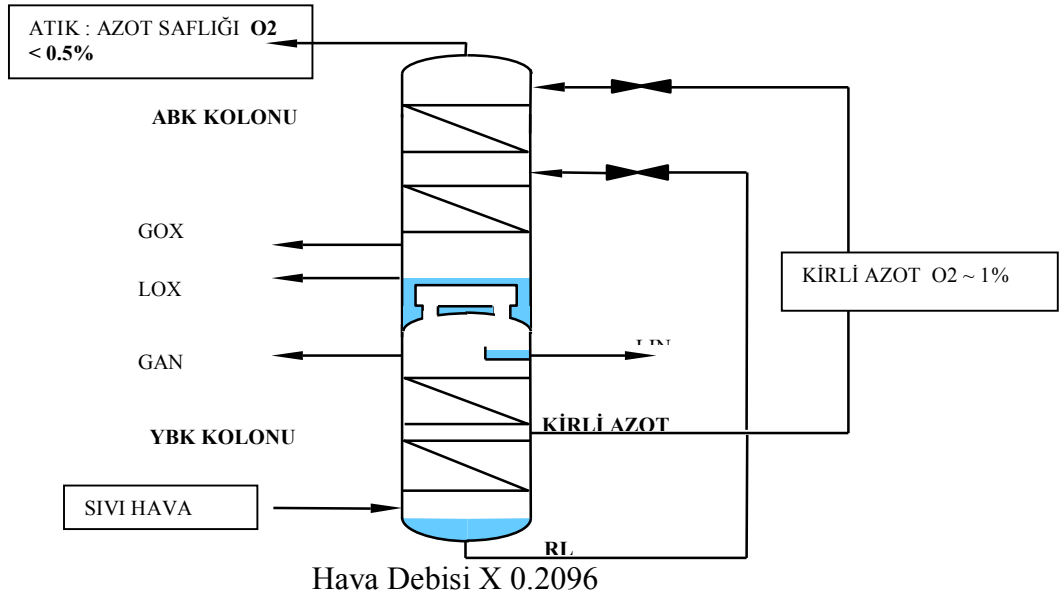
Şekil 3.101.'deki YBK ve ABK materyal balans dengesi (% oranları)

Şekil 3.101.'de yüksek basınç ve alçak basınç kolonlarındaki oksijen, azot ve argon dağılımlarını göstermektedir. Yüksek basınç kolonu en alt kısmında oksijence zengin sıvı hava en üst kısmında saf azot gazı bulunurken, alçak basınç kolonun en alt kısmında saf sıvı oksijen kolonun en üst kısmında ise saf azot oluşmaktadır. Buradanda anlaşılacağı üzere yoğunluk farklarından dolayı saf oksijen (havadan 1.1 kat daha ağırdır.) kolonun en alt kısmında, saf azot (havadan 0.8 kat daha hafiftir.) ise kolonun en üst noktalarında elde edilmektedir(Anonim, 2007a).

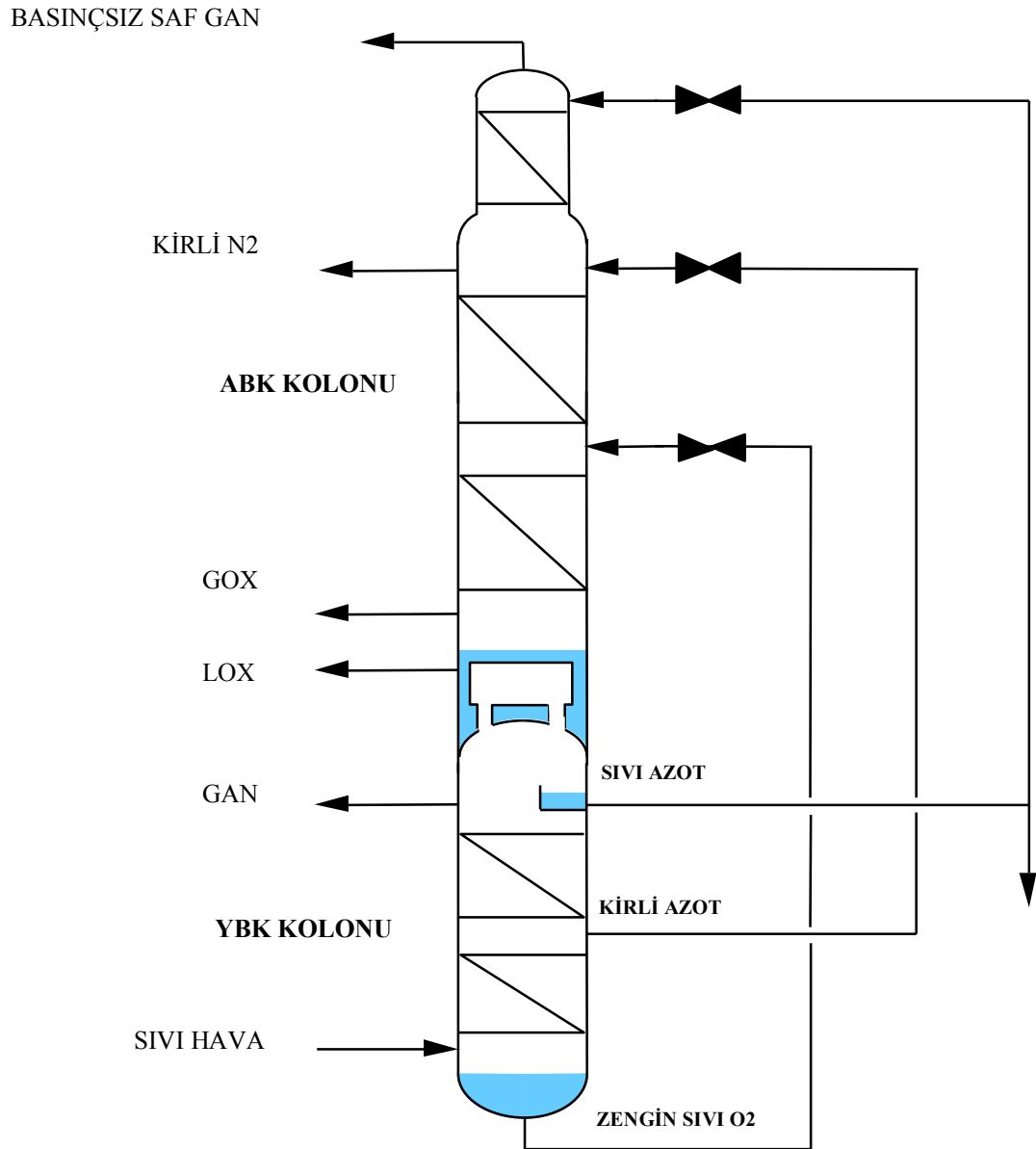


Şekil 3.102.'de YBK-ABK daki ilk çevrim material dengesi

$$\text{ÇevrimO}_2 = \frac{(\text{O}_2\text{ÜretimDebisi} \times \text{saflıyet\%}_{\text{O}_2})}{\text{HavaDebisi} \times 0.2096} \times 100\% \quad (3.34.)$$



Şekil 3.103.'de YBK-ABK daki ikinci çevrim material dengesi



Şekil 3.104.'de YBK-ABK daki üçüncü çevrim material dengesi

Kolondaki oksijen verimi aşağıdaki denklemlerden hesaplanmaktadır.

(3.35.)

$$\eta_{O_2} = 100 \frac{Q_{GOX} \times G_{OXSaf} + Q_{LOX} \times L_{OXSaf}}{0.2096 Q_{HAVA}}$$

Q_{Hava} = Kolondaki Sıvı Hava Miktarı

Kondens LIN, giren havaya bağlıdır, yükselen GAN ve yükselen havayla bu değişmez. Bundan dolayı, eğer LIN-ABK artarsa reflux-YBK azalır. Azalan reflux-YBK'da en üst noktadaki LIN safiyeti düşer yani saf LIN bozulmaya başlar. Eğer çok saf LIN varsa, LIN-ABK, safiyet tüketiciler için tanımlanan 0 ppm O₂ safiyete yani %100 N₂ yaklaşıma kadar artacaktır. Bu methodu kullanarak ABK için en uygun reflux'ı besleyebiliriz.

LIN-ABK kolonun en tepe noktasında bulunan kondens toplama kabı içerisine gider. Aynı zamanda YBK en üstünde de kondens olmuş LIN'de aynı şekilde toplanır. Bu method kullanılarak, reflux valfteki genişmeden sonra mümkün olan en büyük miktarda gaz elde edilir. Bu gaz ayrılarak GAN olarak kolonun en üst noktasına gider. Tesislerde ayırıcı (reflux'ın genişmeye uğradığı ve GAN'ın LIN' den ayrıldığı ekipman) bulunur.

Kap için materyal dengesi Şekil 3.102' de 3 nolu nokta ile belirtilmiştir.

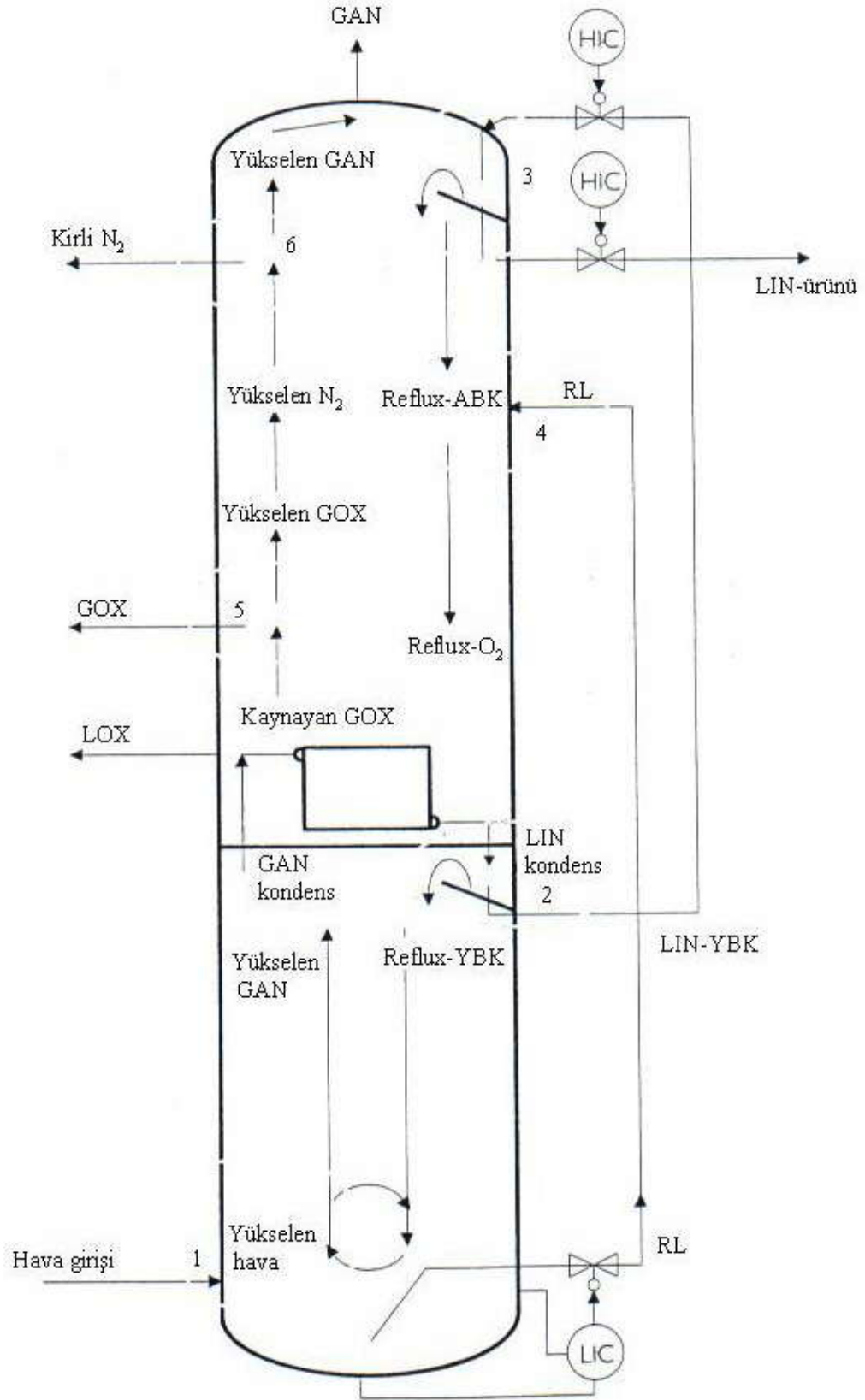
$$\text{LIN-ABK} = \text{LIN-ürün} + \text{reflux-ABK} \quad (3.36.)$$

LIN-ürün artarsa, yani daha fazla LIN üretimini dışarı alırsak, reflux-ABK azalır. Diğer bir deyişle LIN-ürün reflux' tan çalar. Bunu takiben O₂ kaybı olarak adlandırılan Lachmann gazındaki O₂ içeriği artarak analiz bozulmasına neden olabilir. Ve akabinde ABK'daki sıvı oksijen seviyesi düşmeye, argon analizi bozulmaya başlayabilir.

ABK' nın ortalarında bir bölgede RL kolona giriş yapar. RL, reflux-ABK ile karşılaşır. Bu karışım akışı ABK' nın alt kısımlarında reflux' a dönüşür. Bu bölgede O₂ saflaştığından, buna reflux-O₂ adı verilir. Bu karışım için materyal dengesi Şekil 3.103' de 4 nolu nokta ile gösterilmektedir(Anonim, 2007a).

$$\text{Reflux-ABK} + \text{RL} = \text{reflux-O}_2 \quad (3.37.)$$

Akışkanlar (LIN, RL) subcooler diye tabir edilen yardımcı soğutucudan geçerek YBK' dan gelir. Ve toplamları içeri giren havaya eşittir. Tek farklılık LIN-ürün' ün, LIN-ABK' dan alınıyor olmasıdır. Eğer LIN-ürün değişmezse, ABK' nın alt kısımlarındaki reflux miktarı da değişmez (Anonim, 2007a).



Şekil 3.105. ABK-YBK kolonlarındaki iç akışları

Şekil 3.105.'de ABK-YBK kolonların iç akışlarına göre, materyal dengesine bağlı olarak aşağıdaki eşitlikler yazılabilir:

$$\text{Hava-giriş} = (\text{LIN-ABK}) + (\text{RL}) \quad (\text{Şekil 4.39}) \quad (3.38.)$$

$$\text{LIN-ABK} = (\text{LIN-ürün}) + (\text{reflux-ABK}) \quad (\text{Şekil 4.38}). \text{ Buradan da;} \quad (3.39.)$$

$$\text{Hava-giriş} = (\text{LIN-ürün}) + (\text{reflux-ABK}) + (\text{RL}) \quad (3.40.)$$

$(\text{reflux-ABK}) + (\text{RL}) = (\text{reflux-O}_2)$ yerine yazılırsa, sonuç olarak

$$\text{Hava-giriş} = (\text{LIN-ürün}) + (\text{reflux-O}_2) \quad (3.41.)$$

Hava giriş ve LIN-ürün değişmezse, reflux-O₂ de değişmez. Bundan çıkacak sonuç ise şöyle ifade edilebilir: ABK daki sıvı O₂ safiyetini kontrol etmenin tek yolu, buharlaştırıcıdan ne kadar GOX yükseldiğinin kontrolüdür (kaynayan GOX). Ki buda kaynayan GOX miktarı kondens olan yani sıvı olan GAN miktarına bağlıdır.

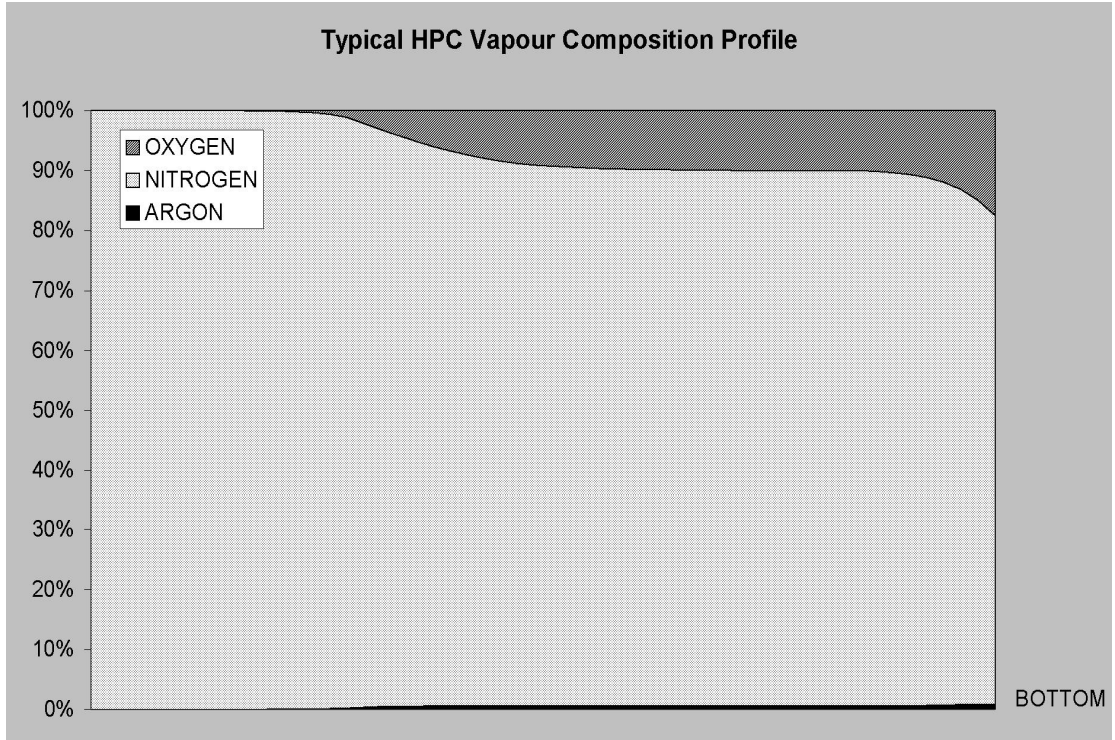
Üretilen GOX için materyal dengesi 5 nolu nokta (Şekil 4.38) ile gösterilmektedir.

$$\text{Buharlaşan GOX} = \text{GOX} + \text{yükselen GOX} \quad (3.42.)$$

Üretilen GOX miktarını azaltırsak, ABK'daki sıvı oksijen miktarı artacak ve bunun akabinde yükselen GOX miktarı artacaktır. Bu GOX buharlaşarak yukarıya doğru yükselerek kirli N₂' ye karışarak kayıp olarak dışarı atılacak, yani kirli azotun içerisindeki GOX miktarı artarak kayıp oluşacaktır. Bu method ABK dışındaki ham argon kolonu ve saf argon kolonundaki oksijen oranlarının artmasına neden olur. ve LOX üretimi safiyeti artır. Ancak maliyet açısından dışarıya arılan gaz oksijen söz konusu ve kalitesiz argon (safiyeti, ppm oksijen oranı yüksek) karşımıza çıkar. Kolonda yükselen GOX, tepedeki çıkış noktasında kirli N₂ kompozisyonunu elde edebilmek için dereceli olarak içerisindeki N₂ miktarını arttırır. Yükselen N₂ bu çıkışa doğru olan akıştır ve yükselen GAN ise üstteki akıştır. Bu çıkış için materyal dengesi Şekil 4.38' de 6 nolu nokta ile tanımlanmıştır(Anonim, 2007a).

$$\text{Yükselen N}_2 = (\text{kirli N}_2) + (\text{yükselen GAN}) \quad (3.43.)$$

Yükselen GAN, GAN-ürün olarak dışarı alınır ve kontrol edilebilir. Eğer GAN-ürün arttırılırsa, buna bağlı olarak yükselen GAN da artacaktır ve sonuçta kirli N₂ miktarı azalacaktır (yükselen N₂ sabit kalır). Yükselen GAN' daki artış ve reflux' ın da değişmemesi ile yükselen GAN içindeki O₂ içeriği artacaktır. GAN safiyeti içinde maksimum 5 ppm oksijene kadar müsaade edilebilmektedir. Bunun üzerinde fazla miktarda kayıp oksijen oranı oluşabilir. Şekil 3.106.'da tipik yüksek basınç kolonu gaz dağılımını gösteren şekil bulunmaktadır. Yüksek oranda azot ve oksijen bulunmaktadır.



Şekil 3.106. Yüksek basınç kolonu gaz dağılım profili

3.12.8. Argon Üretimi

Argon üretimi için, ABK ortasından alınan ve içerisinde %90-92 O_2 , %0,1-0,2 N_2 bulunan side arm gas, feed gas diye çeşitli isimlerle çağrıştırılan besleme argon gazı ham argon kolonu diye tabir edilen ikinci bir kolona alınır. Bu kolonun amacı ilk olarak Argon içerisinde bulunan O_2 ni ayırmaktır. Bu ikisini birbirinden ayırmak çok zordur çünkü Ar gazı çok kaypak ve havanın içerisinde %1 den daha az olduğu için üretimi en zor gazdır. Bu nedenle ham argon kolonu içerisinde pek çok delikli tepsi ve büyük reflux oranları gerekmektedir(Anonim, 2007a).

N_2 , O_2 ve Ar' dan daha soğuk olduğundan, gaz içindeki N_2 ' nin tamamına yakını kolonun tepesine gider. Ham argon kolonu besleme gazı (ABK' dan çekilen O_2 , N_2 ve Ar karışımı) içerisinde yaklaşık % 0,1 lik N_2 içeriğini kullanabilir. Bu nedenle besleme gazının çıkış noktası bu N_2 içeriğinin elde edilebileceği kısma yerleştirilir. Bu yaklaşık olarak ABK' nın 35. tepsisine karşılık gelir yalnız bu tepsi sayısı elde edilmek istenen argon oranına bağlı olarak değişmektedir. Bu bölge Ar transfer, Ar bölgesi olarak adlandırılır. Burada O_2 içeriği % 90 ve Ar içeriği de yaklaşık %10 civarındadır.

Buradan da, bunları ayırabilmek için çok sayıda tepsinin gerekli olduğu sonucu çıkmaktadır. Tesislerin üretim kapasitelerine ve yerleşim şekillerine göre tüm ABK' larda 110' un üzerinde tepsi bulunabilir. YBK' da ise 50-60 tepsi bulunur. Yani tesis için yer sorunu yok ise kolon diye tabir edilen ayırıştırma bölgesi büyük tutularak bu tepsi sayıları değiştirilebilir.

Ham Ar kolonu kondenserli bir kolondur, ancak buharlaştırıcı bulunmaz. Bu nedenle gazı dipten almalıdır. Bu gaz ABK Ar transfer bölgesinden gelir ve yaklaşık % 90 O₂ , % 9,9 Ar ve % 0,1 N₂ içerir. Yüksek O₂ içeriği ve O₂ ile Ar' ın ayırıştırılma zorluğundan dolayı çok sayıda tepsiye ve büyük reflux oranına (reflux akışı / ham Ar akışı) ihtiyaç vardır. Hava ayırıştırma tesislerinde bulunan blokların yüksekliğini veren bu kolondur çünkü bu kolonda oksijen atırıştırma prosesi çok sayıda tepsi ile gerçekleştirilmektedir(Anonim, 2007a).

50-60 adet tepsi bulunur ve reflux oranı da 30-40 (ham Ar üretiminin 30-40 katı kadar kolon reflux' ı) kadardır. % 2 O₂ içeren ham Ar, kolonun tepesinden alınır. Ham Ar kolonunun altından ABK' nın Ar transfer bölgesine reflux yapılır. Yapılan bu reflux işlemi kolon içerisinde yan gazın alınan noktanın hemen üstünden döküldüğü için buradaki sıvı analizi ve miktarı çok önemlidir.

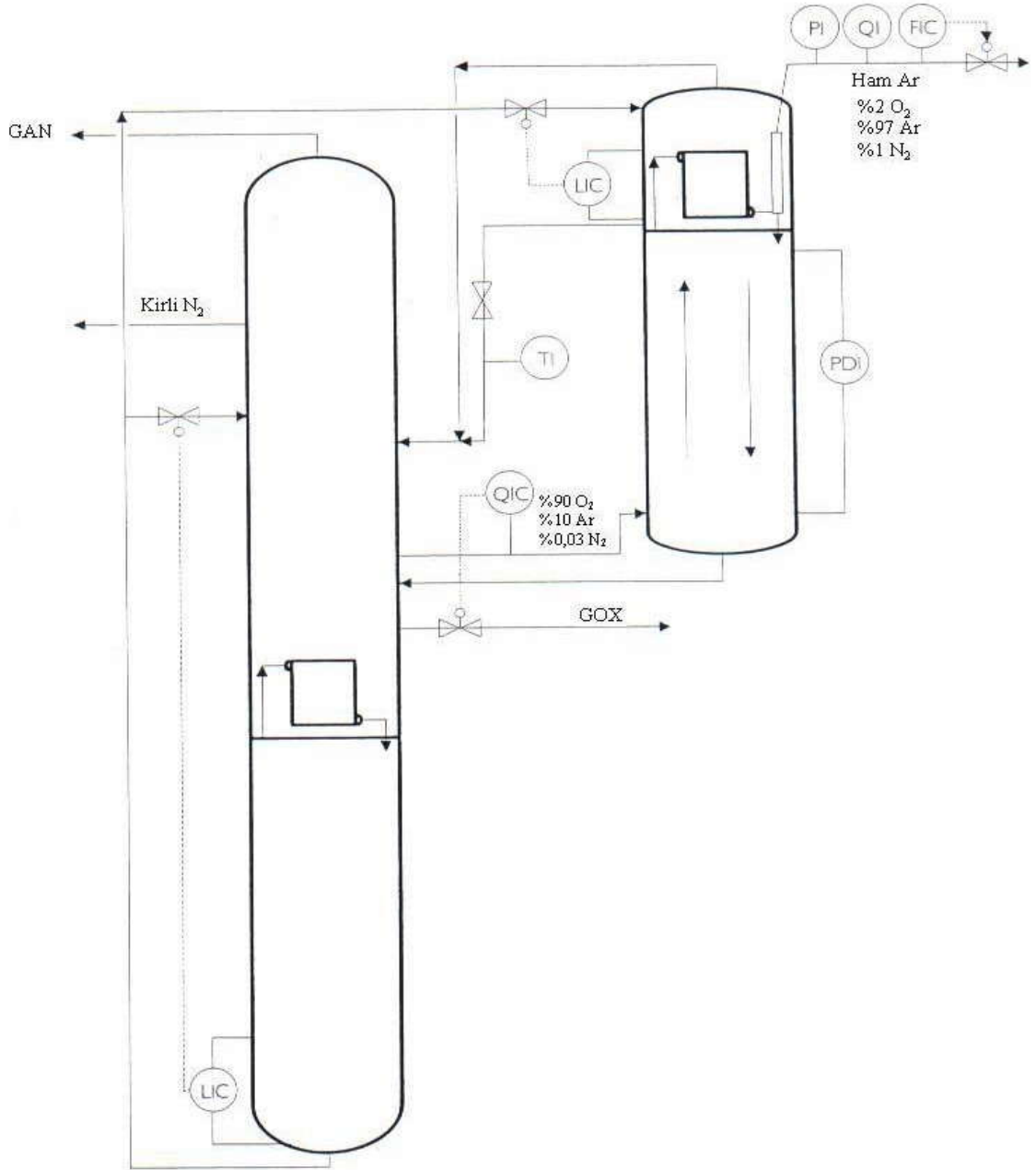
Kondenser, RL' yi soğutucu araç olarak kullanır. RL genişmeden sonra, kondens olan ham Ar' dan daha soğuk olur. RL' nin buharlaşan kısmı ABK' ya besleme olarak gönderilir.

Havanın MS' te temizlenmesine rağmen, bazı hidrokarbonlar kaçar ve RL içerisinde C₂H₂ ve CO₂ görülebilir. Eğer RL' nin tamamı buharlaştırılıysaydı bu, kondenser içerisinde akümüle olurdu. Kondenslerden buharlaşan RL, kondenslerden gaz hattına çekilen küçük bir sıvı hattıyla yüklenir. Bu bir valf vasıtasıyla sağlanır. Bu valf hiçbir zaman tam olarak kapanmaz (üzerinde küçük çaplı delikler bulunur). Bu vana kondenser çıkış tarafında hattaki basınç arttıkça dışarıya doğru hidrokarbonlar atılmış olarak sistemin patlam riski ortadan kaldırılmış olur. Bu methodla sürekli olarak bir miktar sıvı kondenslerden alınarak, hidrokarbonlar bununla pörç edilir. Bu vanaya sıvının akış yönüne bağlı olarak bir TI yerleştirilir ve bu sıcaklık transmitteri çok soğuk olduğunda buranın tıkanmaya başladığı sinyali alınır. Bu vana açılarak buradaki brikentinin önüne geçilmiş olunur. bununla gerçekten vanadan sıvının geçip geçmediği de görülebilir.

Ham Ar kolonundan dolayı, ABK' da göreceli olarak büyük değişim oluşur. Ar transfer bölgesinden büyük miktarlarda gaz çekilir ve RL' nin yarıya yakını kondens için kullanılır. Böylece sürekli duşlama yapılarak argon içerisindeki oksijen oranının kolonun aşağısında birikmesi sağlanır.

Yapılan reflux çevrimi sonucunda, azalan miktarlardaki gazın Ar transfer bölgesine yükselmesini ve azalan RL' nin ilave edilmesine yol açar. Bu nedenle Ar transfer ve RL beslemesi arasında kalan kısımda bütün sıvı ve gaz akışları azalır. Bunu engellemk için daha fazla ve daha yüksek hacimli tepsiler kullanılarak sıvı ve gaz akışı dengelenir.

Buharlaşan RL, ABK' ya sıvıten daha alçak noktada ve aynı kompozisyonda besleme olarak gönderilir. Konsantrasyonların benzer olduğu her yerde bu besleme ilave edilmelidir. Bu şu anlama gelir; RL % 35 O₂ içeren sıvının bulunduğu tepsi üzerine eklenirken, evapore olan kısmı % 35 O₂ içeren gazın bulunduğu tepsinin üzerine eklenir (Anonim, 2007a).



Şekil 3.107. Ham Ar kolonlu

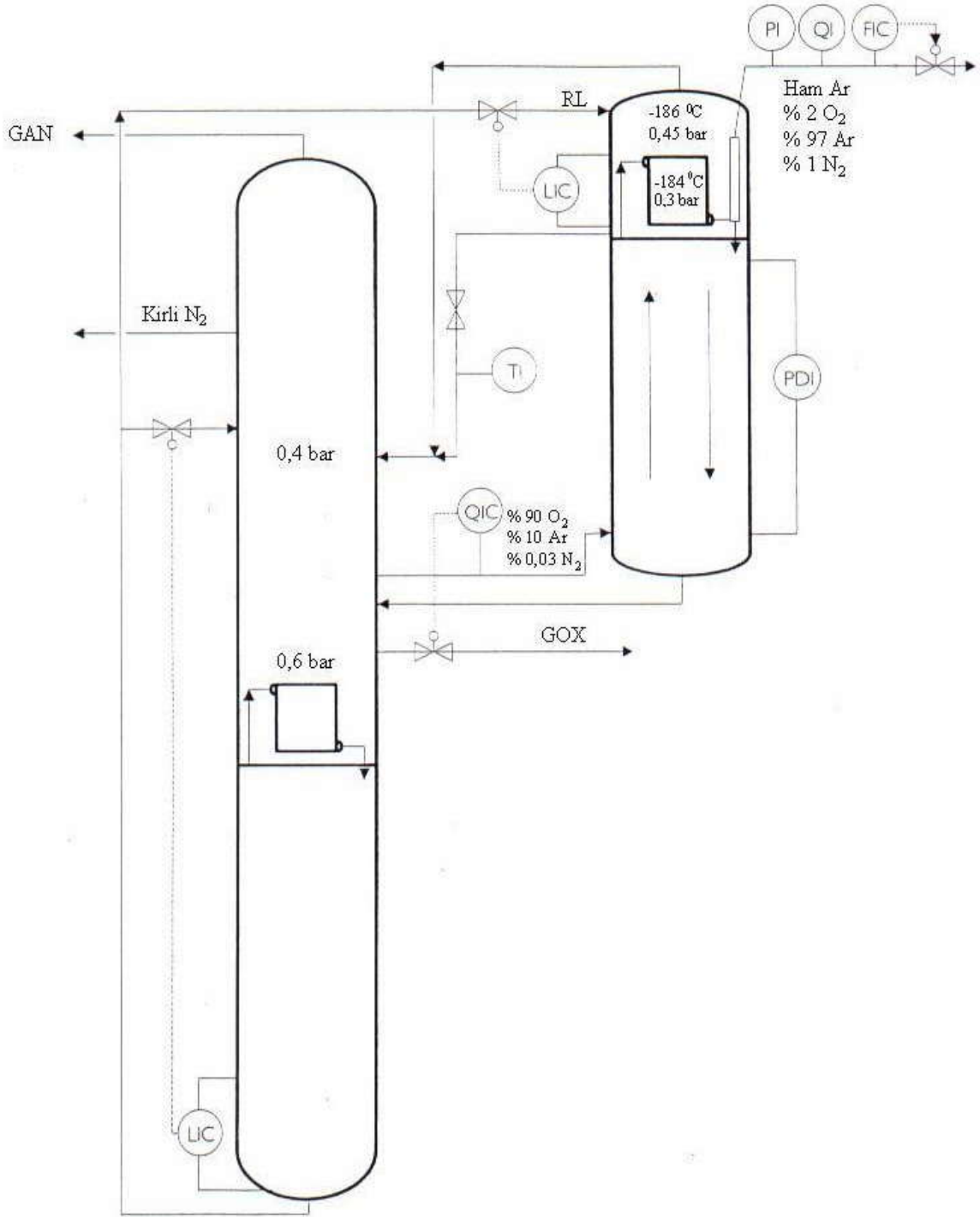
Ar' unun içerisindeki oksijenin ayrıştırılması için YBK Ar transfer bölgesinden çekilen gazın ham argon kolonunda saflaştırılmasıdır. Bu işlem Şekil 3.107.'de yer alan ham argon kolonunda, 1ppm O₂ ve % 1 N₂ olacak şekilde Ar'ın içerisindeki O₂ içeriği azaltılır. Kalan O₂ ise saf argon kolonunda damıtma deilerek uzaklaştırılır. N₂ ise saf Ar kolonunda uzaklaştırılır. O₂' nin tamamının ham Ar kolonunda alınmasının nedeni, çok

fazla tepsiye ihtiyaç duyulmasıdır ki bu büyük oranda basınç düşüşüne sebep olacaktır. Yapısal dolgu ile düşük basınç kaybı sağlanmaktadır. Yapısal dolgu kullanılarak, teorik olarak delikli tepside elde edilecek tepsi sayısına karşılık dolgu tabakası miktarı ile argon içerisindeki oksijen safiyeti 1 ppm'in altına indirilebilir.

Kondenser seviyesi (LIC), RL' yi (kondensere ilave edilen) kontrol eder. Ne kadarlık miktarın kondens olması gerektiğinin kontrolü için; Flow ve Basınç kontrol sistemi ile çalışan bir sistem geliştirilmiştir. Basınç yüksek ise basınca göre geçen debi yüksek ise geçen debiye göre çalışan bir vana ile kondenserden evapore olan miktardaki akış (FIC) tarafından kontrol edilmektedir. Kondenzasyon ile verilen ısı evaporasyonla geri alınır. Böylece kondenser seviyesi sabit kalır. Ve sistemde dalgalanma yaratmayarak ABK'daki LOX seviyesi ve YBK'daki RL sıvı seviyeleri değişmeyerek sistemde üretilen ana ürünlerin (GOX, GAN) miktarı değişmeyecektir. Böylece kolon üzerindeki dolgular üzerinde oluşan basınç düşüşü evaporasyon miktarıyla (PDIC) kontrol edilir bir hal almıştır (Anonim, 2007a).

RL, kondenserde ABK basıncına kadar genişler, bu yüzden sıcaklık sabit kalır ve O₂ içeriğine bağlı olarak kondens olan Ar' dan 5-6⁰C daha soğuk olur. Isı eşanjöründe transfer olan ısı miktarı ΔT ve yüzey alanına bağlıdır. Burada ΔT sabittir. Alan, kondenserdeki sıvı seviyesi boyunca değiştirilebilir. Bunun anlamı, sıvı seviyesini değiştirmekle ısı transferi de değişecek ve dolayısıyla kondenzasyon ve evaporasyon da değişmiş olacaktır (Anonim, 2007a).

Kondenserin gazı Ar transfer bölgesinden çekmesiyle ABK' dan ham Ar kolonuna doğru bir basınç düşüşü oluşur. Bu basınç düşüşü gaz akışıyla orantılıdır. Bu nedenle kolonun üzerine PDI yerleştirilir. bu ölçüm kontrol için çok önemlidir. Kolondaki reflux oranı değişiminin ne şekilde olduğuna dair bilgi verir. Bu basınç artması ile kolonda oluşan argon miktarda tahmin edilebilir. Gaz akışı, materyal dengesine uygun olarak ham Ar üretimi ve sıvı akışlarının toplamına denktir.



Şekil 3.108. Kondenser seviyesiyle kontrollü ham Ar kolonu

Ham Ar kolonundan çekilen yüksek debili akışkan sabit bir düzeyde tutularak yükselen kondenzasyon (FIC ile kontrol edilir) ile tüm gaz akışı ve sıvı akışı yükselir (Şekil 3.108.). Ayrıca reflux oranı da yükselir ve ham Ar daha saf hale gelir. Aynı zamanda kolon içerisinde daha fazla yıkanmış sıvı bulunacaktır. Bunun sonucu olarak üretilen

argon miktarı bir miktar kısıldığında görüleceği gibi daha saf içerisindeki O₂ ppm oranının dahada düştüğünü ve saf argon kolonuna daha saf argon verilebilir.

Örnek uygulama:

Ham Ar kolonund 60 adet tepsi bulunmakta ve 350 Nm³/h' lik dizayn üretimini elde edebilmek için reflux oranı 45' dur. Dizayn üretimi % 2 O₂ içermektedir. Ar transfer bölgesinde % 90 O₂ bulunmaktadır.

$$\text{Sıvı akışı} = 45 \cdot 350 = 15750 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$\text{Gaz akışı} = 15750 + 350 = 16100 \text{ Nm}^3/\text{h} \text{ (Gaz akışı} = \text{ham Ar} + \text{sıvı akışı)}$$

$$\text{Kondenzasyon arttırılırsa sıvı akışı} = 16100 \text{ Nm}^3/\text{h} \text{ ve}$$

$$\text{Reflux oranı} = 16100 / 350 = 46$$

$$\text{Gaz akışı} = 16100 + 350 = 16450 \text{ Nm}^3/\text{h} \text{ olur.}$$

Eğer ham Ar üretimini 100 Nm³/h' e düşürürsek,

$$\text{Reflux oranı} = 15750 / 100 = 157,5$$

$$\text{Gaz akışı} = 100 + 15750 = 15850 \text{ Nm}^3/\text{h} \text{ olur.}$$

Reflux oranları pratik olarak aynı olduğundan dolayı tüm değişimler O₂ içeriğindeki aynı azalmayı verir.

Şuanda bir çok hava ayrıştırma tesisi son teknoloji olarak kondenser evaporasyon akışı ile ham argonun kontrol edilmesi prensibine göre çalışmaktadır. Buharlaşan akışın kontrolü daha rahat ölçülebildiği ve kontrolünün daha rahat olduğu (FIC) için tercih edilmektedir.

Evaporasyon akışı direkt olarak kondenzasyon akışına uymaktadır. Bu nedenle reflux oranının direk kontrolüdür. Bu tipteki kontrol kullanılarak argon kolonu sıvı seviyesi ve iç basıncı sabit tutulabilir. Akış seti yükseltildiğinde, N₂ un ABK'dan ham argon kolonuna girmesi mümkün olabilir. Bu durumda Ar transferdeki O₂ içeriği yükseltilebilir. Diğer bir deyişle akış yükseltirse ve kararlı olursa, ardından ham Ar akışı arttırılabilir (eğer safiyet iyileşmişse). Bu tip kontrol için kullanılacak ekipman daha pahalıdır. Ekipmanda ilave bir orifis plakası ile birlikte FIC gerekmektedir. Bu, kolon üzerindeki basınç düşüşü ile (PDIC) birlikte evaporasyon akışının kontrolüdür. Akış ölçümü değerlerini kaydeder. Basınç düşüşü küçük bir değerde ise (yaklaşık 40 mbar), kaliteli kontrolöre ihtiyaç duyulur. Yani bu sistem ile hem FIC hemde PID kontrol uygulaması gerçekleştirilebilmektedir (Anonim, 2007a).

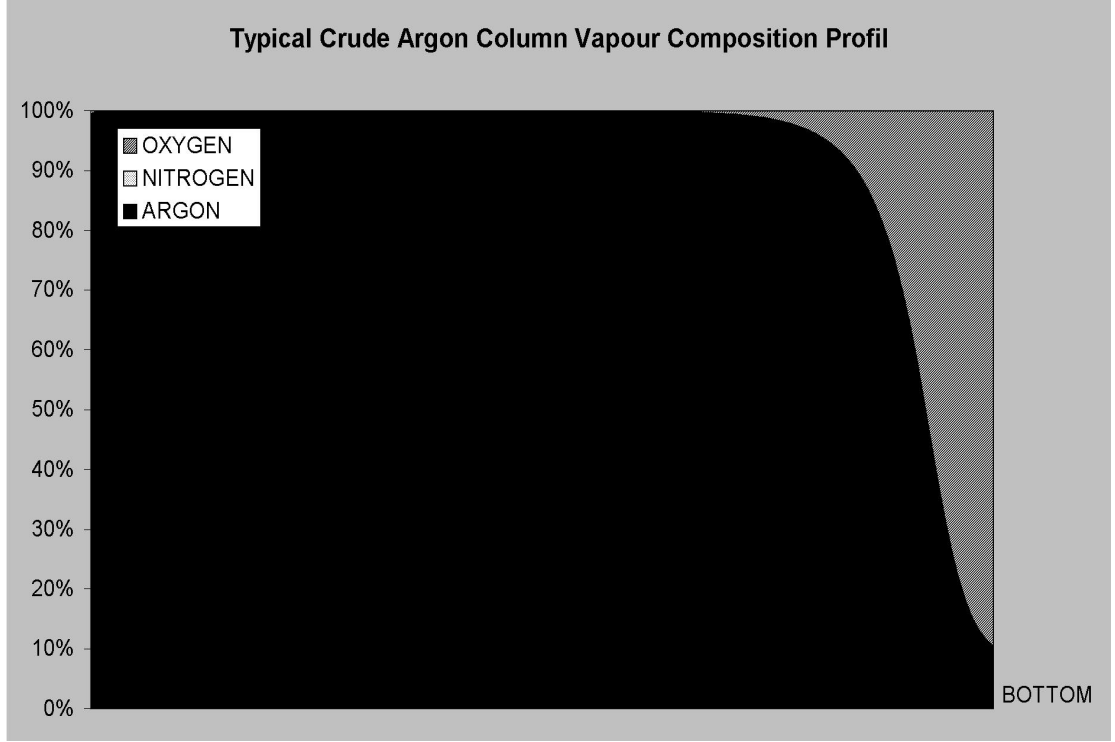
Teorik olarak kolonda çok sayıda tepsiye gereksinim olmasına karşılık, yapısal

dolgu ile yan yana gelen iki kolona bölmek gerekmektedir. İkinci kolonun tepesinde içerisinde RL bulunan bir kondenser yer alır. Buradan O₂' siz Ar elde edilir. Burası birinci kolondan gelen gaz ile beslenir. Birinci kolon ise ikinci kolonun altından alınıp pompa ile basılan reflux ile beslenir.

Bu kolon parçalarına çok büyük hacimlerde sıvı akışı (örnek olarak 7. HAT 900 Nm³/h, 6. HAT 600 Nm³/h LAr) olur. Bunu başlatmak çok uzun zaman alır (1-2 gün). Çünkü çok sayıda Ar molekülü ABK'da kütleli olarak biriktirilerek çekilmelidir. Yani YBK'daki Argon oranı içerisinde %90-92 oksijen ihtiva edinceye kadar beklenmelidir. Argon üretim prosesi çok zahmetli çok zordur.

Ar, HAT' ta üretilen ürünler içerisinde en pahalısı (ürün birim maliyeti en yüksek) olduğundan mümkün olduğunca çok üretilmesi (çekilmesi) amaçlanmaktadır. Bu, Ar içerisinde çok fazla N₂ kalana kadar kondensin arttırılmasıyla denenebilir. Fakat öncelikle double kolonun kararlı çalışması ve doğru kompozisyona sahip olması gerekir. Kirli N₂ içerisindeki Ar kaybını azaltmak için YBK' nın ABK' ya mümkün olan maksimum reflux' ı sağlaması gerekir. YBK' dan reflux çıkışı, O₂ içeriği belirli safiyete yaklaşmaya başlayıncaya kadar (örneğin 1 ppm O₂ : Kolonun alt kısmındaki analiz noktasında görülebilir) arttırılmalıdır. Ar konsantrasyonu belirli ise limitlendirilebilir ve ölçülebilir (Anonim, 2007a).

Şekil 3.109.'da tipik bir ham argon kolonu içerisindeki oksijen,azot ve argon ürün dağılımını göstermektedir.



Şekil 3.109. Ham Argon kolonundaki gaz dağılım profili

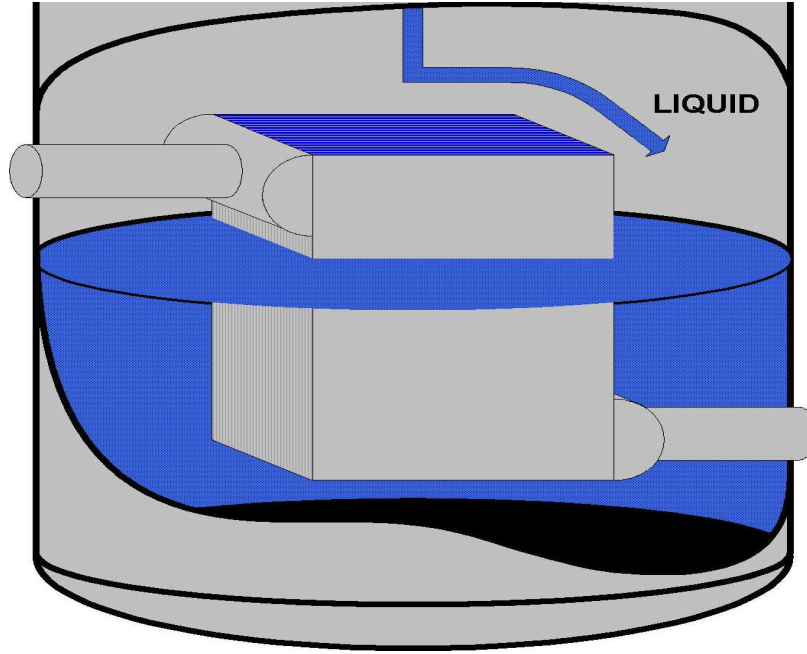
Argon ve oksijenin damıtma edilmesi çok zordur. Fakat argon ile azotun damıtma edilmesi daha kolaydır. Bunun sebebi olarak oksijen, azot ve argonun kaynama noktalarından kaynaklanmaktadır. Azot ve argon ham argon kolonun üst bölgesinde toplanırken oksijen distilasyon kolonun en altında toplanmaktadır. Bunu gerçekleştirmek oldukça zordur. Bu neden ile ham argon kolondaki reflux oranı çok yüksektir. Her zaman gaz argon ham argon kolonunda yer alan kondenserden geçerek yoğunlaşıp tekrar kolona dökülmesi ile reflux yapılması ile argon saflaşmaya başlar. Eğer ham argon kolonundaki azot oranı yükselmeye başlar ise burada bulunan kondenser çok zor çalışmaya başlar. Reflux debisinde, kolon basınçlarında, ABK'dan alınan noktada – yönde sıcaklık yükselmesi yaşanır ise ve en önemlisi %O₂ oranı %88'in altına inmeye başlıyorsa ve bilin ki kolona azot karışmıştır. Azot karışmasının sonucunda kolonda bulunan kondenser tıkanabilir. Bunun sonucunda kolon reflux işlemini gerçekleştiremeyerek argon üretimini durdurmak zorunda kalınabilir. Eğer sıcaklık – yönde yükselirse ham argon kondenserindeki sıvı hava buharlaşarak yoğunlaşmaya ve kondenserdeki yoğunlaşmayı durdurarak sistemin çalışmasına engel olmaya başlayacaktır (Anonim, 2007a).

ABK'dan alınan GAN tesisin konstrüksiyon ve dizayn hesaplarına uygun miktarda alınmalıdır. En tepe kısmın rektifikasyon kapasitesini mümkün olan en yüksek şekilde kullanmak için ve bu sebeple kirli N₂' nin O₂ ve Ar kayıplarını azaltmak açısından bu basamak çok önemlidir. Daha fazla GAN' in anlamı; materyal dengesine uygun daha az kirli N₂ akışıdır. Kirli N₂ içindeki O₂ akışı yükselir, fakat akış azalır. Bununla birlikte O₂ akışı (O₂ akışı = % O₂ . kirli N₂ akışı) düşer.

Sonuç olarak Ar transferi, doğru O₂ içeriği için uygun seçilmelidir. Buda ABK iç safiyetinin düzgün bir şekilde olması anlamına gelmektedir. Ar transfer içerisindeki O₂ içeriği, artan GOX çıkışına doğru azaldığında, Ar ve N₂ kolon içerisinde aşağıya doğru ilerler ve transfer bölgesinde artar. Bunun sonucunda dipte bulunan LOX içerisinde kirletici miktarı çok artar diğer taraftan tepedeki tüm GAN ve kirli N₂ daha saf olur. Kirli N₂ ile birlikte daha az O₂ ve Ar kaybı olur. Ar transferdeki O₂ içeriği artarsa, Ar ve N₂ kolon içerisinde yukarıya tırmanır ve transfer bölgesinde azalır.

Tepedeki O₂ içeriği arttığında daha fazla O₂ ve Ar kaybolduğunda (kirli N₂ ile birlikte), dipteki LOX safiyeti daha iyi olur. (Air Separation Technique Course Information Document) Ar transferi doğru seçildiğinde (set edildiğinde), dipte doğru O₂ safiyeti sağlanabilir (% 99,7). Normalde Ar transferde % 90 O₂ , % 9,9 Ar ve % 0,1 N₂' dir (Anonim, 2007a).

Eğer burada çok fazla N₂ olursa, transferdeki daha yüksek O₂ içeriği ile birlikte test edilebilir. Bu konsantrasyonda N₂' nin sürekli analizi için bir aparat bulunmamaktadır. Bu yüzden farklı O₂ konsantrasyonları (ham Ar kolonunun başa çıkabileceği değerler) ile birlikte test edilmelidir.



Şekil 3.110. Ham Argon Kolonunda yer alan kondenser

Şekil 3.110.'da ham argon kolonunda yer alan kondenser tipindeki en önemli risk faktörü kuru buharlaşma sağlanmasıdır. Yani kondenser sıvı hava içerisinde tam olarak gömülü vaziyette olmadan içerisinde oksijen azargon karışımını geçirmek kondenserin dışında hidro krabon denilen sıvı hava içerisinde yer alan ve MS'lerde tutulamayarak sisteme kadar gelen patlayıcı maddeler bu yüzeyde birikerek ki bu oran ppm mertebelerindedir. Patlamalara neden olabilir.

Mümkün olan en fazla ham Ar'ı saflaştırabilmek için kondenzasyon mümkün olduğunca arttırılmalıdır. Kolon içerisindeki gaz akışı arttığı zaman, kolon içerisindeki tepsilerde oluşan sıvı miktarı yani PDI yükselir. Kolona daha fazla gaz emilir, içeriye kondens olması çok zor olan daha fazla N₂ girer ise yukarıda belirttiğimiz tıkanmalar yaşanmaması için sıcaklık, basınç ve debi değişimlerinin çok iyi takip edilmesi gerekmektedir (Radebaugh, 2003).

RL yaklaşık olarak -186°C ' de (0,45 barg) kaynar.

Ar -184°C ' de (0,3 barg) kaynar.

N₂ -194°C ' de (0,3 barg) kaynar.

Bunun da anlamı RL, Ar' ın 2⁰C altında, fakat N₂' nin 8⁰C üzerinde kaynar. Bu nedenle N₂'nin kondens olmasını sağlayamaz. Ham Ar kolonuna giren N₂' nin tamamına yakını tepedeki gaz çıkışından ham Ar ile birlikte çıkmalıdır.

Aşağıda örnek bir uygulama verilmektedir:

Ar transferde % 0,03 N₂ ve 3100 Nm³/h' lik gaz yükselmesi ile;

$$0,03 / 100 \cdot 3100 = 1 \text{ Nm}^3/\text{h N}_2$$

100 Nm³/h' lik ham Ar ile N₂ içeriği = 1 / 100 = % 1 olur.

Eğer transferde % 0,3 N₂ var ise kolondaki yükselme;

$$0,3 / 100 \cdot 3100 = 9,3 \text{ Nm}^3/\text{h ve ham Ar içindeki N}_2 \text{ içeriği } \% 9,3 \text{ olur.}$$

Sıcaklık azalmalarından dolayı, bu kondenser için zor olacaktır.

Kabaca hesapla;

$$0,093 \cdot (-194) + 0,907 \cdot (-184) = -184,9^0\text{C}$$

RL -186⁰C olduğundan, ΔT 2⁰C' den 1⁰C' ye düşecek ve sonuçta ısı transferi % 45 oranında azalacaktır (0,9 / 2 . 100)

Bu durumda kondenzasyon ve PDI azalır. Bu kararsız bir durumdur. Reflux oranını 31' e yükseltmek için kondenzasyon arttırılacak olunursa reflux 3100 olur ve gaz akışı da 3200 olur. Ardından N₂ akışı 0,3 / 100 . 3200 = 9,6 Nm³/h olur ve N₂ içeriği hala yüksektir.

Tüp kondenser içeriğinde çok fazla N₂ bulunacaktır ve bu N₂' nin tamamı ham Ar ile birlikte dışarı çıkamaz. Borular ağzına kadar N₂ ile dolar. Bu ısı eşanjör alanını tıkar, kondenzasyon azalır, gaz akışı düşer ve kolon damlamaya (sızmaya) başlar. Sonuç olarak gaz akışı o kadar azalır ki kolon çöker ve yaklaşık 6 saat süren bire süreci tekrar yeni baştan başlatmak gerekir.

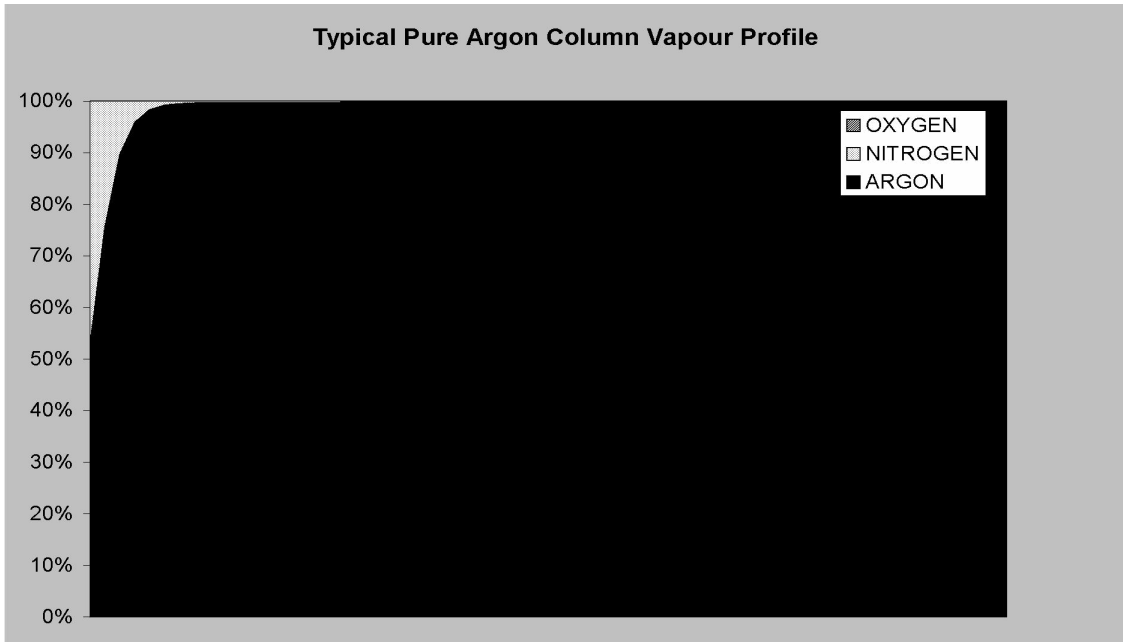
Blok kondenserli kolon ve daha yeni tesisler çok hassas değildir. N₂ blok kondenseri tamamen dolduramaz. Fakat işletilmesini kötüleştirebilir. Bu N₂ duyusu (sezgisi) olarak adlandırılır. Eğer kondenserde basınç yükselmesinden sonra PDI batarsa, seviyenin düşürülmesi gerekir. Bu yöntem kondenzasyonu ve N₂ emişini düşürür. PDI' yı düşürür ve tepedeki basınç yükselir, böylece N₂ kolondan dışarı atılabilir. Alternatif olarak Ar transferin O₂ içeriği arttırılmalıdır.

Özetle daha fazla ham Ar elde etmek için kondenser seviyesi bir dereceye kadar yükseltilmelidir. Kolondaki basınç düşüşü sıkı bir denetleme ile korunur. Yükselmeli ve uzun süre kararlı halde kalmalıdır. Bu durumda ham Ar safiyeti iyileşecek ve ham Ar

akış valfi (FIC) biraz daha fazla açılabilir. Bu durumda daha fazla ürün çıkmalıdır. Eğer çıkmazsa ham Ar basıncı (PI) çok düşer. Eğer kolonda çok fazla basınç düşüşü varsa bu gerçekleşebilir.

Eğer daha fazla ham Ar varsa ve kolon kararlıysa, N₂ duyusuna ulaşılan kadar kondenser seviyesi arttırılmalıdır. Bu noktada bütün işletme değerleri kaydedilir ve güvenli duruma geri dönülür. Ar transferdeki diğer konsantrasyonlar için bu prosedür tekrarlanır (Anonim, 2007a).

Saf Argon kolonu ham argon kolonunda oksijenden arındırılmış ve azot argon karışımının (Şekil 3.111) dan oluşmaktadır. Argon kolonun hem kaynatıcı hem de kondenserin tamamını içermektedir.



Şekil 3.111. Saf Argon Kolonu gaz dağılım profili

Saf argon kolonun içerisinde H₂ ve N₂ bulunan soğuk Ar sıvısı dipteki kaynatıcıya giderek oradaki saf LAr' ı kaynatarak kendisi kondens olur. Gazın basıncı LAr' ın basıncından yüksek olduğundan bu mümkündür. H₂ burada ayrıştırılır. H₂ kondens olamazken, N₂' nin çok az bir kısmı kondens olur. H₂ yükselerek tepeden bir vent vasıtası ile atmosfere atılarak sistemden uzaklaştırılır.

Kondens olmuş Ar gazı seviye valfi yoluyla kolonun merkezine gider ve oradan aşağıya doğru hareket ederek, dipten kaynatarak yükselen gazla karşılaşır. Bu sayede rektifikasyon elde edilmiş olur. Kaynamayı arttırmak için ilave bir kaynatıcı bulunur. Burada YBK' dan alınan GAN veya LR kullanılır. Neden bu sıvılar kullanılır denilirse, sahip olduğu basınç nedeniyle LAr' ı kaynatmak için yeterli sıcaklığa sahiptir. Bu GAN kondens olarak LIN' e dönüşür (Anonim, 2007a).

Saf Ar kolonunun asıl amacı; argon içerisinde yer alan N₂ 'yi uzaklaştırarak dipte saf LAr' ı elde etmektir. Bu nedenle kolonun alt kısmına büyük özen gösterilir. Dip kısmında N₂ içeriği yaklaşık 100 ppm' den 1 ppm' e düşer. LAr üretiminin 2,5-3 katı kadar geniş miktardaki buharlaşma (kaynatıcıdan gelen) ile birlikte bu gereklidir. Eğer bu buharlaşma içeriği çok fazla düşerse, dipte yer alan LAr içerisinde fazla N₂ oluşacaktır. Bu yüzden buharlaşan miktarının ölçümü olan kolon üzerindeki basınç farkı (PDI), yani tepsilerdeki sıvı ve gaz karışım miktarı önemlidir.

YBK' dan LIN ve GAN'ın alınması reflux kaybıdır. Bu nedenle yeni teknolojik tesislerde RL kullanılır. Kondens olabilmek için RL' nin basıncı mümkün olduğunca düşük olmalı ve kalangazın Ar içeriği yaklaşık % 75 'e yükseltilmeli veya kolon basıncı bir dereceye kadar arttırılmalıdır. böylece buharlaşmaya neden olarak argon içerisindeki azot gazının çıkmasına ve saf argon kolonun tepe noktasında toplanarak dışarıya atılması ile argonun saflaşması sağlanmaktadır (Anonim, 2007a).

Dışarıya atılan azot gazının içerisinde bir miktar argon bulunmaktadır. Bu büyük bir kayıp gibi görünebilir. Ancak ham Ar içerisindeki N₂ içeriği % 1 olduğunda bu oran çok değildir. Materyal dengesine bağlı olarak 100 Nm³/h' lik ham Ar' a karşılık, 1 Nm³/h N₂ olur.

Eğer tepe N₂' si içerisindeki Ar içeriği % 25 ise, N₂ içeriği % 75' tir.

Artık gaz akışı X olsun,

$$0,75 \cdot X = 1 \text{ Nm}^3/\text{h} \text{ ise } X = 1,33 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$\text{Ar akışı} = 0,25 \cdot 1,33 = 0,33 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Eğer Ar içeriği % 50 ise kayıp Ar 1 Nm³/h' ye yükselir.

Eğer ham Ar içerisindeki N₂ içeriği artarsa, saf Ar kolonundaki Ar kaybı artar.

Eğer N₂ içeriği = % 2 ise N₂ akışı = 2 Nm³/h olacaktır.

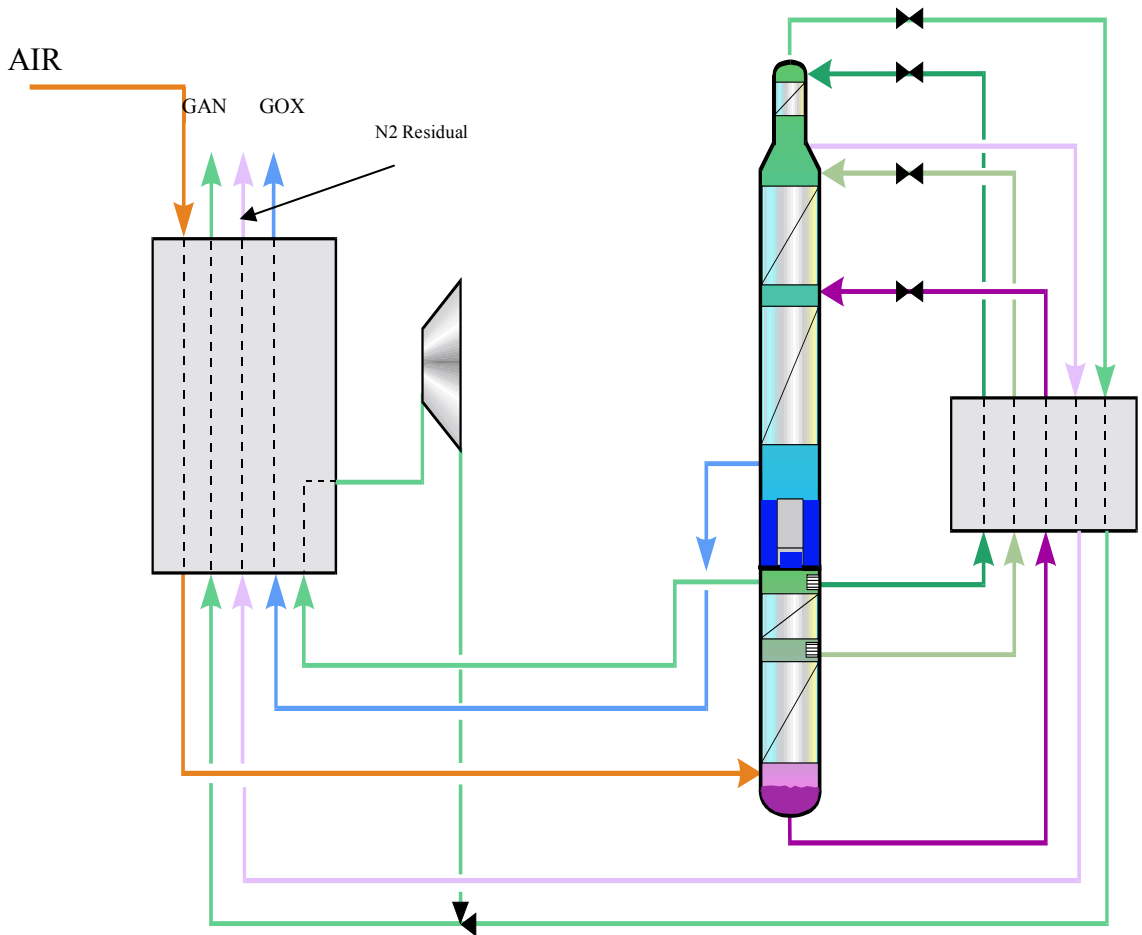
Tepede % 25' lik Ar ile birlikte, artık gaz akışı = 2 / 0,75 = 2,66 Nm³/h ve

$$\text{Ar kaybı} = 0,25 \cdot 2,66 = 0,66 \text{ Nm}^3/\text{h} \text{ olur.}$$

3.13 Mevcut Hava Ayrıştırma Tesis Dizaynları

3.13.1. Azot Genleşmeli çevrim

Bu tarz bir çevrim kolonunda sadece azot ve oksijen üretimi gerçekleştirilmektedir. Buradaki YBK'daki basınç 6 bardır. YBK üzerinde 6 bar basınçtaki sıvı azot azot genleştirme türbininde genleştirilmesi sonucunda basıncının 1 bar a ve sıcaklığının $-100\text{ }^{\circ}\text{C}$ 'den $-170\text{ }^{\circ}\text{C}$ 'ye düşürülmesi sonucunda daha fazla sıvı azot veya bunu depolama tanklarında depolamayacaksa eşanjörden geçirerek daha fazla gaz azot elde edilmesi ile çalışan bir sistemdir. Elde edilen gaz azot kolektörlere N_2 kompresörleri ile basınçlandırılarak gönderilir. Bu tarz tesis modeli Şekil 3.112. deki gibidir (Anonim, 2007a).

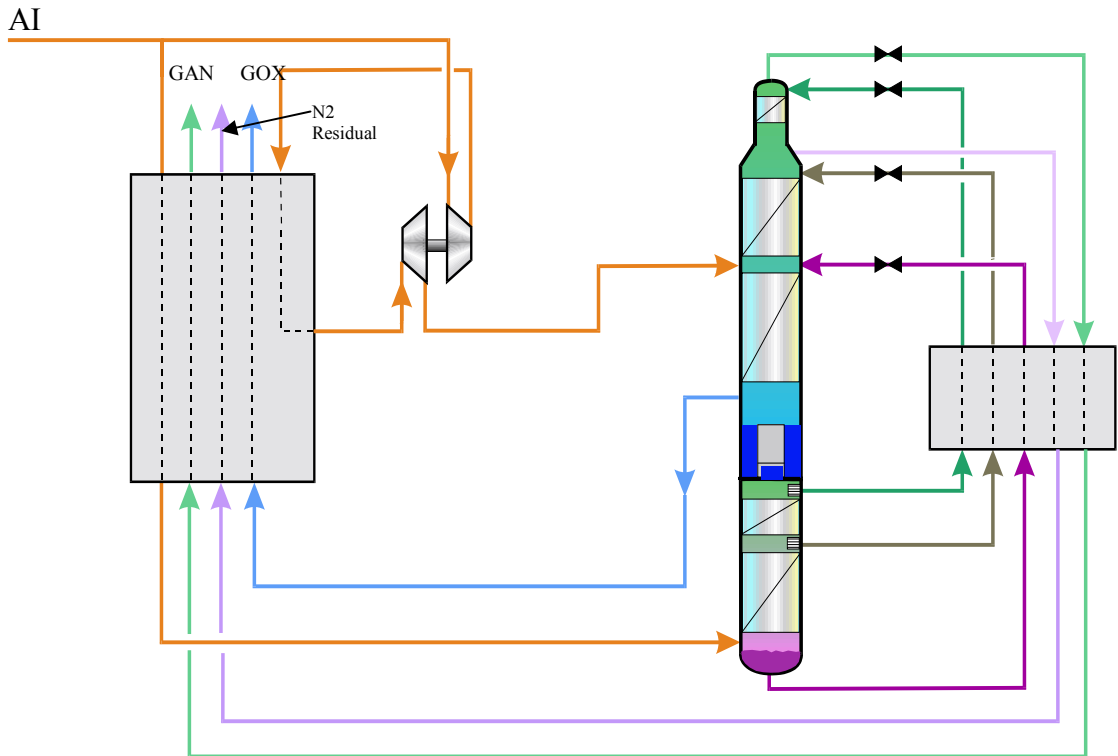


Şekil 3.112. Sıvı Azot / Gaz Azota yönelik çalışan üretim tesis modeli

3.13.2. Hava Genleşmeli Çevrim

Bu sistemde kompreör vasıtası ile 6 bara kadar basınçlandırılan hava MS'lerden geçirilerek havadaki hidrokarbonlarından ve nemden ayrıştırılır. Hava buradan turbo kompresörlere de, 6 bar basınçtaki havayı 10 bar basınca kadar çıkartır ardından bu basınçlandırma sonucu ısınan havayı tekrar ana ısı eşanjörüne göndermek sureti ile soğumasına yardımcı olur. Yine aynı kompresörün şaftına bağlı türbine gönderilerek Hava basıncının 10 bar basınçtan 1 bar basınca düşürülmesi sağlanarak sıcaklığın -100°C 'ye kadar düşürülmesi ile bir soğukluk elde edilir. Elde edilen soğukluk ABK'nun orta kısmından sisteme verilerek kolonun soğuması sağlanır (Anonim, 2007a).

Bu tarz proseslerde üretilen oksijen azot ve argon gaz olarak kompresörler vasıtası ile basınçlandırılarak kullanılmaktadır(Şekil 3.113.). Buda bu tarz hava ayrıştırma tesislerinde kompresör enerjisinden dolayı ek maliyet oluşturmaktadır. Genelde düşük kapasiteli üretim yapan tesislerde bu modelleme kullanılmaktadır (GOX 5000 m³/h, GAN 1500 m³/h).



Şekil 3.113. Düşük kapasiteli GOX,GAN'a yönelik çalışan üretim tesis modeli

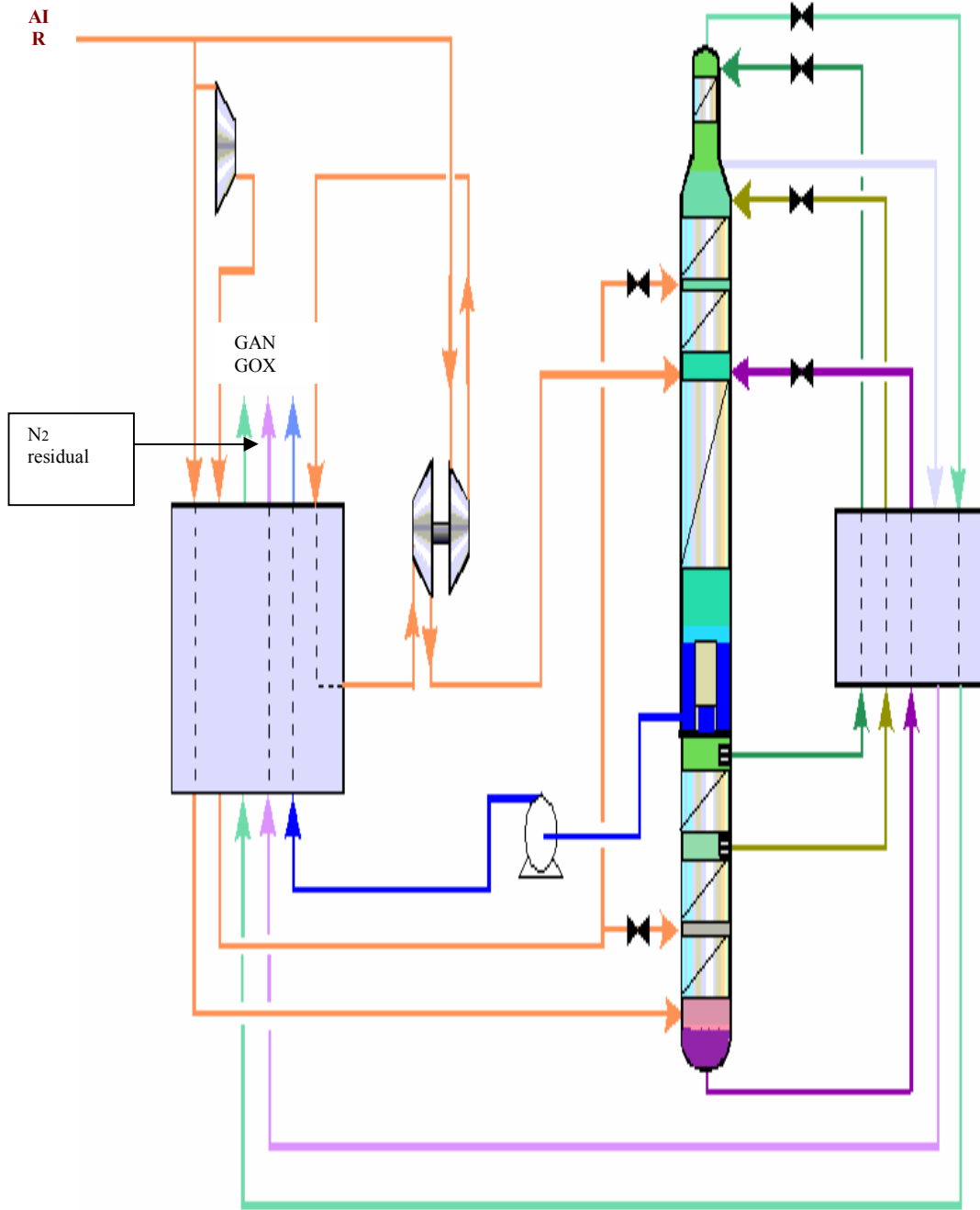
Sıvı pompa ile çalışan bu sistemlerde (Şekil 3.114.) en önemli üretim dizaynı reflux dır. Yani çevrimdir. Bu çevrim için çok miktarda sıvı üretimine ihtiyaç vardır. Sıvı üretimini ise türbinler gerçekleştirmektedir. Demek ki türbinlerin yüksek kapasiteli çalışması gerekmektedir. Böylece daha fazla sıvı elde edilerek iç çevrimler gerçekleştirilebilir (Anonim, 2007a).

Türbinlerde bu sıvının oluşturulabilmesi için yüksek basınçtan düşük basınca bir geçiş gerçekleştirmesi gerekir. Bu yüksek basıncıda ayrı bir booster hava kompresörü ile gerçekleştirir. Buradaki hava basıncı ürün olarak dışarı çıkacak olan sıvı oksijen basıncının 2.5 katı kadar olmalığı eşanjör dizayn edilebilip çalışabilin.

Bu tesislerde diğer bir risk faktöründe ABK' da yer alan buharlaştırıcının kuru olarak yani etrafında sıvı oksijen olmadan içerisinde gaz azot geçirilmesi dir. Burada evaporatör zengin sıvı oksijen içerisinde bulunmadığından veya bir kısmı sıvı dışında kaldığında içerisinde azot gazı geçtikçe sistem kuru olarak buharlama meydana getirmeye ve evaporatörün dış kısmında MS'lerde tutulamayarak gelen patlayıcı maddelerin oluşmasına neden olacaktır. Bu maddeler ppm mertebesinde birikmesi sonucunda tesisin havaya uçması kaçınılmaz olabilir. Bu hava ayrıştırma tesislerinde büyük bir risk teşkil etmektedir (Anonim, 2006e).

Sıvı Oksijen Pompası > 10 bar çalışması durumunda ;

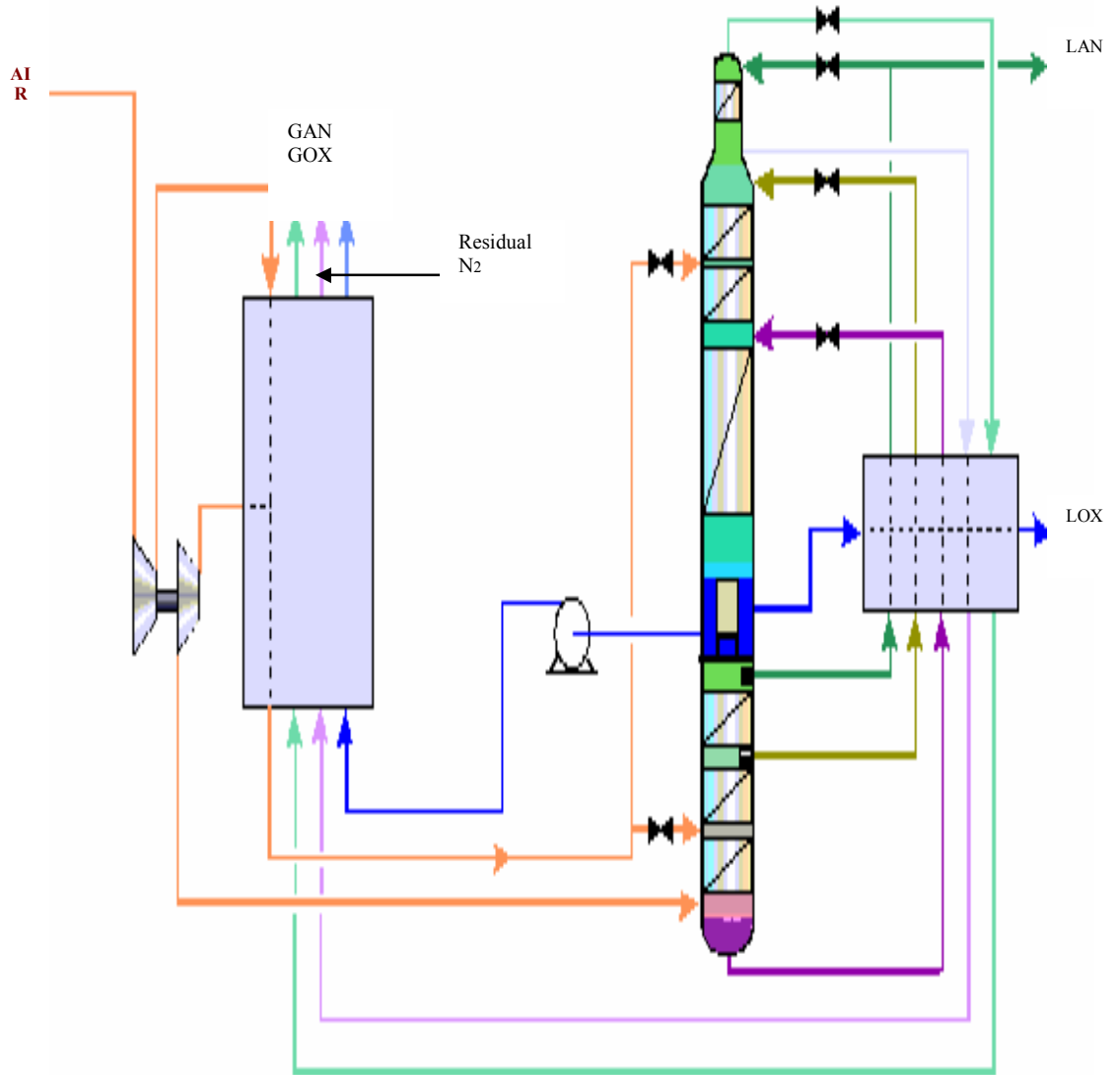
Hava ayrıştırma tesislerinde 10 bar üzerinde çalışan sıvı oksijen pompalarında 10 bar altındaki sisemler kadar hidrokarbon birikmesi çok tehlike arz etmez. Nedeni sistem içerisinde ABK'da yer alan sıvı oksijen sürekli olarak yüksek basınç ve debide sürkölle edildiği için patlama riski azalmaktadır. Şekil 3.115. te bu tarz sistemin genel işletme şeması görölmektedir.



Şekil 3.115. İçten basınçlandırılmalı sistem sıvı oksijen pompası >10 bar

İçten Basınçlandırılmalı Sistem Sıvı Oksijen Pompası > 10 bar,GOK « Grenier Offset Knees » durumunda;

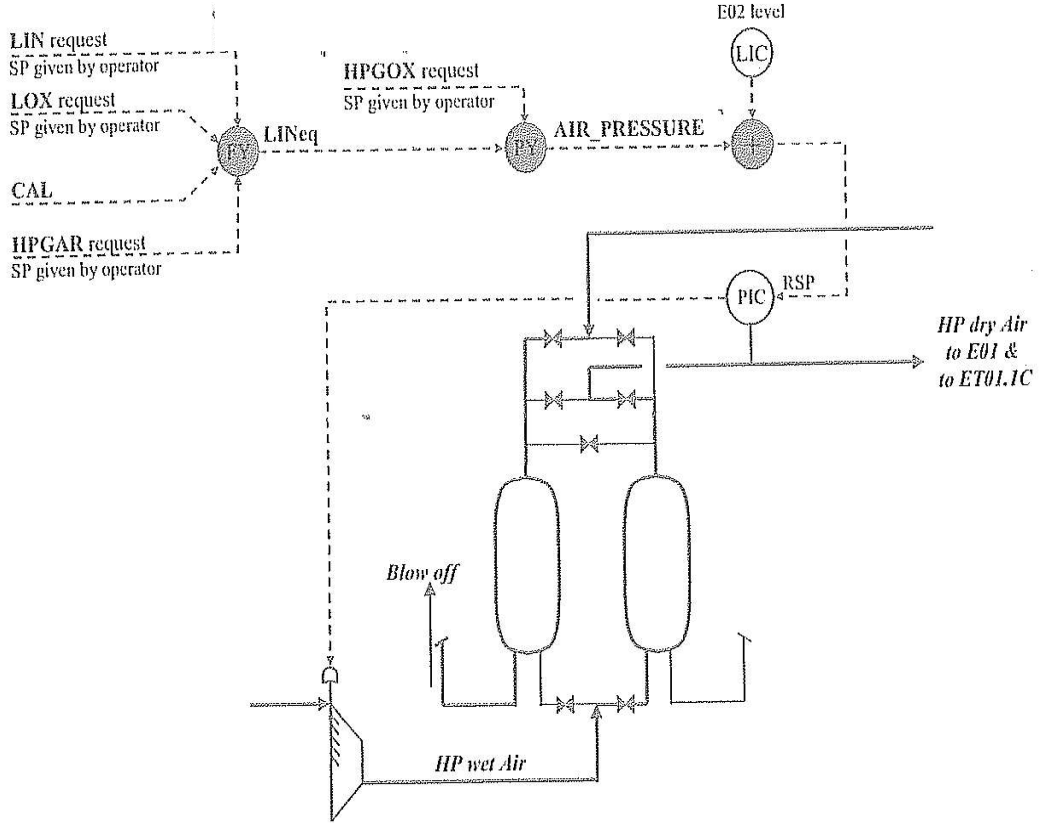
Bu tarz hava ayırıştırma tesisleri (Şekil 3.116.) son teknoloji olarak yüksek debi ve yüksek basınçtaki üretimler için dizayn edilmektedir. Bunun diğerlerinden ayrılan özelliği ikinci bir booster kompresörün olamamsıdır. Türbin şaftına bağlı booster kompresör olmasıdır. Yani bir tarafında genişleme yapılırken diğer tarafında basınçlandırma yapılmaktadır. Aynı tarz türbin ve booster dan ikişer adet vardır.Bu işlem iki defa tekrar edilerek oksijen üretim basıncının 2.5 katında basınç elde edilmektedir. Diğer iç prosesler aynıdır (Anonim, 2007a).



Şekil 3.116. İçten basınçlandırılmalı sistem Grenier Ofset Knees üretim tesis modeli

3.14. İsdemir 7. Hava Ayrıştırma Tesisi Basınç, Debi ve Seviye Kontrolleri

3.14.1 Kompresör Hava Basıncı



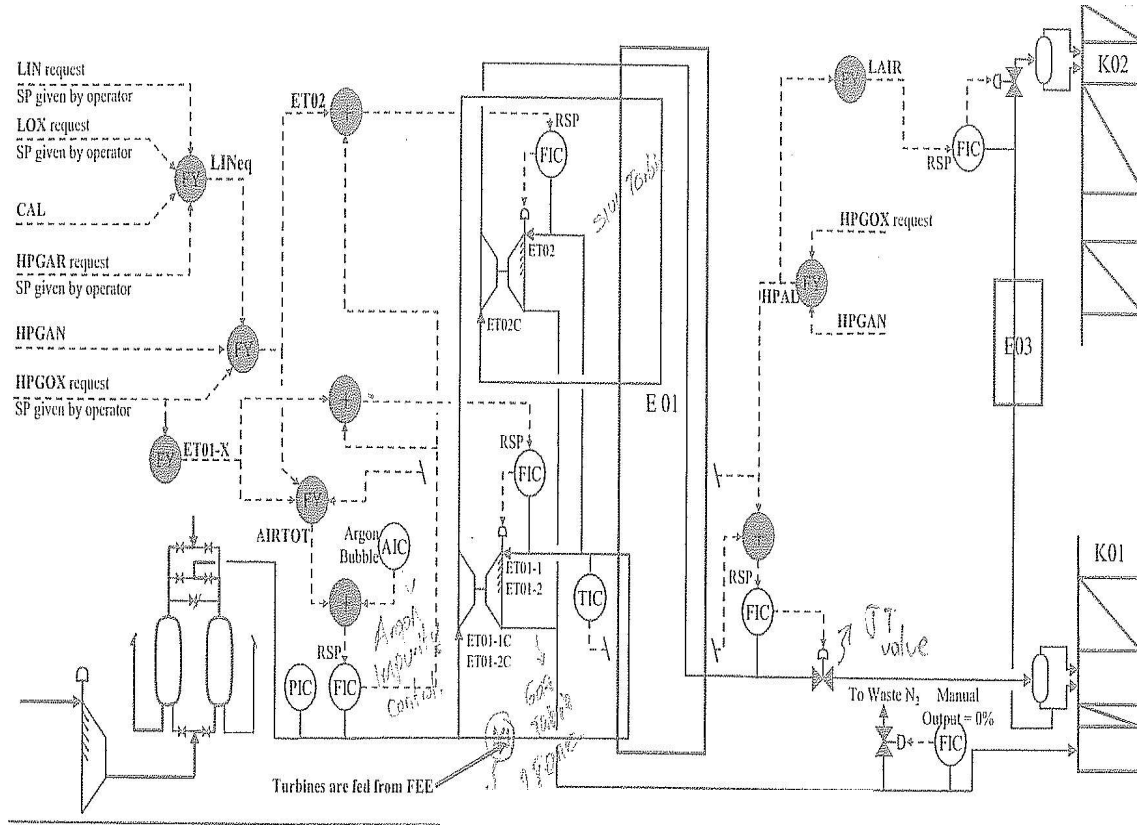
Şekil 3.117. Kompresör hava basıncı kontrol şeması

$$HAVABASINCI = \frac{18.402 + (0.017 \times HPGOX + 0.117 \times LINEq.)}{100} \quad (3.44.)$$

$$LINEq. = LIN + 1.07 \times LOX + 1.09 \times (0.995 \times CAL) \quad (3.45.)$$

Yukarıdaki Şekil 3.117. de 7.HAT bulunan ana hava kompresörünün basınç kontrol şeması yer almaktadır. Bu kompresör Simens marka olup Türkiyenin en büyük elektrik motoruna sahiptir.

3.14.2. Gaz Hava Akış Debisi



Şekil 3.118. Gaz hava akış debisi kontrol şeması

Sıcak Expander Debisi ; ET01-X

$$ET01 - X = 1.1236 \times HPGOX + 490 \quad (3.46.)$$

Soğuk Expander Debisi ; ET02

$$ET02 = (0.2524 \times HPGAN) + (1.6327 \times HPGOX) - (2.5532 \times LINeq.) + 4700 \quad (3.47.)$$

$$LINeq. = (LIN + 1.07) \times (LOX + 1.09) \times (0.995 \times CAL - HPGAR) \quad (3.48.)$$

Toplam Sıvı Hava Debisi ; HPAL

$$HPAL = (1.8400 \times HPGOX) + (0.2577 \times HPGAN) - 1280 \quad (3.49.)$$

Ayrıştırılan Havanın Toplam Debisi ; AIRTOTAL

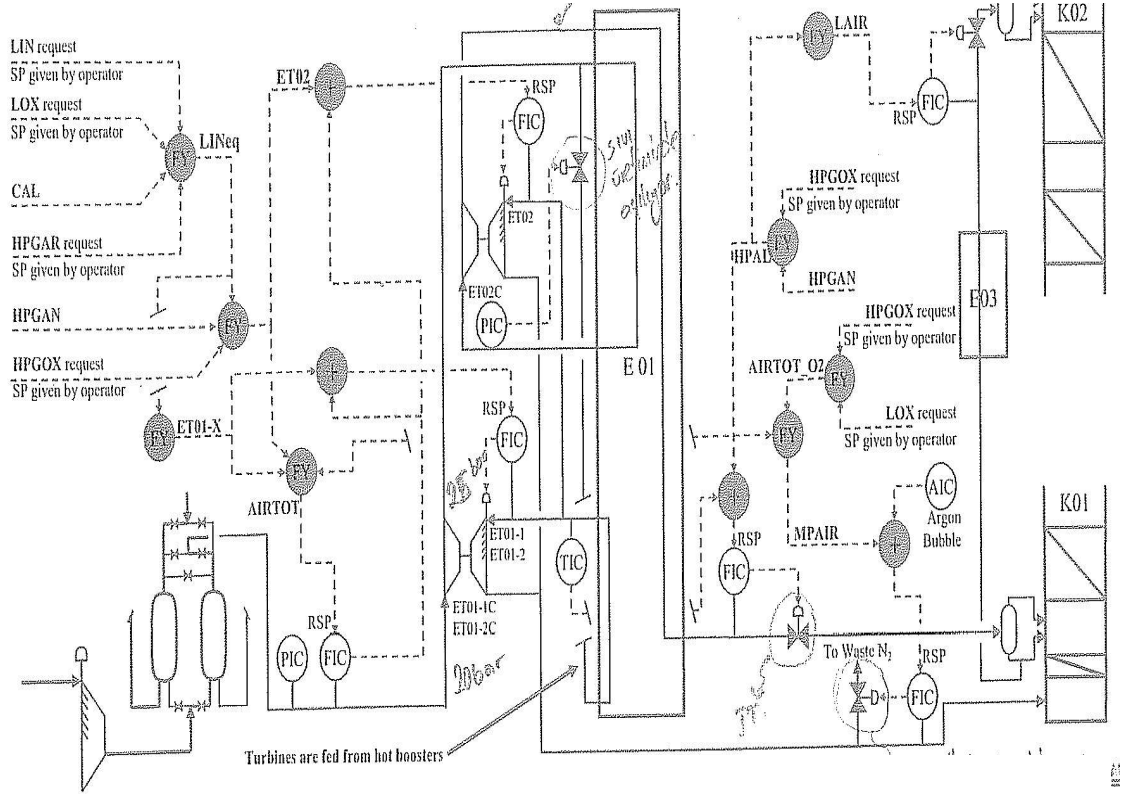
$$TOP.HAVA = ET01 - 1 + ET01 - 2 + ET02 + HPAL \quad (3.50.)$$

HP Kolondan LP Kolona gönderilen Sıvı Hava Debisi ; LAIR

$$SIVIHAHA = 0.352 \times HPAL + 8200 \quad (3.51.)$$

Şekil 3.118. de 7.HAT tesisinde ana hava kompresörünün ürettiği hava türbin ve eşanjörlerdeki kullanım miktarına yani çalışma rejimine göre (tesisin hangi üretim modunda çalıştığına göre) ayrılması ile ilgili kontrol şeması gösterilmektedir.

3.14.3. Sıvı Hava Akış Debisi



Şekil 3.119.Sıvı hava akış debisi kontrol şeması

Sıcak Expander Akış Debisi ; ET01-X

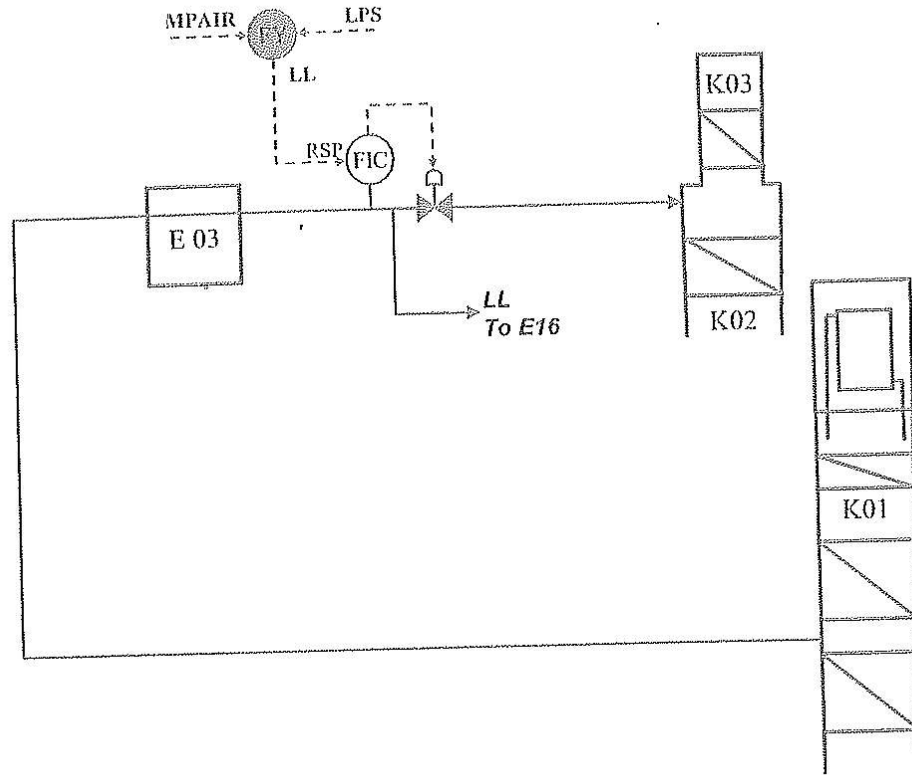
$$ET01-X = \frac{(10.7085 \times LINeq. + 14146)}{2} \quad (3.52.)$$

Gaz Havanın HP kolonuna KO1'e Giren Debisi ; MPAIR

$$MPHAVA = TOP.HAVA_O2 - HPAAL + 231 \quad (3.53.)$$

$$TOP.HAVA_O2 = 4.8201 \times (HPGOX + LOX) \quad (3.54.)$$

3.14.6. Yüksek Basınç Kolonundan Ham Argon Kolonu Kondenserine Giden Debi



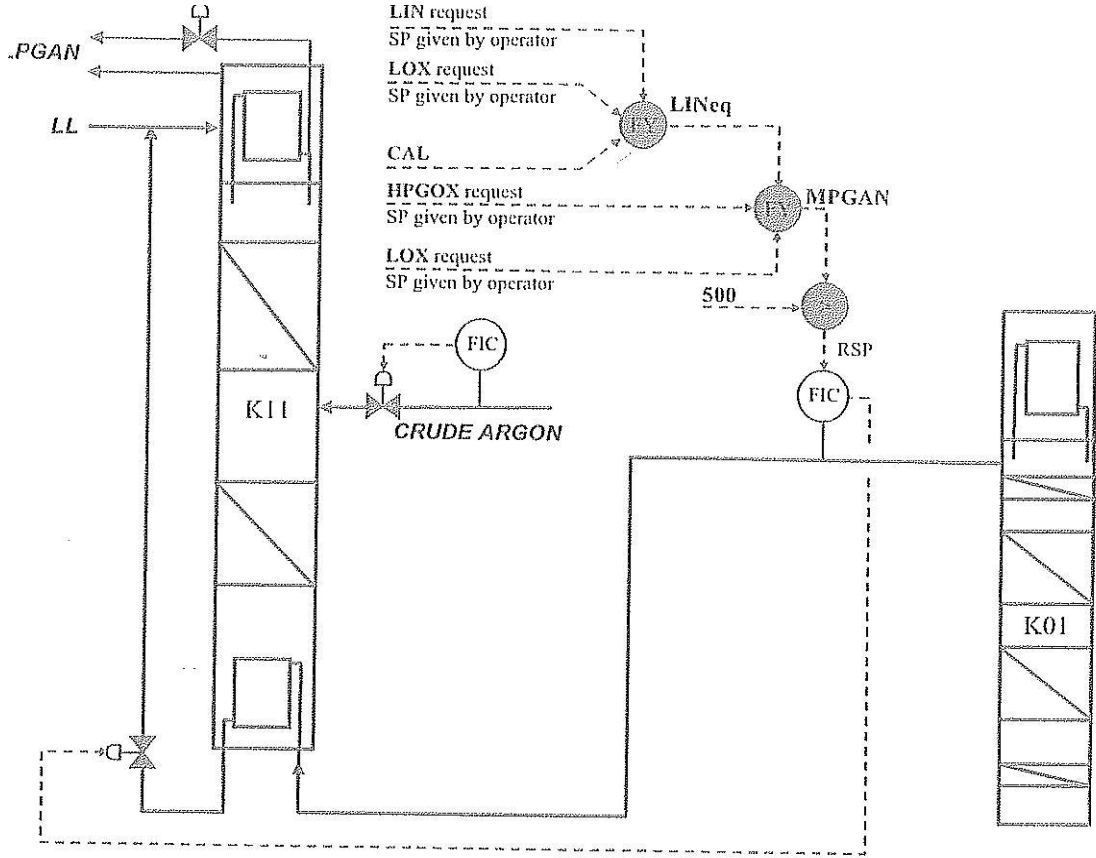
Şekil 3.122. HP kolon –Ham Argon kolonu kondenserine giden debi kontrol şeması

Yüksek Basınç Kolonundan Ham Argon Kolonu Kondenserine giden Debi ; LL

$$LL = 0.2656 \times MPHAVA - 1.4456 \times LPS + 16480 \quad (3.56.)$$

Şekil 3.122.'de Yüksek basınç kolondan ham argon kolnu kondenserine giden sıvı hava miktarının kontrol şeması gösterilmektedir. Buradaki sıvı hava kondenserin iç tarafından geçen azotça zengin gaz argonun sıvılaştırılması için kullanılmaktadır.

3.14.8. YBK'dan Alınan Saf Argon Kolonu Sıvı Azot Debisi



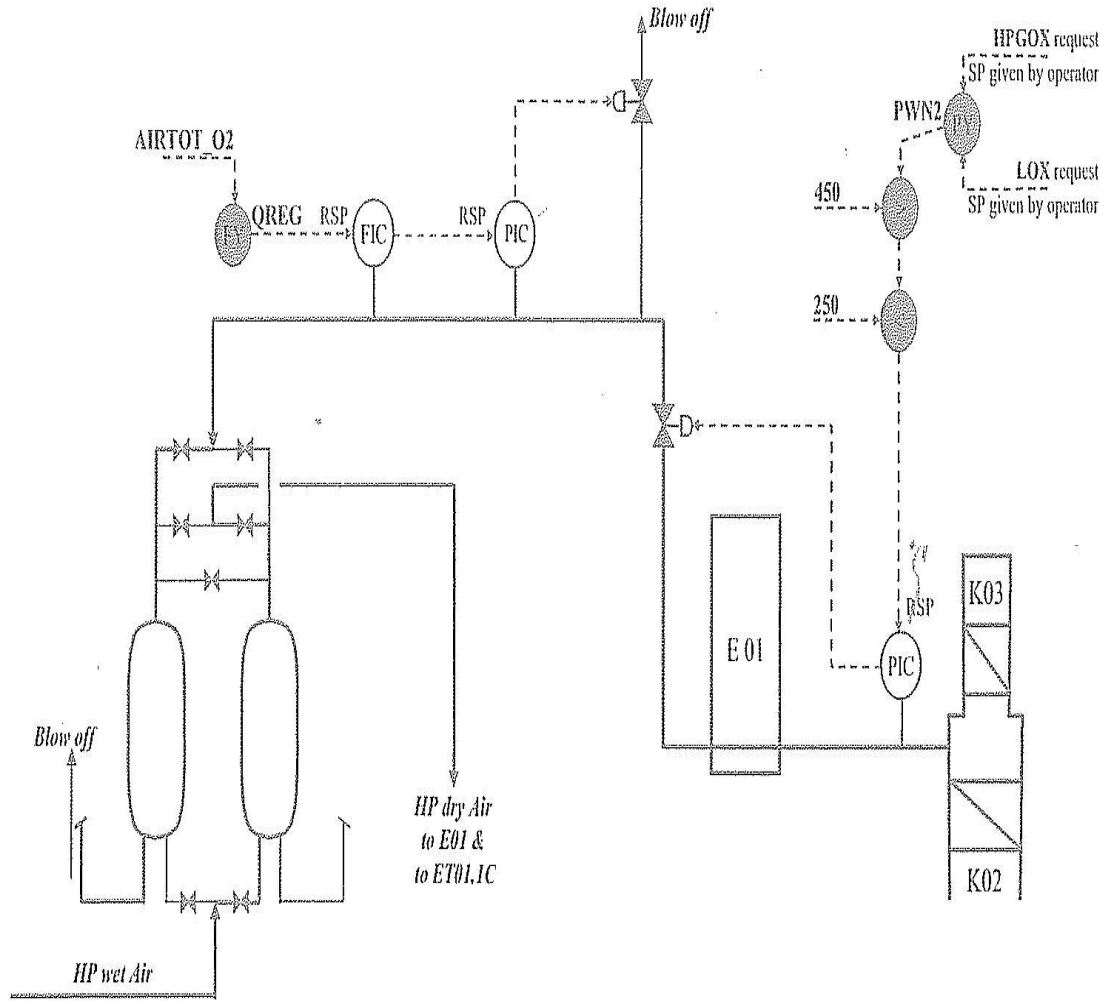
Şekil 3.124. HP kolondan alınan saf argon kolonu kondenslerinde kullanılan sıvı azot debisi kontrol şeması

Saf Argon Kolonuna Gelen Sıvı Azot Debisi ; MPGAN limit $500 \text{ m}^3/\text{h}$ dir.

$$MPGAN = \text{MAX}(500; 0.05 \times (HPGOX + LOX) - 0.021 \times LINEq. - 288) \quad (3.59.)$$

Şekil 3.124.'de gösterilen yüksek basınç kolonundan alınıp saf argon kolonu kondenslerinde kullanılan sıvı azot, burada meydana gelen saf argon içerisindeki patlayıcı maddeleri ve azotu buharlaştırarak sistemden uzaklaştırmada kullanılmaktadır. Bu işlemde tamamen sıvı argon ile sıvı azot arasındaki kaynama sıcaklıkları farkından yararlanarak gerçekleştirilmektedir.

3.14.9. Kirli Azot Debisi ve Basıncı



Şekil 3.125. Kirli azot debisi ve basıncı kontrol şeması

Kirli Azot Basıncı ; PWN2 limiti 250 mbars ile 450 mbar arasındadır.

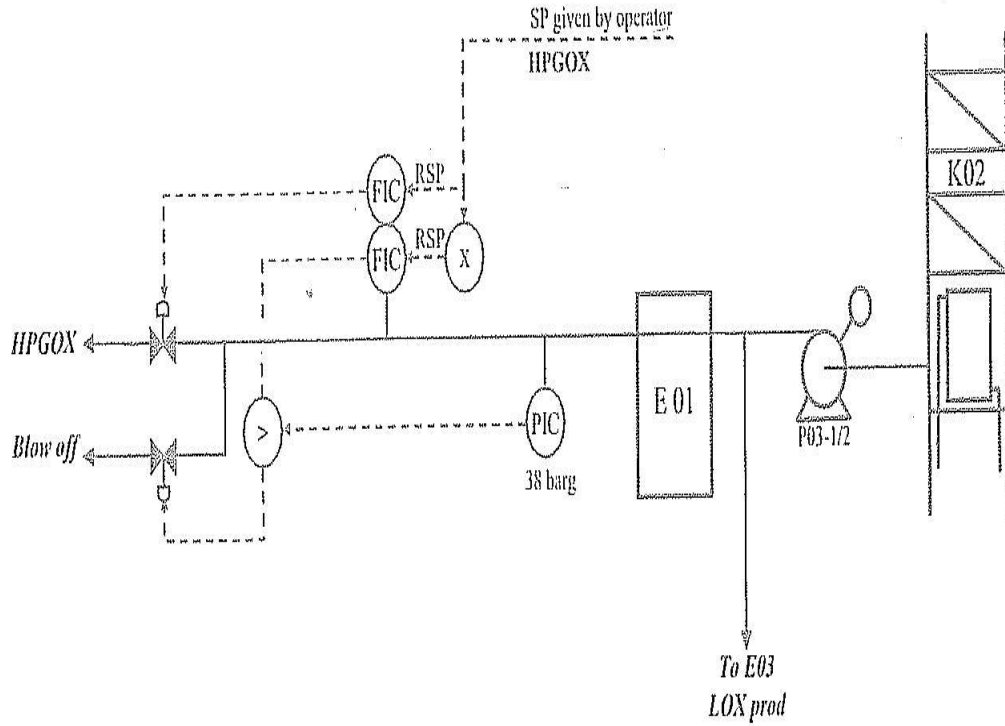
$$PWN2 = \text{MIN}(250; \text{MAX} \times (450; 0.0116 \times (\text{HPGOX} + \text{LOX}))) + 70 \quad (3.60.)$$

Kirli Azot Debisi ; QREG

$$QREG = 0.23681227 \times \text{TOP.HAVA_O2} \quad (3.61.)$$

7.HAT'de sistemde düşük basınç kolonun en üst noktasında meydana gelen içerisinde %1 ile %5 oksijen arasında değişen kirli azot sistemden atılmıyarak MS'lerde rejenarasyon için kullanılmaktadır. Sistemden atılması gereken bu miktar şekil 3.125.'de görüldüğü gibidir. Burada önemli olan burada kullanılacak debi miktarı ve basınç oranıdır. Çünkü bu direkt olarak düşük basınç kolonuna etki etmektedir.

3.14.10. Yüksek Basıncı Gaz Oksijen Üretimi



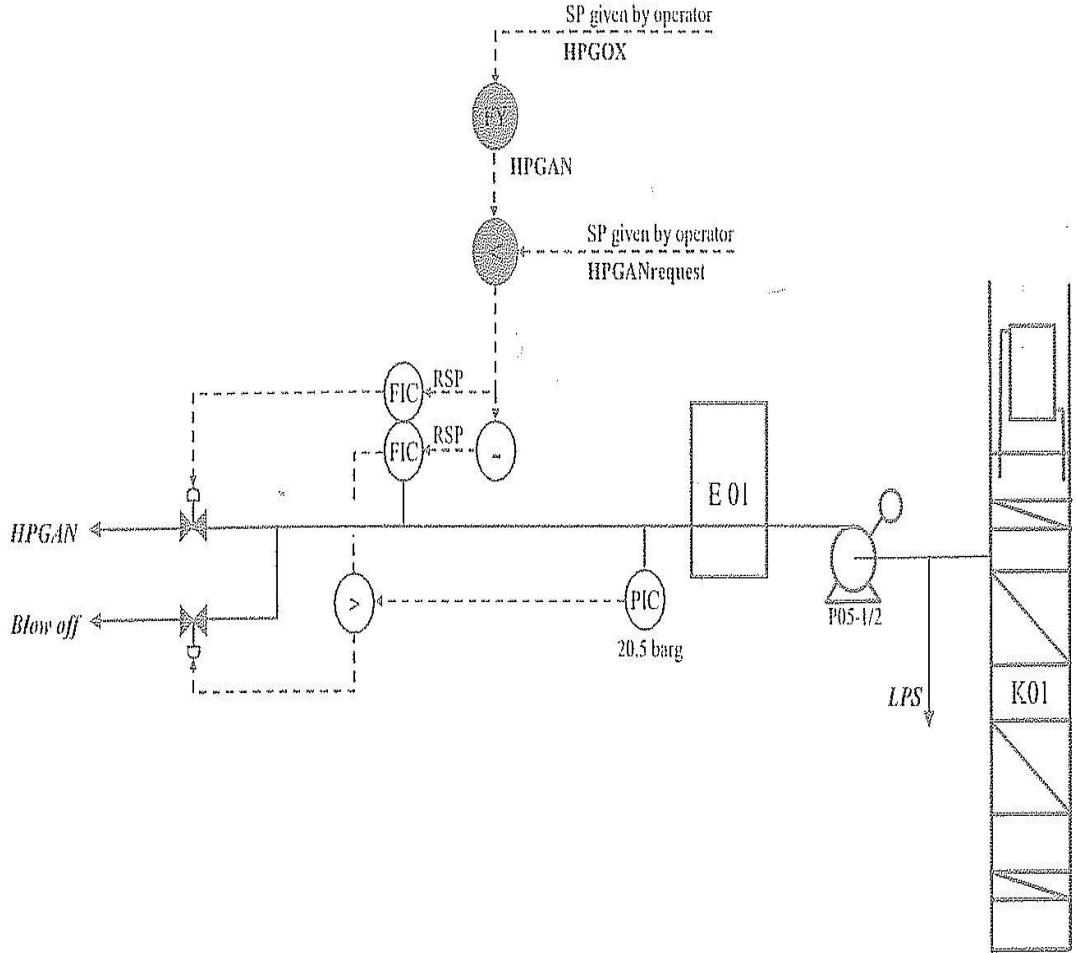
Şekil 3.126. Yüksek basınçlı oksijen debisi kontrol şeması

Yüksek Basıncı Gaz Oksijen Debisi ; HPGOX (max. 38 bar basınca kadarki sistemler için)

$$HPGOX = 0.95 \times ATMSFERSETDEĞ. \quad (3.62.)$$

Üretim hattına verilebilecek gaz oksijen miktarını hesaplamda Şekil 3.126.'da bulunan şemadan yararlanılmaktadır. Burada en önemli şey gazlaşma için ana eşanjöre gönderilen sıvı oksijen miktarıdır. Bu orana göre eşanjörde soğuma gerçekleşir. Eşanjörün soğumsu demek daha fazla soğuk havanın türbinlerde sıvılaştırılması ve daha çok sıvı havanın kolonlara gönderilmesi demektir. Kolonlardaki sıvı miktarlarının artmasında daha fazla sıvı oksijenin gazlaştırılarak sisteme verilmesi anlamına gelmektedir.

3.14.11. Yüksek Basıncı Gaz Azot Üretimi



Şekil 3.127. Yüksek basınçlı gaz azot debisi kontrol şeması

Yüksek Basıncı Gaz Azot Debisi ; HPGAN normal çalışma basıncı 20.5 bar da.

$$HPGAN = 0.943 \times HPGOX - 11500 \quad (3.63.)$$

Şekil 3.127.'de yer alan yüksek basınç gaz azot debisinde sistem için gerekli sıvı havanın sağlanması amacı ile eşanjörün soğumasına ve giren sıvı hava miktarının artmasına neden olarak üretilen sıvı azot miktarının artırılmasını sağlamaktadır. Bu nedendirki sistemde gazlaştırılan sıvı oksijen, azot ve argon miktarları çok önemlidir.

4. ARAŞTIRMA BULGULARI VE TARTIŞMA

Hava ayırıştırma tesislerindeki teknolojileri karşılaştırmak gerekirse, external ve internal sıkıştırma yöntemlerine göre, işletmenin istek ve tabiki en önemlisi maliyetine bağlı olarak çeşitlilik göstermektedir.

Internal tip sıkıştırma ile çalışan bir sistemin yatırım maliyeti düşük iken external tipte çalışanınki yüksektir. Güç tüketimlerine bakılacak olursa external tip sıkıştırma ile çalışan bir sistem internal'a göre daha düşük güç tüketimi ile çalışabilir ancak burada kapasiteler devreye girmektedir. Şayet güç tüketimi düşük external bir tesis seçecek olursak bu seferde üretien oksijen miktarı az çıkmaktadır. Bakım ve yedek parçaları external tip dizaynda pahalıdır. Yine oksijen ile çalışma basıncı internal tip dizayna göre çok çok küçüktür. Aynı zamanda external tip dizaynlarda büyük kompresörler kullanıldığından buradaki işletme esnekliği internal tarz dizayn kadar değildir. Internal tarzda sıvı pompalar kullanıldığından pompa basınçları değiştirilerek işletme esnekliği sağlanabilmektedir. Çizelge 4.1.'de external sıkıştırma ve internal sıkıştırma arasındaki farkı görülmektedir. Yine en önemli girdilerden biriside personel sayısıdır. Internal tarz bir tesiste vardiyede sadece iki (2) kişi çalışırken external tarzda ise vardiyede sekiz (8) kişi çalışmaktadır.

Çizelge 4.1. External ve internal sıkıştırma sistemlerinin karşılaştırması

	External Sıkıştırma	Internal Sıkıştırma
Yatırım Maliyeti	Yüksek	Düşük
Güç Tüketimi	Düşük	Kabul Edilebilir
Kullanılabilirliği	Kabul Edilebilir	Yüksek
Max. Oksijen Basıncı	70 bar	200 bar
Bakım ve Yedek Parça	Pahalı	makul
Esneklik	Kabul Edilebilir	Yüksek
Yük (kapasite) Seviyesi	Küçük	Yüksek

Internal ve External tarz tesislere en iyi örnek İsdemirde yer alan mevcut eski Rus tesisleri (External) ile yeni teknoloji 6.HAT ve 7.HAT (Internal) gösterilebilir. Bu tesisler arasındaki bariz farkı anlatabilmek için bir karşılaştırma yapmak gerekirse;

Artan oksijen, azot, argon gazı ihtiyaçlarını karşılamak, aynı zamanda üretim maliyetlerini düşürmek üzere 6 ve 7 nolu hava ayırıştırma tesisi kurulmuştur. Yatırım 6. tesis için Ocak 2004'de başlamış, ilk üretim ise Şubat 2006'da, 7 tesis için Ocak 2006 da başlanmış, ilk üretim Haziran 2008 de alınmıştır. Bu iki tesiste Fransız AIR LIQUIDE firması tarafından yapılarak, 50 ve 55 milyon dolar'a mal olmuşlardır.

5 Bloktan oluşan mevcut rus tesisimiz saatte 18.000 m³ oksijen ve 6.000 m³ azot gazı üretmek için saatte 17.500 Kwh elektrik enerjisi tüketmektedir.

1 Bloktan oluşan bu yeni tesisler ise 6.HAT için saatte 18.000 m³ oksijen, 12.000 m³ azot ve buna ilaveten 600 m³ argon gazı üretilirken 13.500 Kwh. lik bir elektrik enerjisi ,7.HAT için saatte 26.500 m³ oksijen, 25.000 m³ azot ve buna ilaveten 900 m³ argon gazı üretilirken 21.500 Kwh. lik bir elektrik enerjisi tüketmektedirler.

Bir başka ifade ile yeni tesislerimiz ürettiği gazların maliyeti %41 daha ucuzdur.

Yapılan test ve çalışmalar sonucunda 6 no'lu hava ayırıştırma tesisinde oksijen,azot ve argon üretimi sırasında kompresör, türbin ve eşanjörlerdeki debi , sıcaklık ve basınçların değişimine göre farklılıkları ortaya konularak incelenmiştir. Bu amaçla 6. HAT'nin sistemini Ek 3'de yer alan 6. HAT İşletme proses şeması göz önüne alınarak anlatılmak gerekirse;

Endüstriyel gaz diye tanımladığımız oksijen, azot ve argon gazı atmosferden alınan saatte 92.500 m³ havanın kompresör ile basınçlandırılıp, soğutulması ve damıtılması ile elde edilir.

Atmosferden emilen hava, kompresör ile basınçlandırılır. Sonra Spray Cooler ve Evaporatör Cooler da hava soğutulur. İçindeki nem, karbondioksit ve hidrokarbonlar Molesieve de tutulur. Hava 50.000 devir/dak. Hızla dönen Genleşme Türbinlerinde elde edilen -173 °C lik soğukluk ile hava sıvılaştırılır. Sıvılaştırılmış olan havanın içindeki oksijen, azot ve argon gazlarının kaynama noktalarının ve yoğunluklarının farklı olmasından yararlanılarak Cold-Box diye tarif ettiğimiz Damıtma Kolonlarında sıvı oksijen, sıvı azot ve sıvı argon elde edilir. Cold-Box ta kaynama noktalarının ve yoğunluklarının farklı olmasından yararlanılarak elde edilen sıvı oksijen, sıvı azot ve

sıvı argon proses pompası dediğimiz sistem pompaları ile çeşitli basınçlarda basınçlandırılır. Basınçlandırdığımız sıvı oksijen, sıvı azot ve sıvı argonun bir kısmı Ana Isı Değiştiricisi diye tabir ettiğimiz ısı değiştiricisine gönderilir. Buraya gelen çeşitli basınçlarda sıvı oksijen, sıvı azot ve sıvı argon buradan çıktığında gaz hale dönüşür. Gaz haline dönüştüremediğimiz ihtiyaç fazlası sıvı haldeki oksijen, azot ve argon depolama tanklarına gönderilir. Sistemde kullanılan havayı ve buradaki tüm çalışan makinaların soğutulması için soğutma kulesinden yararlanılmıştır.

Aşağıdaki Çizelge 4.2.'de 15 Şubat 2009 ve 26 Şubat 2009 tarihlerinde 1 gaz, 1 sıvı türbin ile sistemin ana hava kompresörü emiş debisinin 61.000 m³/saat den 70.000 m³/saat oranına yükseltilmesi sonucunda, sistemdeki bulunan ekipmanların sıcaklık, basınç, debi ve diğer parametrelerin değişimleri incelenerek tespit edilmiştir.

Çizelge 4.2. 6. HAT proses parametre verileri-1

6. HAT Isdemir				
		Gün	15.Şub.09	26.Şub.09
Kısım	İsim	Birim		
	Zaman		12:00	21:00
	Soğutma Suyu Sıcaklığı	°C	23,7	23,1

MAC ANA HAVA KOMPRESÖRÜ	Hava Giriş Sıcaklığı	°C	17,8	16,2
	Debi	Nm ³ /h	61000	70000
	Hava Komp. Emiş Vanası Açıklığı	%	51	35
	Giriş Basıncı	mbar	982	985
	Giriş filtre fark basıncı dp	mbar	3	3
	Çıkış Basıncı	bar	4,85	4,69
	Çıkış Sıcaklığı	°C	78,0	80,00
	Atmosfer Vanası Açıklığı	%	18	0,00
	Elektrik Tüketimi	kW	7000	6150

DCAC Hava Soğutma Sistemi	Kirli Azot ile Soğutulmuş Su Debisi	m ³ /h	35	40
	Soğutma Kulesinden Soğutulmuş Su Debisi	m ³ /h	180	180
	Basınç Farkı dp	mbar	15	20
	Hava çıkış sıcaklığı	°C	9,4	12,2
	Hava çıkış basıncı	bar	4,78	4,64

MS Mol sieve	Havanın MS'den çıkış sıcaklığı	°C	13,5	18,1
	Havanın MS'den çıkış basıncı	bar	4,74	4,56
	MS deki fark basınç dp	mbar	32	69
	MS' deki Fliter fark basıncı dp	mbar	8	11

BAC Buster Kompresör	Hava Giriş Sıcaklığı	°C	19,8	20,5
	Hava Giriş Basıncı	bar	4,74	4,52
	Debi	Nm ³ /h	17000	33600
	Hava Komp. Emiş Vanası Açıklığı	%	27	27
	Çıkış Basıncı	bar	60,50	60,50
	Çıkış Sıcaklığı	°C	34,6	33,90
	Kompresör geri besleme vana açıklığı	%	38	15,00
	Elektrik Tüketimi	kW	5100	5000

1No'lu Gaz Türbin	Gaz Türbini Hava giriş sıcaklığı	°C	-51,8	-56,5
	Gaz Türbini Hava çıkış sıcaklığı	°C	-139,2	-151,6
	Gaz Türbini Hava giriş basıncı	bar	60,50	60,64
	Gaz Türbini Hava çıkış basıncı	bar	4,61	4,61
	Gaz Türbini kanatçık açıklığı	%	77	77
	Debi	Nm ³ /h	7000	7300
	Elektrik Üretimi	kW	200	200

Sıvı Türbin	Sıvı Türbin Hava giriş sıcaklığı	°C	-171	-172,0
	Sıvı Türbin Hava çıkış sıcaklığı	°C	-172,1	-174,1
	Sıvı Türbin Hava giriş basıncı	bar	60,50	60,50
	Sıvı Türbin Hava çıkış basıncı	bar	4,54	4,54
	Sıvı Türbin kanatçık açıklığı	%	0	52
	Debi	Nm ³ /h	10000	26300
	Elektrik Üretimi	kW	10	29
	JT Joule Thomsan vana açıklığı	%	40	0
MHE ANA EŞANJÖR	GAR Gaz Argon çıkış sıcaklığı	°C	20,0	16
	WN Kirli Azot çıkış sıcaklığı	°C	22,0	23,6
	GOX Gaz Oksijen çıkış sıcaklığı	°C	22,3	22,50
	GAN Gaz Azot çıkış sıcaklığı	°C	27,8	29,9
	Sıvı Türbin Hava giriş sıcaklığı	°C	-171,0	-172,0
	WN Kirli Azot giriş sıcaklığı	°C	-176,1	-176,2
	HP LOX Sıvı Oksijen giriş sıcaklığı	°C	-178,0	-178,0
	HP LIN Sıvı Azot giriş sıcaklığı	°C	-176,3	-176,7
	Hava çıkış sıcaklığı	°C	-163,2	-167,8
ARA YARDIMCI SOĞUTUCU	ILIN Yük.Bas.Kol. gelen Saf Sıvı Azot sıcaklığı	°C	-189,0	-191,1
	CLOX Yük.Bas.Kol.gelen Kirli Oksijenin sıcaklığı	°C	-178,0	-179,0
	Sıvı Hava çıkış Sıcaklığı	°C	-188,0	-189,4
	LIN Saf Sıvı Azot Sıcaklığı	°C	-85,0	-86

ÜRÜNLER	GAR Gaz Argon Debisi	Nm ³ /h	150	250
	GAN Gaz Azot Debisi	Nm ³ /h	5000	6000
	GOX Gaz Oksijen Debisi	Nm ³ /h	8000	13500
	LIN Saf Sıvı Azot Debisi	Nm ³ /h	0	0
	LOX Saf Sıvı Oksijen Debisi	Nm ³ /h	1350	1500

Yukarıdaki tabloda temel olarak debinin %15 oranında artması ile sistem üzerindeki basınç ve sıcaklık değişimleri çıkartılmıştır.

Debi değişimi esnasında MAC ana hava kompresörü açısından; kompresör debisi %15 oranında arttırıldığında elektrik tüketiminde daha fazla artması gerekirken, hava emiş vanası açıklığının %51 açıklıktan %35'e düşülmesi, atmosfer vanasında %18 açıklıktan %0'a kadar kapatması nedeni ile kompresör elektrik tüketiminin 7.000 kW'dan 6.150 kW'a kadar yani %12 oranında kompresör elektrik tüketiminin düştüğü tespit edilmiştir.

DCAC hava soğutma sisteminde; giriş ve çıkış hava fark basıncının 5 mbar oranında arttığı, soğutma sistemine giren hava debisinin %15 oranında arttırılmasına rağmen duşlama yapan su debisinin ve su sıcaklığının değişmemesi neticesinde hava soğutma sisteminden çıkan havanın sıcaklığının %22 oranında arttığı, hava basıncında %3 oranında azaldığı, buna bağlı olarak MS'lerden çıkan hava sıcaklığının %24 oranında artarak 18.1 °C olduğu görülmüştür. Bu tarz sistemlerde hava ayırıştırma kolonlarına giren hava sıcaklığı ne kadar düşük olursa, daha fazla ürün elde edilmekte olduğu unutulmamalıdır.

BAC buster hava kompresörü açısından ; her iki debi oranında hava emiş vanası açıklığının %27 oranında, kompresör çıkış basınçlarının 60.5 bar değerinde olmasına rağmen bypass vanası vana oranı açıklığının (17.000 m³ debide 60.5 bar sabit basıncı sağlamak için bypass vanası %38 oranında, 33.600 m³ debide 60.5 bar basınç değeri sağlamak için bypass vanası %15 oranında) farklı olması nedeni ile kompresör elektrik tüketiminin 17.000 m³ hava debisinde 5.100 kW olmasına rağmen 33.600 m³ lük hava debisinde ise 5.000 kW olduğu, daha az debiye rağmen %2 lik bir enerji tüketimi farkının oluştuğu görülmüştür.

ET01-02 gaz ve sıvı türbinler açısından ; gaz ve sıvı türbinlerin hava giriş ve türbinden çıkış sıcaklıklarının eksi yönde düştüğü görülmektedir. Bunun temel sebebinin ana eşanjörden geçirilen sıvı ürünlerin (sıvı oksijen, sıvı azot ve sıvı argon) ana hava kompresöründe arttırılan emiş debisine bağlı olarak üretilen ürünlerin artması ve bunların eşanjörden geçirilerek gazlaştırılması esnasından sisteme giren havanın daha fazla soğutulması ile türbin giriş sıcaklığının eksi olarak düşmesine, türbin giriş sıcaklığının düşmesiyle türbin çıkış sıcaklığında eksi olarak daha fazla düşmesine ve soğuyan havanın debisinin artmasına neden olduğu görülmüştür.

Buster kompresörden gelen 60.5 bar da, 7.000 m³ debi ve -51.8 °C de giriş sıcaklığından, basıncının 60.5 bar'dan 4.61 bar'a düşürülmesi sonucunda -87.4 °C'lik bir soğukluk farkı oluştururken 200 kW'lık bir enerji üretimi gerçekleştirmiştir. Oysaki 60.5 bar da, 7.300 m³ debi ve -56.5 °C de giriş sıcaklığından, basıncının 60.5 bar'dan 4.61 bar'a düşürülmesi sonucunda -95.1°C'lik bir soğukluk farkı oluştururken 200 kW'lık bir enerji üretimi gerçekleştirerek sisteme daha fazla soğuk hava verilmesini sağlamıştır. Yani aynı kW üretimde daha fazla dei geçişi ile daha fazla soğukluk ve sıvı ürün eldesi gerçekleştirilmiştir.

MHE ana eşanjör, ara yardımcı soğutucu ve Ürünler açısından ; sistemin hava debisinin %15 oranında arttırılması ile gaz oksijen debisinin %59 oranında artması 8.000 m³'den 13.500 m³'e, gaz azot debisinin %20 oranında artması ile 5.000 m³'den 6.000 m³'e, gaz argonunda %60 oranında artması ile 150 m³'ten 250 m³'e, sıvı oksijen oranında %10 artması ile 1.350 m³'den 1.500 m³'e çıkmasına ve dolayısı ile daha fazla sıvı ürün elde edilmesine neden olmuştur. Bu ürünlerinde (sıvı oksijen, sıvı azot, sıvı argon) eşanjörde gazlaştırılması ile daha fazla soğukluk meydana geldiği bu soğukluğun, türbinlere giren havanın soğutularak daha fazla sıvı hava elde edilmesi ile daha fazla ürün sağlanmasına neden olduğu görülmüştür.

Yani bir başka ifade ile, hava ayırıştırma tesisinde üretilen ürünlerin, kompresördeki hava debisinin %15 oranında artması, türbin ve ana eşanjördeki sıcaklıkların eksi yönlü artması sonucunda sıvı ve gaz oksijen, azot ve argon üretim oranlarının sırası ile %59, %20 ve %60 oranında arttığı görülmüştür.

Aşağıdaki Çizelge 4.3.'de 21 Nisan, 29 Nisan 2009 tarihlerinde 1 gaz, 1 sıvı türbin ile sistemin ana hava kompresörü emiş debisinin sabit 87.000 m³/saat oranında, sistemdeki bulunan ekipmanların sıcaklık, basınç, debi ve diğer parametrelerin değişimleri incelenerek tespit edilmiştir.

Çizelge 4.3. 6. HAT proses parametre verileri-2

6.HAT İsdemir				
		Gün	21.Nis.09	29.Nis.09
Kısım	İsim	Birim		
	Zaman		20:20	08:45
	Soğutma Suyu Sıcaklığı	°C	26,1	24,7
MAC ANA HAVA KOMPRESÖRÜ	Hava Giriş Sıcaklığı	°C	19,5	22,6
	Debi	Nm ³ /h	87000	87000
	Hava Komp. Emiş Vanası Açıklığı	%	63	67
	Giriş Basıncı	mbar	981	980
	Giriş flitre fark basıncı dp	mbar	3	5
	Çıkış Basıncı	bar	4,96	4,80
	Çıkış Sıcaklığı	°C	81,30	78,80
	Atmosfer Vanası Açıklığı	%	0,00	0,00
	Havanın 2. Kademe Çıkış Sıcaklığı	°C	28,6	26,7
	Havanın 2. Kademe Çıkış Basıncı	bar	2,65	2,62
	Elektrik Tüketimi	kW	7300	7300
DCAC Hava Soğutma Sistemi	Kirli Azot ile Soğutulmuş Su Debisi	m ³ /h	40	40
	Soğutma Kulesinden Soğutulmuş Su Debisi	m ³ /h	180	180
	Basınç Farkı dp	mbar	28	29
	Hava çıkış sıcaklığı	°C	12,6	12,6
	Hava çıkış basıncı	bar	4,88	4,80

BAC Buster Kompresör	Hava Giriş Sıcaklığı	°C	19	18,3
	Hava Giriş Basıncı	bar	4,73	4,66
	Debi	Nm ³ /h	41400	41400
	Hava Komp. Emiş Vanası Açıklığı	%	24	25
	Çıkış Basıncı	bar	59,00	59,00
	Çıkış Sıcaklığı	°C	35,90	34,4
	Kompresör geri besleme vana açıklığı	%	0,00	0,00
	Elektrik Tüketimi	kW	5000	5100
Exp 1 Gaz Türbini	Gaz Türbini Hava giriş sıcaklığı	°C	-72,8	-70,9
	Gaz Türbini Hava çıkış sıcaklığı	°C	-160,7	-159,9
	Gaz Türbini Hava giriş basıncı	bar	58,80	60
	Gaz Türbini Hava çıkış basıncı	bar	4,64	4,58
	Gaz Türbini kanatçık açıklığı	%	44	44
	Debi	Nm ³ /h	7000	7000
	Elektrik Üretimi	kW	140	148
Exp 1 Sıvı Türbini	Sıvı Türbini Hava giriş sıcaklığı	°C	-172,8	-172,8
	Sıvı Türbini Hava çıkış sıcaklığı	°C	-173,5	-173,8
	Sıvı Türbini Hava giriş basıncı	bar	58,50	59,50
	Sıvı Türbini Hava çıkış basıncı	bar	5,52	5,52
	Sıvı Türbini kanatçık açıklığı	%	65	65
	Debi	Nm ³ /h	34400	35000
	Elektrik Üretimi	kW	41	41
	JT Joule Thomsan vana açıklığı	%	0	0

MHE ANA ISI DEĞİŞTİRİCİ	GAR Gaz Argon çıkış sıcaklığı	°C	20	23
	WN Kirli Azot çıkış sıcaklığı	°C	24,1	23,2
	GOX Gaz Oksijen çıkış sıcaklığı	°C	23,50	22,7
	GAN Gaz Azot çıkış sıcaklığı	°C	30,4	29,4
	Sıvı Türbin Hava giriş sıcaklığı	°C	-172,8	-172,8
	WN Kirli Azot giriş sıcaklığı	°C	-176	-176,1
	HP LOX Sıvı Oksijen giriş sıcaklığı	°C	-177,8	-177,9
	HP LIN Sıvı Azot giriş sıcaklığı	°C	-176,6	-176,9
	Hava çıkış sıcaklığı	°C	-170,2	-169,7
SUBCOOLER ARA YARDIMCI SOĞUTUCU	ILIN Yük.Bas.Kol. gelen Saf Sıvı Azot sıcaklığı	°C	-191	-191,0
	CLOX Yük.Bas.Kol.gelen Kirli Oksijenin sıcaklığı	°C	-177,0	-177,0
	Sıvı Hava çıkış Sıcaklığı	°C	-190,0	-190,0
	LIN Saf Sıvı Azot Sıcaklığı	°C	-94	-94
ÜRÜNLER	GAR Gaz Argon Debisi	Nm ³ /h	0	0
	GAN Gaz Azot Debisi	Nm ³ /h	11800	12000
	GOX Gaz Oksijen Debisi	Nm ³ /h	17000	17100
	LIN Saf Sıvı Azot Debisi	Nm ³ /h	0	0
	LOX Saf Sıvı Oksijen Debisi	Nm ³ /h	1400	1500

Yukarıdaki tabloda temel olarak debinin 87.000 m³ oranında tutulması ile sistem üzerindeki basınç ve sıcaklık değişimleri çıkartılmıştır.

Debinin sabit kalması ile MAC ana hava kompresörü açısından; kompresör debisi 87.000 m³ debide iken, hava emiş vanası açıklığının %1 oranında %70 oranında açık olmasına rağmen, ve farklı 0.16 barlık bir basınç farkından dolayı elektrik tüketiminin artması gerekirdi ama bu oran soğutma suyu sıcaklığının 1.4 °C daha soğuk olması ve hava emiş sıcaklığının 3.1 °C daha düşük olması nedeni ile hava kompresörü elektrik tüketimi 7.300 kW aynı çıkmıştır. Burada hava debisinin sabitlenmesine

rağmen hava giriş sıcaklığı ve soğutma sistemi su sıcaklıklarının farklı olması neticesinde aynı debide, farklı çıkış basıncında aynı oranda elektrik tükettiği görülmüştür.

DCAC hava soğutma sisteminde; Soğutma sistemine giren hava debisi aynı, soğutma suyu debisi aynı olduğu için burada herhangi bir sıcaklık değişimi olmamıştır.

BAC buster hava kompresörü açısından ; aynı debi oranında hava emiş vanası açıklıklarının aynı olmasına ve basınçlandırma oranlarının aynı olmasına rağmen tüketilen elektrik enerjisi ile çıkış sıcaklığının farklı olduğu görülmüştür. Bu sıcaklık değişimim 1.5 °C lik bir farktır. Bu fark giriş basıncının farklı 0.06 bar lık farklı olması nedeni ile oluşmuştur. Yani sabit debi ve sabit soğutma kapaiteleri altında , giriş basınç oranları değişikliğinden çıkış sıcaklığının %2.5 oranında daha azaldığı görülmüştür.

ET01-02 gaz ve sıvı türbinler açısından ; gaz ve sıvı türbinlerin hava giriş ve türbinden çıkış sıcaklıklarının eksi yönde düştüğü görülmektedir. Bunun temel sebebinin ana eşanjörden geçirilen sıvı ürünlerin (sıvı oksijen, sıvı azot ve sıvı argon) ana hava kompresöründe arttırılan emiş debisine bağlı olarak üretilen ürünlerin artması ve bunların eşanjörden geçirilerek gazlaştırılması esnasından sisteme giren havanın daha fazla soğutulması ile türbin giriş sıcaklığının eksi olarak düşmesine, türbin giriş sıcaklığının düşmesiyle türbin çıkış sıcaklığında eksi olarak daha fazla düşmesine ve soğuyan havanın debisinin artmasına neden olduğu görülmüştür.

Buster kompresörden gelen 58.80 bar da, 7.000 m³ debi ve -72.8 °C de giriş sıcaklığından, basıncının 58.8 bar'dan 4.64 bar'a düşürülmesi sonucunda -87.9 °C'lik bir soğukluk farkı oluştururken 1400 kW'lık bir enerji üretimi gerçekleştirmiştir. Oysaki 60.0 bar da, 7.000 m³ debi ve -70.9 °C de giriş sıcaklığından, basıncının 60.0 bar'dan 4.58 bar'a düşürülmesi sonucunda -89°C'lik bir soğukluk farkı oluştururken 148 kW'lık bir enerji üretimi gerçekleştirerek sisteme daha fazla soğuk hava verilmesini sağlamıştır. Yani aynı kW üretimde 7.000 m³ lük aynı debide, %2 lik farklı giriş basıncında olduğu zaman % 5 lik enerji fazla üretimi gerçekleştirilirken soğuk hava geçişi ile %1.5 luk daha fazla soğukluk ve sıvı ürün eldesi gerçekleştirilmiştir.

MHE ana eşanjör, ara yardımcı soğutucu ve Ürünler açısından ; sistem hava debisinin değişmemesine rağmen buster kompresör giriş ve çıkış basınçlarındaki %2 lik fark basınçları sonucunda ana eşanjördeki sıcaklık farkları da %0.5 oranında değişmeler meydana gelmiştir. Yine buster basınçlarından dolayı üretilen gaz oksijende %0.6, gaz

azotta %1.7 ve sıvı oksijen üretiminde %6.5 lik bir üretim artışının olduğu gözlenmiştir.

Yani bir başka ifade ile, hava ayırıştırma tesisinde üretilen ürünlerin, kompresördeki hava debisinin sabit kalması, basıncın değiştirilmesi ile, türbin ve ana eşanjördeki sıcaklıkların eksi yönlü artması sonucunda sıvı ve gaz oksijen, azot üretim oranında sırası ile %6.5, %0.6 ve %1.7 oranında arttığı görülmüştür.

5. SONUÇ VE ÖNERİLER

Oksijen tesislerinde üç (3) tarz teknoloji kullanılmaktadır. Bu tarz üretim teknolojilerine bakılarak ne istediğimize göre seçim yapmamız kolaylaşmaktadır.

1. kuşak teknolojiler

A. Rejeneratör ve Decarbonation içeren Sistemler

B. Değişken Eşanjörlü Sistemler (Mevcut Rus tesisleri İsdemir 01-05)

C. Deoxo Yöntemiyle Argon Üretimi Yapan Sistemler

A. ve B. Sadece oksijen üretir, enerji tüketimi ve bakım maliyeti yüksek, teknolojileri çok eski, ayrıştırma verimi düşüktür.

C. kuruluş ve bakım maliyeti yüksek, ayrıştırma verimi ortadır.

Yüksek oranda sıvı üretimi istendiğinde ilave pahalı yatırımlara gerek vardır. Ayrıca bu tip bir işletme için yüksek oranda ilave enerji gerekmektedir.

2. kuşak teknolojiler

Moleleküler Sieve 'li ve Deoxo Yöntemiyle Argon Üretimi Yapan Sistemler

Enerji tüketimi az, ayrıştırma verimi yüksek, otomasyona uygun

Kuruluş, işletme ve bakım maliyeti çok yüksek, yedek parça ihtiyacı fazla, yer ihtiyacı fazla, imalat ve montaj süresi uzun, düşük kapasitelerde çalışma esnekliği az

Atmosfere atılan gaz miktarını azaltmak için ilave olarak yüksek oranlı sıvılaştırma sistemine ihtiyaç gösterir.

Yüksek oranda sıvı üretimi istendiğinde ilave pahalı yatırımlara gerek vardır. Ayrıca bu tip bir işletme için yüksek oranda ilave enerji gerekmektedir.

3. kuşak teknolojiler

Internal Compression, Structural Packing'li Sistemler (6.ve 7. HAT) ve Doğrudan Argon Üretimi (Ek 1, Ek 2, Ek 3, Ek 4).

Yüksek basınçlı eşanjör ve structural packing teknolojilerinin gelişmesi sonucu yeni yapılan HAT.'nin tamamına yakını bu kuşak ürünüdür. Tüm bu fabrikalar internal compression teknolojisine göre dizayn edilmiştir.

Ayrıştırma verimi yüksek, otomasyona uygun, kuruluş, bakım ve işletme maliyeti az, imalat ve montaj süresi kısa, yer gereksinimi az, sıvı üretim kapasitesi yüksek, düşük kapasitelerde çalışabilir.

Prosesi komplike, enerji dalgalanmalarına karşı hassas, enerji tüketimi 2. Kuşak teknolojilere göre biraz daha yüksek.

Sıvı üretimi için ilave donanım gerektirmez. Sıvı üretimini daha da arttırabilmek için mevcut donanımın kapasitesini ve gücünü değiştirmek için daha az maliyet gerektirir.

Hammadde olarak atmosfer havasını tez içerisinde anlatılan proseslerden geçirerek sonuçta sıvı gazları (Oksijen, Azot ve Argon) üreten düşük sıcaklıkta hava ayrıştırma tesisleri aynı zamanda sıvı ürün üretebilen tek sistemdir. Büyük kapasitelerde ve yüksek safiyetlerde ürünlerin elde edilmesinde düşük sıcaklıkta HAT kullanılır.

Üretilen ürünler çok geniş bir kullanım sahasına sahiptir. Düşük miktarlardaki kullanımlarda ürünler gaz halde yüksek basınçlı tüplere (130-280 bar) doldurulur. Bu gaz ürünler direkt prosesten alınabildiği gibi sıvı ürünlerin gazlaştırılmasıyla da elde edilebilmektedir. Daha büyük miktarlarda ve değişken tüketimlerin karşılanmasında en efektif çözüm, tüketicinin (demir çelik tesisleri; çelikhane, yüksek fırın, sıcak ve soğuk haddehaneler vb.) yakınına HAT' tın kurulması ve boru hatlarıyla gazların taşınmasıdır. Birim ürün üretimi için 0,35-0,50 kWh/Nm³ güç tüketimi ile Oksijen, Azot ve Argon elde edilebilmektedir. Hava ayrıştırma teknolojisinin bir dezavantajı; düşük sıcaklık ekipmanlarının pahalı oluşu ve üreticisinin az oluşundan dolayı tesislerin yatırım maliyetlerinin yüksek oluşudur. Günümüzde modern bir hava ayrıştırma tesisinin kurulum maliyeti 50-55 Milyon \$ arasında değişmektedir. Düşük sıcaklıkta HAT' tın ekonomik ömrü, sürekli olarak çalışması halinde ortalama 25 yıl arasında değişmektedir.

Tesis ekonomik özelliğe sahip olmasının yanısıra, işletilmesi oldukça zor ve risklidir. Zor olması prosesin karmaşıklığından ve yaşanan problemler karşısında tecrübe gerektirmesinden dolayıdır. Tesiste üretilen proses basamakları (özellikle kolon prosesleri) düşük sıcaklıklarda gerçekleştiğinden materyal uyumsuzluğu ekipmanlardaki olası problemler veya operasyonel hatalar son derece tehlikeli sonuçlar doğurabilir. Gaz ürünlerin (özellikle GOX) yüksek basınç ve akış hızlarına sahip olması nedeniyle vana operasyonlarının hızlı yapılması veya kompresörlerdeki manipulasyonlarda oluşabilecek operasyonel hatalar neticesinde alevli yanmalar oluşabilir.

Üretim değerleri ve tesisin durumunu belirten indikasyonların (sıcaklık, basınç) sürekli olarak anlık takip edilmesi gerekmektedir. Tesiste oluşabilecek mekanik,

elektrik veya elektronik arızalarda arızaya anında müdahale edilmesi gerekmektedir. Çünkü entegre demir çelik endüstrisinde üretim yapan bir tesis tüm üretim hatlarını (yüksek fırın, çelikhane, sıcak haddehane, soğuk haddehane) doğrudan beslediğinden tesisin duruşu tüm fabrikanın duruşu anlamına gelmektedir ki; bunun zararı çok büyük rakamlara ulaşır.

Bu çalışmada HAT' taki bölümler tek tek incelenirken uygulanan teknolojinin kuvvetli ve zayıf yönleri üzerine odaklanılmıştır.

Internal sıkıştırma tipinde blokların iç yapılarının external tipe göre çok farklı olduğu ileri teknoloji üretimleri ile structural packing dolgu malzemelerinin bulunduğu, ana ısı eşanjörleri, kolonda yer alan kondenser yapılarının daldırmalı tip olması, MS siteminin bulunması ve ekipman yerleşimi bakımından daha az yer kaplayarak daha fazla üretim gerçekleştirildiği görülmüştür.

Yapılan test çalışmalarında; hava ayırıştırma tesisinde üretilen ürünlerin, kompresördeki hava debisinin %15 oranında artması, türbin ve ana eşanjördeki sıcaklıkların eksi yönlü artması sonucunda sıvı ve gaz oksijen, azot ve argon üretim oranlarının sırası ile %59, %20 ve %60 oranında arttığı görülmüştür.

Yine yapılan ikinci testte, hava ayırıştırma tesisinde üretilen ürünlerin, kompresörde üretilen hava debisinin sabit tutulması, basıncın değiştirilmesi ile, türbin ve ana eşanjördeki sıcaklıkların eksi yönlü artması sonucunda sıvı ve gaz oksijen, azot üretim oranında sırası ile %6.5, %0.6 ve %1.7 oranında arttığı görülmüştür.

Internal tip teknoloji ile, üretimi çok zor ve zahmetli bir gaz olan argon üretimi ve sistemleri işlenmiştir. Burada argon üretim sisteminin iyi saflıkta ve daha hızlı üretim sağlanabilmesi için kolon yapılarındaki değişiklikler yapılması yeni teknolojik gelişmelerin incelenmesi ve detaylandırılması (safılaştırıcı ünitesi gibi), hava ayırıştırma tesis dizaynının bu doğrultuda geliştirilmesi gerektiği bu konuda AR-GE çalışmalarına önem verilmesi gerekmektedir. Çünkü argon üretimi oksijen ve azot üretiminden sonra, yaklaşık 2 gün sonra gerçekleştirilmektedir. Argon üretim sistem yapısında daha yeni uygulanabilir teknikler kullanılabilirse bu süre daha da kısaltılabileceği konusu gelişmeye ve iyileştirmelere açık bir kapıdır.

Internal tip sistemlerin en büyük problemi enerji maliyetlerini oluşturan ana hava kompresörüdür. Kompresör verimlerinin artırılması ve buna yönelik çalışmaların yoğunlaştırılması, hava ayırıştırma tesislerindeki enerji maliyet kaleminin düşürülmesine

ve m³ başına harcanan elektrik sarfiyatının azalmasına neden olabilecek çalışmalara önem verilmesi gerekmektedir.

KAYNAKLAR

- Alexeev, A.,1998. **Application of further development of a mixed gas joule thomson refrigerator.** Haberstroh Ch. and Quack H.,Technische Universitaet Dresden, Lehrstuhl für Kaelte-und Kryotechnik, 35-37 p, Dresden.
- Anonim, 1999. **Safe operation of reboilers/ condensers in air separation units.** European Industrial Gases Association, Avenue Des Arts, 120-125 s, Brussels.
- Anonim, 2002. **Linde, air separation plants.**, eğitim kitabı, 2: 40-50 p, Berlin.
- Anonim, 2006a. **Air liquide, performance test procedure for no.6 air separation plant.**, kabul kriterleri, 3-5 s, İsdemir Demir ve Çelik Fabrikaları A.Ş.
- Anonim, 2006b. **Air seperation technique.** [http:// www.airproducts.com](http://www.airproducts.com).
- Anonim, 2006c. **Air distilation.** <http://www.linde-process-engineering.com>
- Anonim, 2006d. **MS and chemicals.** <http://www.domnickhunter.com>.
- Anonim, 2006e. **Oxygen standarts.** <http://www.eiga.org>.
- Anonim, 2006f. **Packing.** <http://www.finepac.com>.
- Anonim, 2007. **İsdemir 6. ve 7. HAT proje sunumları.**, 10-12 s, İsdemir Demir ve Çelik Fabrikaları A.Ş.
- Anonim, 2007a. **Air liquide air distillation.** training book, 2: 60-90 p, Paris.
- Anonim, 2007b. **Simens, basic compressor technology training,** training book, 3: 20-50 p, Duisburg.
- Anonim, 2008. **NALCO.** teknolojik su ıslahı sunum, 4-30 s, İstanbul.
- Anonim, 2008. **Oksijen işletme başmühendisliği 6.,7. Nolu HAT işletme manuelleri.** işletme kitabı, 12 s, İsdemir Demir ve Çelik Fabrikaları A.Ş.
- Barron R.F., 2000. **Refrigeration and cryogenics, the engineering handbook.** CRC pres. LLC., 44 p.
- Leber K.P., 2005. **Oeltechnik ısı eşanjörleri seminer notları.**
- Radebaugh, R., 2003. **Handbook of high-temperature superconductor electronics, chapter 12. cryocoolers and high-T_c devices.** National Institue of Standards and Technology, 101 p, Colorado, USA.
- Shah R.K., 2005. **Developments in falling film type (downflow) reboilers in the air separation industry, proceedings of fifth international conference on enhanced, compact and ultra-compact heat exchangers:**Science, Engineering and Technology, 62-64 p, NJ, USA.
- Yıldız S., 2006. **Kütle transferi ders notları.** Yıldız Teknik Üniversitesi, İstanbul.

TEŞEKKÜR

Tez çalışmam boyunca bilgisi, yorumları, anlayışlı yaklaşımı, sabır ve özveri ile bana destek olan, büyük yardımlarda bulunan ve iyi bir bilimsel çalışma ortamı sağlayan değerli danışman hocam sayın Prof.Dr. Ali KOÇ'a sonsuz teşekkür ve saygılarımı sunarım.

İskenderun Demir Çelik Fabrikaları, Yardımcı İşletmeler Başmüdürlüğünde Başmüdür olarak görev yapan Makine Mühendisi Sayın Savaş YILDIZOĞLU'na, özellikle bilgi ve deneyimlerini benimle paylaşmaktan çekinmeyen, her zaman yeni şeyler öğrenmem için çabalayan ve yönlendiren, değerli büyüğüm Kimya Mühendisi Sayın Murat ATAN'a, ve bilgisini hiçbir zaman esirgemeyen Makine Mühendisi Sayın Bekir SAKALLI'ya teşekkürlerimi belirtirim.

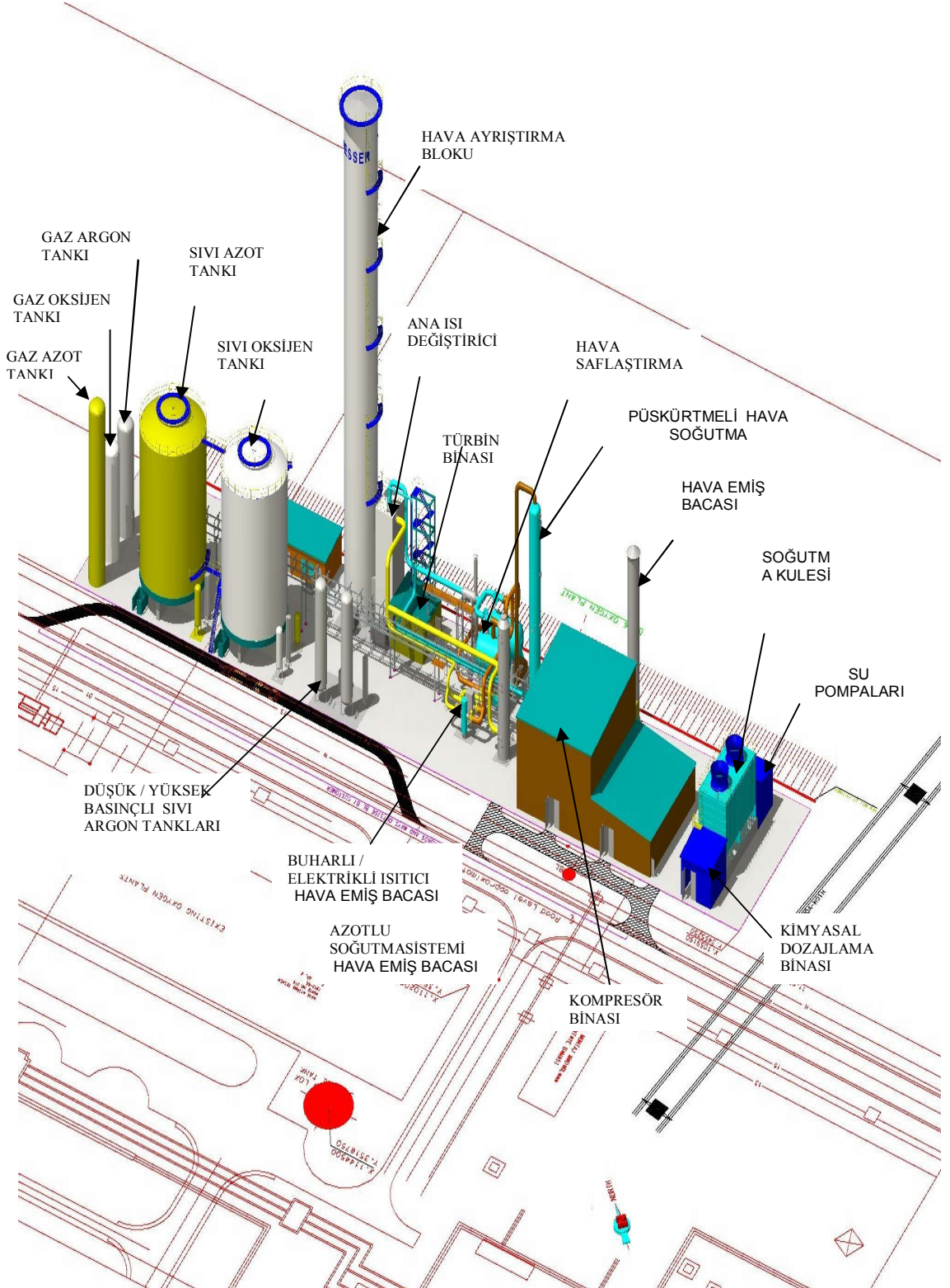
Varlıkları ile bana yaşama gücü veren, Tez çalışmam boyunca manevi destek veren, hayatım boyunca bana her aşamada destek olan her şeyden çok sevdiğim canım aileme sonsuz teşekkürlerimi sunarım.

ÖZGEÇMİŞ

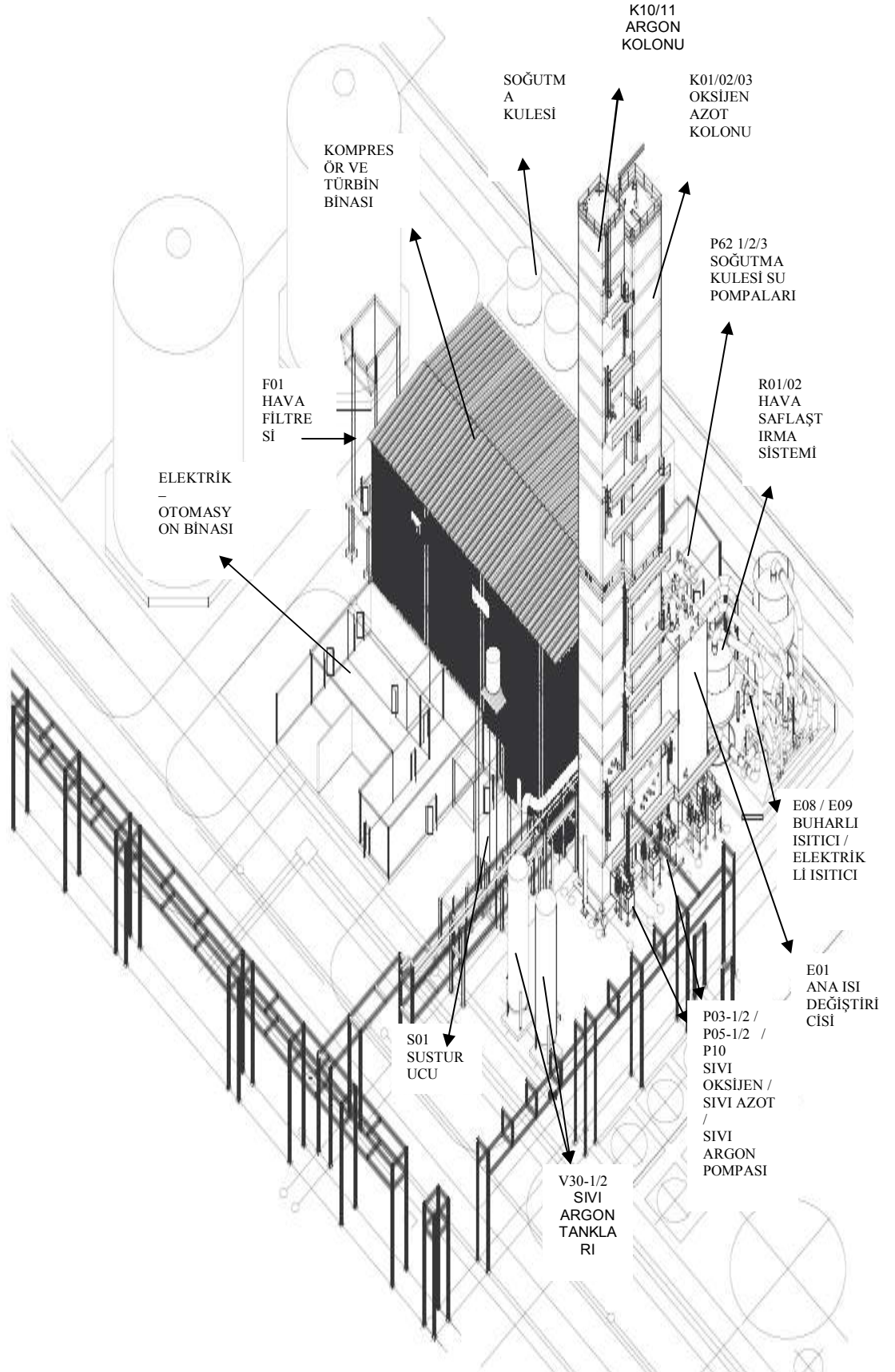
1978 yılında Hatay'da doğdum. İlk, orta ve lise öğrenimimi aynı ilde tamamladım. 2006 yılında girdiğim Gaziantep Üniversitesi Mühendislik Fakültesi'nden, 2002 yılında, Makine Mühendisi ünvanıyla mezun oldum. 2003 yılında, Concast-Ekon A.Ş. ortak konsorsiyumunda (İsdemir A.Ş. Sürekli Dökümler Montajı) Makine Mühendisi olarak göreve başladım. 2005 yılında İsdemir A.Ş.'de Yardımcı İşletmeler Başmüdürlüğü Oksijen İşletme Mühendisi olarak göreve başladım. Halen aynı birimde Oksijen İşletme Başmühendisi olarak görev yapmaktayım.

EKLER

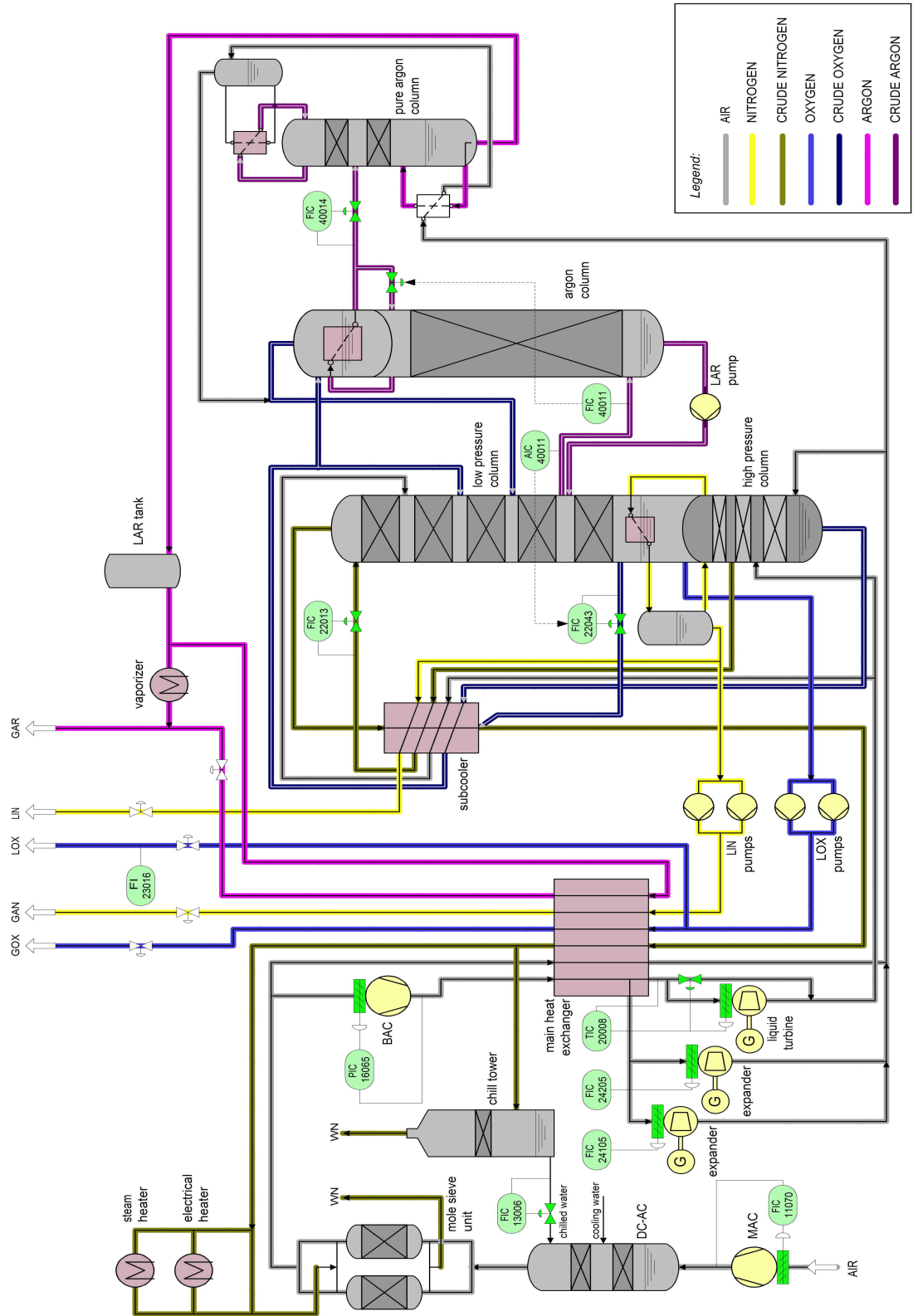
Ek 1. 6. HAT Genel Görünüş Planı



Ek 2. 7. HAT Genel Görünüş Planı



Ek 3. 6. HAT İşletme Proses Şeması



Ek 4. 7. HAT İşletme Proses Şeması

