

AMONYAK/SU İLE ÇALIŞAN SOĞURMALI SOĞUTMA
SİSTEMİNİN TERMODİNAMİK ANALİZİ VE DİSTİLASYON
KOLONUNUN TASARIMI

YÜKSEK LİSANS TEZİ
(KİMYA MÜHENDİSLİĞİ BÖLÜMÜ)

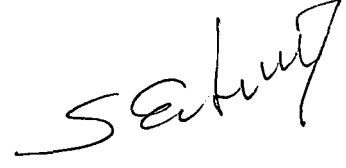
T. C.
Yükseköğretim Kurulu
Dokümantasyon Merkezi

Fatma AKINCI

Şubat 1991

GAZİ ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

Bu tezin Yüksek Lisans tezi olarak uygun olduğunu onaylarım.



Danışman
Yrd.Doç.Dr. Sabahat ERDOĞAN

Sınav Jürisi

Başkan : Prof.Dr. Yalçın GÖĞÜŞ



Üye : Prof.Dr. Ö.Ercan ATAER



Üye : Yard.Doç.Dr. Sabahat ERDOĞAN



Bu Tez Gazi Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Tez Yazım
Esaslarına Uygundur.

İÇİNDEKİLER

ÖZ	III
ABSTRACT	IV
TEŞEKKÜR	V
SEMBOLLER.....	VI
TABLOLARIN LİSTESİ	X
ŞEKİLLERİN LİSTESİ	XV
BÖLÜM 1	
GİRİŞ	1
1.1. Soğurmalı Soğutma Sistemleri.....	1
1.2. Bu Çalışmanın Amacı	6
BÖLÜM 2	
AMONYAK/SU KARIŞIMININ ISIL VE FİZİKSEL ÖZELLİKLERİ.....	8
2.1. Giriş	8
2.2. Sıvı Fazdaki Amonyanın Özellikleri	9
2.3. Gaz Fazındaki Amonyanın Özellikleri	11
2.4. Sıvı ve Gaz Fazındaki Suyun Özellikleri	12
2.5. Amonyak/Su Karışımının Özellikleri	14
BÖLÜM 3	
İKİLİ SİSTEMLER İÇİN DİSTİLYASYON KOLONU TEORİSİ	18
3.1. Giriş	18
3.2. Teorik Raf Sayısının Belirlenmesi	19
3.3. Distilasyon Kolonunun Etkinliği	25
3.4. Raf ve Kolon Tasarımı Teorisi.....	32
3.4.1. Kolon Çapı	33
3.4.2. Sızıntı	36
3.4.3. Sızma Noktasının Belirlenmesi	36
3.4.4. Hidrolik Parametreler	38

BÖLÜM 4	
SSS'NİN TERMODİNAMİK ANALİZİ VE DİSTİLASYON KOLONU TASARIMI...	43
4.1. Giriş	43
4.2. Isı Değiştiricilerindeki Tersinmezlikler	47
4.3. Distilasyon Kolonunun Tasarımı	53
BÖLÜM 5	
SONUÇLAR, SONUÇLARIN TARTIŞILMASI, BULGULAR VE ÖNERİLER	59
5.1. Sonuçlar ve Tartışma	59
5.2. Bulgular	105
5.3. Öneriler	106
KAYNAKLAR	109
EKLER	
EK 1	
PONCHON SAVARİT GRAFİK YÖNTEMİ İLE ÖRNEK ÇÖZÜM	E-1
EK 2	
BİLGİSAYAR PROGRAMI	E-4
EK 3	
ENTALPİ-BİLEŞİM DİYAGRAMI İLE İLGİLİ VERİLERİ ELDE ETMEK İÇİN GELİŞTİRİLEN BİLGİSAYAR PROGRAMI	E-25
EK 4	
BİLGİSAYAR PROGRAMI İÇİN ÇİZİLEN AKIŞ DİYAGRAMI	E-30
ÖZGEÇMİŞ	

AMONYAK/SU İLE ÇALIŞAN SOĞURMALI SOĞUTMA
SİSTEMİNİN TERMODİNAMİK ANALİZİ VE DİSTİLASYON
KOLONUNUN TASARIMI

(Yüksek Lisans Tezi)

Fatma AKINCI
GAZİ ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ
Şubat 1991

ÖZ

Bu çalışmada $\text{NH}_3/\text{H}_2\text{O}$, soğutucu/soğurucu akışkan çifti ile çalışan tek kademeli soğurmalı soğutma sistemi'nin (SSS) termodinamik analizi ve distilasyon kolonunun tasarımı yapılmıştır. SSS, yoğuşturucu, buharlaştırıcı, soğurucu, ayırıcı, distilasyon kolonu, deflakmatör, pompa ve genişleme vanaları ile karışım ve soğutucu ısı değiştiricilerinden oluşur. Analizde deflakmatör çıkışındaki buhar karışımın deflakmatör sıcaklığında ve kütle kesrinin 0,999 olduğu, buharlaştırıcı çıkışındaki karışımın buhar fazında ve buharlaştırıcı sıcaklığında olduğu varsayılmıştır. Basınç kayıplarının neden olduğu tersinmezliklerin etkisini göstermek amacıyla analizde ayırıcı ve yoğuşturucu, buharlaştırıcı ve soğurucu arasındaki ve distilasyon kolonu raflarındaki basınç kayıpları dikkate alınmıştır. Isı değiştiricilerinin etkinlikleri 0,8 alınarak akışkanların ısı değiştiricilerinden çıkış sıcaklıkları belirlenmiştir. Sistemin referans noktalarındaki termodinamik özellikler, distilasyon kolonundaki teorik ve gerçek raf sayıları, kolon etkinliği ve kolon boyutları hesaplanmıştır. Maksimum teorik raf sayısı 150°C ayırıcı ve -20°C buharlaştırıcı sıcaklığında elde edilmiştir. SSS'nin soğutma yükü 1 kW alınmış ve bu düşük soğutma yükü nedeniyle literatürde verilen distilasyon kolonu tasarım yöntemlerinin uygulanmasında zorluklarla karşılaşmıştır. Kolon tasarımı ile elde edilen sonuçlar Ponchon-Savarit grafik yöntemi uygulanarak elde edilen sonuçlarla karşılaştırılmıştır. Elde edilen sonuçlar tablolar ve diyagramlar halinde verilmiştir.

THERMODYNAMIC ANALYSIS AND DESIGN OF DISTILLATION
COLUMN OF THE ABSORPTION REFRIGERATION SYSTEM
(M.Sc. Thesis)

Fatma AKINCI
GAZİ UNIVERSITY
INSTITUTE OF SCIENCE AND TECHNOLOGY
February 1991

ABSTRACT

In this study, the thermodynamic analysis and the design of distillation column of a single effect absorption type refrigeration system is performed. $\text{NH}_3/\text{H}_2\text{O}$ was used as refrigerant/absorber pairs. Absorption refrigeration system consist of condenser, evaporator, absorber, refrigerant distillation column, deflammator, several pumps, expansion valves, refrigerant and mixture heat exchangers. In the analysis, the following assumptions have been made, the outlet vapor temperature of deflammator is equal to the deflammator temperature; mass fraction is 0,999; the mixture coming from the evaporator is at the vapor phase and its temperature is equal to the evaporator temperature. In the calculations, the pressure drop over the separator and condenser, evaporator and absorber have been considered. To see the effect of pressure loss. The outlet temperatures of fluids from the heat exchanger effectiveness as 0,8. Thermodynamic properties at the reference points of system, theoretical and actual plate numbers of distillation column, the column effectiveness and column dimensions have been calculated. Maximum theoretical number of plates at the separator temperature of 150 °C and evaporator temperature of -20 °C have been obtained. Refrigeration load has been taken as 1 kW. Because, this is too low value, the methods found from the literature could not be used easily. The results obtained from the design of column have been compared with the results of Ponchon-Savarit graphic method. These results have been shown in Tables and in figures.

TEŞEKKÜR

Bu alıőmanın gerekleőmesinde ilgi ve desteğini esirgemeyen tez danıőmanım Sayın Yrd.Do.Dr. Sabahat ERDOğAN'a ve konuyla ilgili dıőünce ve görüőlerinden yararlandığım Sayın Prof.Dr. Ö. Ercan ATAER'e teőekkürlerimi sunarım.



SEMBOLLER

Sembol	Anlam
A_a	Etkin alan , (m^2)
A_d	Taşma borusu alanı , (m^2)
A_{da}	Taşma borusundaki açıklık, (m^2)
A_h	Delik alanı , (m^2)
A_n	Net alan , (m^2)
A_t	Kolon alanı , (m^2)
C	Birim zamandaki ısı kapasitesi , (kW/K)
C_f	Kapasite parametresi , (-)
C_{vo}	Orifis katsayısı , (-)
c_p	Sabit basınçtaki özgül ısı , (kJ/kmol K)
D	Kolon çapı , (cm)
D'_L	Hacimsel diffüzyon katsayısı , (cm^2/s)
d_h	Delik çapı , (mm)
η_E	Etkinlik faktörü , (-)
E_o	Murphree kuru-buhar raf etkinliği , (-)
E_p	Murphree nokta etkinliği, (-)
e	Sızıntı debisi, (mol/s)
f	Sürtünme faktörü , (-)
F, F*	Taşma faktörü , (-)
F_{lv}	Sıvı akış parametresi , (-)
FFA	Delik alanınının kolon alanına oranı , (A_h/A_t) , (-)
g	Özgül Gibbs fonksiyonu , (kJ/kg)
g	Yerçekimi ivmesi , (m/s^2)
G	Kütlesel buhar hızı , (kg/s)

Sembol	Anlam
h	Özgül entalpi , (kj/kg)
h_a	Raftaki havalandırılmış sıvının neden olduğu yükseklik kaybı , (cm)
h_{da}	Taşma borusundaki ön basınç düşüşü , (cm)
h_{dc}	Taşma borusundaki sıvı yüksekliği , (cm)
h_{ow}	Set üzerindeki sıvı yüksekliği , (cm)
h_w	Set yüksekliği, (mm)
h_{σ}	Köpük oluşumu nedeniyle meydana gelen yükseklik kaybı, (cm)
l_w	Set uzunluğu , (m)
L	Kütleesel sıvı hızı , (kg/s)
L_f	Setler arasındaki açıklık , (m)
L_w	Set uzunluğu , (m)
\dot{m}	Kütle debisi , (kg/s)
\dot{m}_a	Zayıf karışımın kütle debisi , (kg/s)
\dot{m}_s	Zengin karışımın kütle debisi , (kg/s)
M	Molekül ağırlığı , (kg/kma)
N	Transfer birim sayısı , (-)
P	Basınç , (bar)
ΔP_{kuru}	Kuru raf basınç düşüşü , (cm)
ΔP_T	Toplam basınç düşüşü , (cm)
q	Hacimsel sıvı hızı , (m ³ /s)
q_a	Ayırıcıya verilen ısı yükü , (kW)
q_d	Deflakmatörden çekilen ısı yükü , (kW)
q_b	Buharlaştırıcının soğutma yükü , (kW)
Q_B	Hacimsel buhar hızı , (m ³ /s)
Q_p	Havalanma faktörü , (-)
R	Evrensel gaz sabiti , (kj/kmol K)

Sembol	Anlam
Re	Reynolds Modülü , (-)
R_f	Đönüş akı oranı , (-)
R_h	Hidrolik çap , (m)
r_t	Raf kalınlığı , (mm)
t	Raf aralığı , (cm)
T	Sıcaklık , (K)
T_∞	Çevre sıcaklığı , (K)
U_f	Havalandırılmış kütle hızı , (m/s)
U_h	Deliklerden geçen buharın hızı , (m/s)
U_n	Net alana dayalı buhar hızı , (m/s)
U_{nf}	Net alana dayalı taşma hızı , (m/s)
u'_v	Doğrusal buhar hızı , (cm/s)
v	Özgül hacim , ($m^3/kmol$)
x	Kütle kesri , (-)
X	Mol kesri , (-)
χ	Sızıntı düzeltme faktörü , (-)
y	Buhar fazındaki karışımın kütle kesri , (-)
Y	Buhar fazındaki karışımın mol kesri , (-)
z	Isı kapasitesi oranı
ρ_l	Sıvı yoğunluğu , (kg/m^3)
ρ'_L	Sıvı yoğunluğu , (g/cm^3)
ρ_v	Buhar yoğunluğu , (kg/m^3)
μ	Kimyasal potansiyel
μ_l	Sıvı viskozitesi , (Ns/m^2)
μ'_L	Sıvı viskozitesi , (cP)
η	Etkinlik
σ	Yüzey gerilim , (j/m^2), (dyn/cm^2)

<u>Sembol</u>	<u>Anlam</u>
ψ	Sızıntı kesri
Δ	Sıvı gradyanı , (cm)
\emptyset	Köpük yoğunluğu , (-)

Alt İndisler

a	Ayırıcı
b	Buharlaştırıcı
c	Soğuk akışkan
g	Gaz
H ₂ O	Suya ait
h	Sıcak akışkan
ID	Isı değiştirici
i	Giriş
l	Sıvı
m	Karışım
mak	Maksimum
min	Minimum
NH ₃	Amonyaga ait
o	Çıkış
p	Pompa
s	Soğurucu
y	Yoğuşturucu

Üst İndisler

^	Boyutsuz
.	Birim zamandaki büyüklük

TABLOLARIN LİSTESİ

<u>Tablo</u>	<u>Sayfa</u>
Tablo 1. Denklem 2.1 ve 2.2'deki Sabitlerin Değerleri....	11
Tablo 2. Denklem 2.12 ve 2.13'deki Sabitlerin Değerleri..	12
Tablo 3. Doymuş Sıvı Su İçin Denklem 2.1 ve 2.2'deki Sabitlerin Değerleri	13
Tablo 4. Doymuş Su Buharı İçin Denklem 2.12 ve 2.13'deki Sabitlerin Değerleri	13
Tablo 5. Denklem (2.16)'daki Sabitlerin Değerleri	15
Tablo 6. Kolonların Etkinliğini Etkileyen Parametreler...	29
Tablo 7. SSS'nin Termodinamik Analizinde Kullanılan Veriler	44
Tablo 8. Raf ve Kolon Tasarımında Kullanılan Veriler.....	56
Tablo 9. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar.....	71
Tablo 10. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar	72
Tablo 11. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 130 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar	73
Tablo 12. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar	74
Tablo 13. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -10 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar.....	75

<u>Tablo</u>	<u>Sayfa</u>
Tablo 14. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -10 °C Buharlaştırıcı ve 140 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar	76
Tablo 15. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -10 °C Buharlaştırıcı ve 130 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar	77
Tablo 16. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -10 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar.....	78
Tablo 17. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 0 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar.....	79
Tablo 18. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 0 °C Buharlaştırıcı ve 140 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar.....	80
Tablo 19. 30 °C yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 0 °C Buharlaştırıcı ve 130 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar.....	81
Tablo 20. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 0 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar	82
Tablo 21. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar	83
Tablo 22. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 140 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar	84
Tablo 23. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 130 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar.....	85
tablo 24. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar.....	86

<u>Tablo</u>	<u>Sayfa</u>
Tablo 25. 27 °C Yoğuşturucu, 25 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar.....	87
Tablo 26. 27 °C Yoğuşturucu, 25 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar	88
Tablo 27. 27 °C Yoğuşturucu, 25 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar.....	89
Tablo 28. 27 °C Yoğuşturucu, 25 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar	90
Tablo 29. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar	91
Tablo 30. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 140 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar.....	91
Tablo 31. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 130 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar.....	92
Tablo 32. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar	92
Tablo 33. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -10 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar	93
Tablo 34. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -10 °C Buharlaştırıcı ve 140 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar	93
Tablo 35. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -10 °C Buharlaştırıcı ve 130 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar	94

<u>Tablo</u>	<u>Sayfa</u>
Tablo 36. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -10 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar	94
Tablo 37. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 0 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar	95
Tablo 38. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 0 °C Buharlaştırıcı ve 140 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar	95
Tablo 39. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 0 °C Buharlaştırıcı ve 130 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle ilgili Sonuçlar	96
Tablo 40. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 0 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar	96
Tablo 41. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar	97
Tablo 42. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 140 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar	97
Tablo 43. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 130 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar	98
Tablo 44. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar	98
Tablo 45. 27 °C Yoğuşturucu, 25 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar	99
Tablo 46. 27 °C Yoğuşturucu, 25 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar	99

<u>Tablo</u>	<u>Sayfa</u>
Tablo 47. 27 °C Yoğuşturucu, 25 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaş- tırıcı ve 150 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar	100
Tablo 48. 27 °C Yoğuşturucu, 25 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaş- tırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar	100
Tablo 49. 30 °C Yoğuşturucu ve 28 °C Soğurucu Sıcaklığında Farklı Buharlaştırıcı ve Ayırıcı Sıcaklıkları İçin Analizden Elde edilen Kolon Tasarım Sonuçları	101
Tablo 50. 27 °C Yoğuşturucu ve 25 °C Soğurucu Sıcaklığında Farklı Buharlaştırıcı ve Ayırıcı Sıcaklıkları İçin Analizden Elde edilen Kolon Tasarım Sonuçları	102
Tablo 51. Değişik Çalışma Şartlarında Raf Sayıları ve Etkinlik İle İlgili analizden Elde Edilen Sonuçlar	103
Tablo 52. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu ve -20 °C Buhar- laştırıcı Sıcaklığında, 150 °C Ayırıcı Sıcaklığı İçin Grafik Çözümünden elde Edilen Sonuçlar	104
Tablo 53. 27 °C Yoğuşturucu, 25 °C Soğurucu ve 0 °C Buharlaş- tırıcı Sıcaklığında 150 °C Ayırıcı Sıcaklığı İçin Grafik Çözümünden Elde Edilen Sonuçlar	104

ŞEKİLLERİN LİSTESİ

<u>Şekil</u>	<u>Sayfa</u>
Şekil 1. Soğurmalı Soğutma Sisteminin Şematik Görünümü....	7
Şekil 2. Distilasyon Kolonunun Şematik Görünümü	20
Şekil 3. Minimum Dönüş Akı Oranı Koşulları	23
Şekil 4. Delikli Raf Performans Diyagramı.....	33
Şekil 5. Delik Düzeninin Serbest Alan Üzerine Etkisi	37
Şekil 6. Delikli Raflarda Sızıntı Debisi	37
Şekil 7. Delikli Raflarda Sızma Noktasının Belirlenmesi...	39
Şekil 8. Delikli Raflarda Serbest Alana Göre Orifis Kat- sayısının Değişimi	39
Şekil 9. Delikli Raflarda Havalanma Faktörü ve Bağlı Köpük Yoğunluğu	41
Şekil 10. Delikli Raflarda Sürtünme Faktörü	41
Şekil 11. 30 ve 27 °C Yoğuşturucu Sıcaklıklarında x_3 'ün Bu- harlaştırıcı Sıcaklığı İle Değişimi.....	63
Şekil 12. Ayırıcıdan Ayrılan Sıvı ve Buhar Karışımındaki Amonyak Kütle derişiminin Ayırıcı Sıcaklığı İle Değişimi	63
Şekil 13. $T_y=30$ °C, $T_s=28$ °C, $T_b=-20$ °C ve $T_a=150$ °C Sıcak- lıklarında Kolon İçindeki Buhar Karışımındaki Amon- yağın Kütle Kesrinin Sıvı Karışımındaki Amonyagın Kütle Kesri İle Değişimi.....	64
Şekil 14. $T_y=30$ °C, $T_s=28$ °C, $T_b=-20$ °C ve $T_a=140$ °C Sıcak- lıklarında Kolon İçindeki Buhar Karışımındaki Amon- yağın Kütle Kesrinin Sıvı Karışımındaki Amonyagın Kütle Kesri İle Değişimi.....	64

<u>Şekil</u>	<u>Sayfa</u>
Şekil 15. $T_y=30$ °C, $T_s=28$ °C, $T_b=20$ °C ve $T_a=130$ °C Sıcaklıklarında Kolon İçindeki Buhar Karışımındaki Amonyanın Kütle Kesrinin Sıvı Karışımındaki Amonyanın Kütle Kesri İle Değişimi.....	65
Şekil 16. $T_y=30$ °C, $T_s=28$ °C, $T_b=-20$ °C ve $T_a=120$ °C Sıcaklıklarında Kolon İçindeki Buhar Karışımındaki Amonyanın Kütle Kesrinin Sıvı Karışımındaki Amonyanın Kütle Kesri İle Değişimi.....	65
Şekil 17. $T_y=30$ °C, $T_s=28$ °C, $T_b=0$ °C ve $T_a=150$ °C Sıcaklıklarında Kolon İçindeki Buhar Karışımındaki Amonyanın Kütle Kesrinin Sıvı Karışımındaki Amonyanın Kütle Kesri İle Değişimi	66
Şekil 18. $T_y=30$ °C, $T_s=28$ °C, $T_b=0$ °C ve $T_a=140$ °C Sıcaklıklarında Kolon İçindeki Buhar Karışımındaki Amonyanın Kütle Kesrinin Sıvı Karışımındaki Amonyanın Kütle Kesri İle Değişimi.....	66
Şekil 19. $T_y=30$ °C, $T_s=28$ °C, $T_b=0$ °C ve $T_a=130$ °C Ayırıcı Sıcaklıklarında Kolon İçindeki Buhar Karışımındaki Amonyanın Kütle Kesrinin Sıvı Karışımındaki Amonyanın Kütle Kesri İle Değişimi.....	67
Şekil 20. $T_y=30$ °C, $T_s=28$ °C, $T_b=0$ °C ve $T_a=120$ °C Ayırıcı Sıcaklıklarında Kolon İçindeki Buhar Karışımındaki Amonyanın Kütle Kesrinin Sıvı Karışımındaki Amonyanın Kütle Kesri İle Değişimi.....	67
Şekil 21. $T_y=30$ °C, $T_s=28$ °C, $T_b=-20$ °C ve $T_a=150$ °C Sıcaklıklarında Kolondaki Karışımın Sıcaklıkları İle Kütle Kesirlerinin Değişimi	70
Şekil 22. Farklı Buharlaştırıcı Sıcaklıklarında Kolon Etkinliğinin Ayırıcı Sıcaklığı İle Değişimi	70
Şekil 23. Delikli Rafın Şematik Görünümü	103

BÖLÜM 1

GİRİŞ

1.1. Soğurmalı Soğutma Sistemleri

Soğurmalı Soğutma Sistemleri (SSS) çok az mekanik enerjiye ve oldukça fazla ısı enerjisine gereksinim duyarlar. Bu nedenle bu sistemlerde her türlü enerji kaynağı kullanılabilmeyle beraber ısı enerjisinin ucuz olduğu güneş enerjisi ve atık ısı enerjisi uygulamalarında SSS ekonomik açıdan ilgi çekicidir ve diğer soğutma sistemlerine bir alternatif olarak düşünülebilir.

SSS'de, klasik buhar sıkıştırırmalı soğutma sistemlerinde kullanılan kompresör yerine soğurucu, karışım pompası, basınç düşürücü vana, ayırıcı, deflakmatör ve distilasyon kolonu kullanılır. Klasik soğutma sistemlerinde kullanılan yoğuşturucu, buharlaştırıcı ve genleşme vanası SSS'de de kullanılır.

Soğurmalı soğutma sistemi Şekil 1'de şematik olarak görülmektedir. Şekilde görüldüğü gibi buharlaştırıcıdan çıkan düşük basıncındaki soğutucu buharı soğutucu ısı değiştiricisinden geçerek sıcaklığı artar ve soğurucuya girer. Soğurucuda soğurularak, sıvı fazdaki karışımın amonyak derişimi artar ve amonyakça zengin karışım pompa ile sistemin üst basıncına pompalanır. Zengin karışım, karışım ısı değiştiricisinden geçerek sıcaklığı artar ve distilasyon kolonuna girer. Distilasyon kolonunun işlevi gereği deflakmatör çıkışında buhar fazında zengin amonyak/su karışımı elde edilir. Amonyakça zengin buhar karışımı yoğuşturucuya gönderilir. Diğer taraftan ayırıcıdan ayrılan amon-

yakça zayıf karışım, ısı değiştiricisinden geçerken soğur ve genleşme vanasında basıncı düşerek soğurucuya döner. Yoğuşturucudan çıkan sıvı fazdaki amonyakça zengin karışım soğutucu ısı değiştiricisinden geçerken soğutulur. Genleşme vanasında basıncı düşerek buharlaştırıcıya girer ve buharlaşarak soğurucuya gelir ve çevrim tamamlanır.

Soğurmali soğutma çevriminin termodinamik açıdan performansı limitlidir. T_b ve T_∞ evre sıcaklığında çalışan bir Carnot soğutma çevriminin performansı ile T_a ayırıcı ve T_∞ evre sıcaklığında çalışan bir Carnot makinasının verimlerinin çarpımı sistemin maksimum performans katsayısını verir ve

$$(COP)_{\text{mak}} = \frac{T_b}{T_a} \frac{T_a - T_\infty}{T_\infty - T_b}$$

şeklinde tanımlanır. SSS'de uygun soğurucu ve soğutucu akışkanların kullanılması durumunda çevrimin ısıl performans katsayısının 1,0 dolayında olması beklenir.

SSS'de çalışma akışkanlarının seğimi oldukça önemlidir. evrim performansı soğurucu ve soğutucu akışkanların ısıl, fiziksel özelliklerine bağlıdır. Özelliklerden bazıları:

- a. Karışımın buhar basıncı,
- b. Soğutucunun buharlaşma ısısı,
- c. Soğutucunun kütle derişimi,
- d. Karışımın ısı kapasitesi,

şeklinde sıralanabilir. Akışkan seğiminde kimyasal denge ve viskozite de dikkate alınırken akışkanların bulunabilirliğinin ve fiyatlarında göz önünde bulundurulması gerekir.

SSS'de amonyak/su, soğutucu/soğurucu akışkan çifti çok sık kul-

lanılır. Amonyak ve suyun kaynama noktaları arasındaki sıcaklık farkı 133°C 'dir. Amonyak/su, soğutucu/soğurucu çiftinin yüksek buharlaşma ısısı, bulunabilirliği, düşük viskozitesi, yüksek ısı iletim katsayısı, düşük fiyatı ile eriyebilirliğinin iyi olması gibi avantajları da vardır.

Literatürde SSS'nin termodinamik ve deneysel analizi için yapılmış çalışmalar vardır. Ziegler ve Trepp [1], amonyak/su karışımının denge özellikleri için korelasyonlar geliştirmişlerdir. 500°K sıcaklık ve 50 bar basınç aralığında Shulz'un kullandığı durum denklikleri baz alınarak karışımlar için özgül hacim, buhar basıncı, denge sabitleri ve entalpi değerleri deneysel verilerle karşılaştırılmıştır. Elde edilen sonuçlar entalpi-bileşim ve basınç diyagramında gösterilmiştir.

Alvares ve Trepp [2], amonyak/su ile çalışan bir SSS'nin termodinamik analizini yapmışlardır.

Ataer ve Göğüş [3], amonyak/su akışkan çifti ile çalışan SSS'deki tersinmezlikleri ayrıntılı şekilde incelemişlerdir.

Anand ve Kumar [4], $\text{LiBr}/\text{H}_2\text{O}$ 'lu SSS'nin tersinmezliklerinin analizini yapmışlardır.

Haselden ve Sutherland [5], dört raf içeren 8 cm çaplı bir kolda amonyak/su karışımlarının ayrılmasında raf etkinliğini incelemişler ve deneysel sonuçlarla elde edilen etkinliklerle literatürde verilen distilasyon teorilerini karşılaştırmışlardır.

Lockett, Rahman ve Dhulesia [6], raf etkinliği üzerine sızmanın etkisini belirlemek için bir çalışma yapmışlar ve raf etkinliğinin sızma, sıvı Peclet sayısı, stripping faktör, nokta etkinliği ve özel Lewis durumu gibi faktörlerin fonksiyonu olduğunu göstermişlerdir.

Smith [7], differansiyel kontakt distilasyon kolonlarının performansı üzerine termal distilasyonun etkilerini incelemiştir. Kolonda net buharlaşma ve yoğunlaşma olduğunda transfer birimi yüksekliğinin adyabatik koşullardakinden daha küçük olduğunu differansiyel kontakt distilasyon kolonu için göstermiştir. Ayrıca deneysel olarak net yoğunlaşma için kontakt distilasyona ek olarak termal distilasyonun meydana gelmesinin etkinliği artıracağı belirlenmiştir.

Szonyı ve Furzer [8], periyodik çevrimli distilasyon kolonlarında yeni bir raf tasarımı kullanarak, 610 mm çaplı ve beş raf içeren bir kolonda metanol-su sistemi ile bir çalışma yapmışlar. Yapılan bu çalışma ile donanımlardaki kısmi değişmelerle çevrimli kolonların yararlarının endüstriyel ölçekli kolonlarda elde edilebileceğini belirlemişlerdir.

Bubble-Cap raflar için Fair ve Matthews, delikli raflar için Fair [9], belirli sayıda sistem ve kolonlar için literatür verilerini kullanarak sızıntıyla ilgili bağıntılar geliştirmişlerdir. Bu bağıntılar akış ve kapasite parametresi baz alınarak taşma yüzdesi, sızıntı kesri, sıvı ve buharın debisi, sıvı ve buharın yoğunluğunun fonksiyonu olarak ± 15 hata sınırları içinde yapılmıştır.

Bain ve Van Winkle [9], sızıntıyı 0,6 m çapındaki delik raflı kolonda, hava/su sistemiyle, raf aralıkları, delik çapı, delik merkezleri arasındaki uzaklık, set yüksekliği, sıvı ve buhar hızı etkilerini dikkate alarak incelemişler ve % 25 maksimum sapma ile deneysel verilerin % 90'nı için geçerli

$$\ln E' = K \ln \left[\frac{d_h}{S} \left(\frac{I}{L} \right)^9 G^f \right] + B$$

bir bağıntı elde etmişlerdir. Deneyde su/hava sistemi kullanıldığından, buhar ve sıvının yoğunluğu ve yüzey gerilimi için

$$E' = E' \left(\frac{73}{\sigma} \right)^{0,2} \left(\frac{\rho_V/0,08}{\rho_L/62,4} \right)^{0,5}$$

şeklinde ifade edilen bir düzeltme önermişlerdir.

Gerster ve arkadaşları [9], sıvı ve buhar hızları arasındaki ilişkinin raf etkinliği üzerindeki etkilerini incelemişler ve etkinliğin bazı sıvı hızlarında buhar hızındaki artış oranına paralel olarak arttığını, diğer durumlarda azaldığını, aynı şekilde sıvı hızındaki artma ve azalma ile ters orantılı olarak değiştiğini göstermişlerdir.

Ellis ve Moyade [9]'de aynı etkiyi gözlemişlerdir.

Hellums ve arkadaşları, Umholtz ve Van Winkle, Karim ve Nandi [9], $\frac{L}{D}$ oranı 2'ye ulaştıktan sonra dönüş akı oranındaki azalmanın etkinliğini artırdığını, $\frac{L}{D}$ oranının 2 ve 1 değerleri arasında etkinlikteki değişimin gözlenebilir, toplam dönüş akı oranı ve dönüş akı oranı 2 dolayındayken etkinin az olduğunu göstermişlerdir.

Gerster ve arkadaşları [9], metanol/su sistemi için çapı 0,33 m ve uzunluğu 4,5 m olan bir kolonda etkinliği incelemişler, hız ve köpük yüksekliğiyle etkinliğin karşılaştırılabileceğini göstermişlerdir.

Foss ve arkadaşları [9], bubble-cap rafların etkinliği üzerine sıvı karışımın etkisini incelemişler ve karışma derecesini karakterize eden rafta alıkonma süresinden yararlanarak dağılım fonksiyonu için ayrıntılı bilgi gerektiren ifadeler vermişlerdir. Dağılım fonksiyonu için yaklaşık parametreler kullanarak etkinliği belirlemek için hızlı bir yöntem geliştirmişlerdir.

Oliver ve Watson [9], etilen/diklortoluen sistemini kullanarak 0,45 m çaplı bubble-cap raflı bir kolonda etkinliği etkileyen fak-

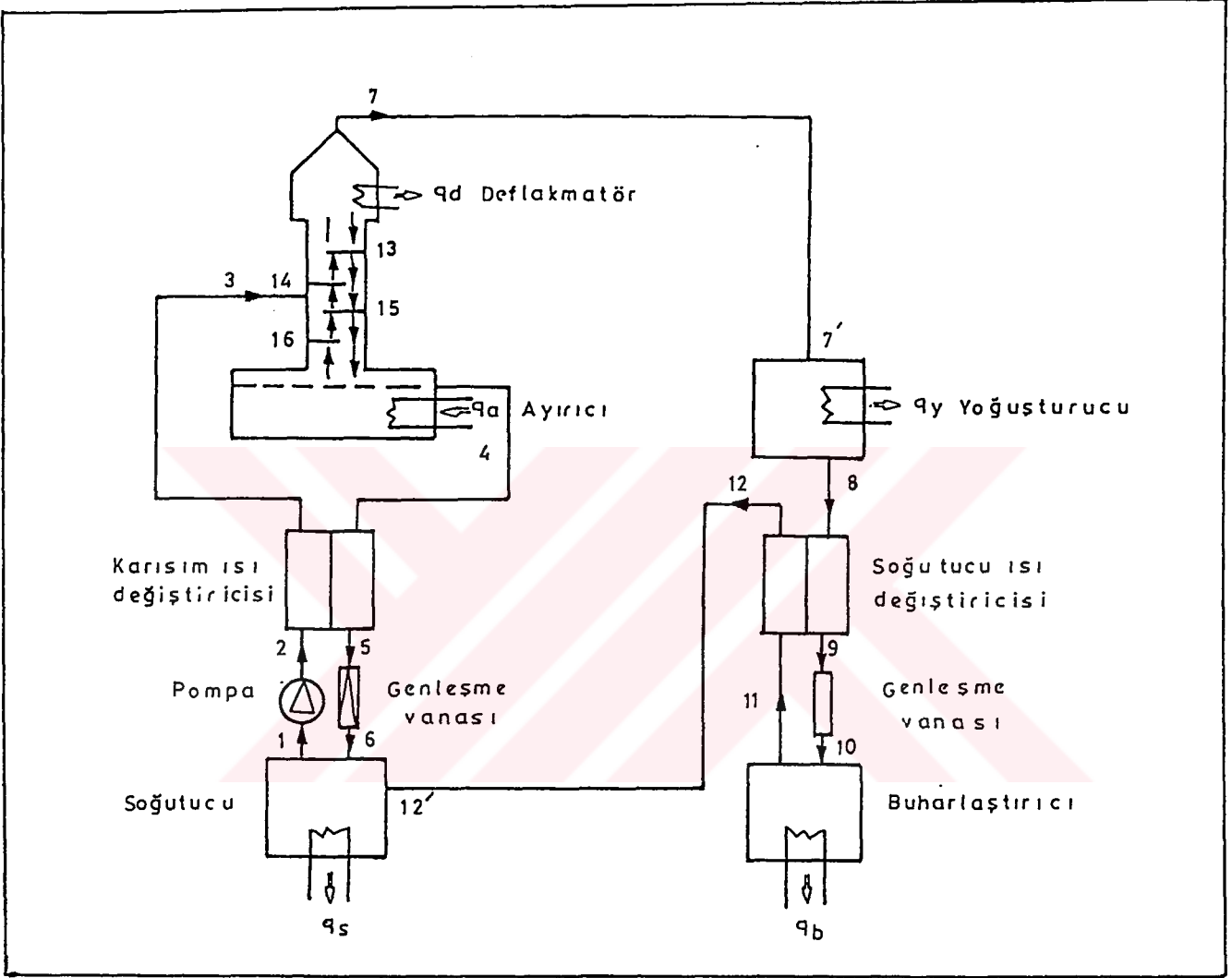
törleri belirlemiş ve karışık parametre denklemini geliştirmişlerdir.

Karim ve Nandi, Hellums ve arkadaşları [9], delikli raflarda delik çapının etkinlik üzerine etkisini incelemişler ve delik çapının etkinlik üzerine çok az bir etkisi olduğunu göstermişlerdir.

Volland, Foss ve Gerster [9], serbest alanın etkinlik üzerine etkisini incelemişler ve bu etkinin çok az olduğunu göstermişlerdir.

1.2. Bu Çalışmanın Amacı

Bu çalışmada SSS'nin termodinamik analizi ve distilasyon kolonunun tasarımı için bir yöntem geliştirilmiş ve bu yöntem kullanılarak bilgisayar yardımıyla çözümler elde edilmiştir. Analizde deflakmatör çıkışında amonyak/su karışımının buhar fazında ve kütle derişiminin 0,999 olduğu varsayılmıştır. Bu çalışmada analizi yapılan SSS'nin etkinliğini artırmak için sistemde ayırıcı ve soğurucu arasında eriyik ısı değiştiricisi, yoğuşturucu ve buharlaştırıcı arasında soğutucu ısı değiştiricisi kullanılmıştır. Analizde karışım ve soğutucu ısı değiştirgeçlerinin karşı akışlı olduğu varsayılarak etkinlikleri kabul edilmiş ve bu etkinlikler kullanılarak akışkanların ısı değiştirgeçlerinden çıkış sıcaklıkları belirlenmiştir. Sistemi oluşturan bazı birimler arasındaki basınç kayıpları için literatürde verilen amprik bağıntılar kullanılmıştır. Yine literatürde kullanılan yöntemlerle distilasyon kolonunun tasarımı yapılmıştır.



Şekil 1. Soğurmali Soğutma Sisteminin Şematik Görünümü

BÖLÜM 2

AMONYAK/SU KARIŞIMININ ISIL VE FİZİKSEL ÖZELLİKLERİ

2.1. Giriş

Bu çalışmada $\text{NH}_3/\text{H}_2\text{O}$ soğutucu/soğurucu akışkan çifti ile çalışılan tek kademeli soğurmalı soğutma sisteminin termodinamik analizi ve distilasyon kolonunun tasarımı yapılmıştır. Sistemin termodinamik analizinde kullanılan $\text{NH}_3/\text{H}_2\text{O}$ 'nun fiziksel özellikleri ile ilgili bağıntılar literatürden alınmıştır. Sıvı ve gaz fazındaki saf amonyağın sabit basınçtaki özgül ısısını veren bağıntılar kullanılarak her iki fazdaki özgül Gibbs serbest enerji fonksiyonu hesaplanmış ve Maxwell bağıntıları ile sıvı ve gaz fazındaki saf amonyağın özgül entalpileri ile özgül hacimleri hesaplanmıştır. Sıvı ve gaz fazındaki amonyağın özgül Gibbs serbest enerji fonksiyonu ile ilgili bağıntılar Ziegler ve Trepp'in [1] çalışmalarından alınmış ve Bölüm 2.2 ve 2.3'de verilmiştir. Sıvı ve gaz fazındaki saf suyun hesaplanan özgül entalpileri Bölüm 2.4'de verilmiştir.

Sıvı ve gaz fazındaki amonyak/su karışımının doyma basıncı ve özgül entalpileri ile ilgili bağıntılar saf su ve amonyağın sıvı ve gaz fazındaki entalpileri kullanılarak elde edilmiştir. Shulz'un [10] denge şartlarındaki sıvı ve gaz fazı için verdiği bağıntılar kullanılarak gaz fazındaki amonyak/su karışımı için amonyağın molar derişimini veren bir ifade elde edilmiştir. Bu bağıntılar Bölüm 2.5'de verilmiştir.

Bourseau ve Bugarel [11]'de amonyak, su ve amonyak/su karışımı-

nın sıvı ve gaz fazındaki boyutsuz entalpileri için $0,01 \leq P \leq 25$ bar basınç ve $200 < T < 450$ K sıcaklık aralığında ampirik bağıntılar elde etmişlerdir. Bu çalışmada Ziegler ve Trepp'in geliştirdiği denklemler kullanılmıştır.

2.2. Sıvı Fazdaki Amonyakın Özellikleri

$230 \leq T \leq 500$ K sıcaklık ve $0,2 \leq p \leq 50$ bar basınç aralığında Ziegler ve Trepp [1] doymuş sıvı amonyakın boyutsuz özgül Gibbs serbest enerji fonksiyonu için

$$\hat{g}_\ell = \hat{h}_{\ell,0} - \hat{s}_{1,0} \hat{T} + \int_{\hat{T}_0}^{\hat{T}} \hat{c}_{p\ell} d\hat{T} - \hat{T} \int_{\hat{T}_0}^{\hat{T}} (\hat{c}_{p\ell}/\hat{T}) d\hat{T} \\ + (a_1 + a_3 \hat{T} + a_4 \hat{T}^2)(\hat{P} - \hat{P}_0) + a_2(\hat{P}^2 - \hat{P}_0^2)/2 \quad (2.1)$$

bağıntısını elde etmişlerdir. Bu bağıntıdaki $\hat{c}_{p\ell}$ sıvı fazdaki amonyakın boyutsuz, sabit basınçtaki molar özgül ısıdır ve

$$\hat{c}_{p\ell} = b_1 + b_2 \hat{T} + b_3 \hat{T}^2 \quad (2.2)$$

şeklinde tanımlanmıştır. Denklem (2.1) ve (2.2)'de kullanılan boyutsuz parametreler

$$\hat{T} = \frac{T}{T_B} \quad (2.3)$$

$$\hat{P} = \frac{P}{P_B} \quad (2.4)$$

$$\hat{c}_p = \frac{c_p}{R} \quad (2.5)$$

ve

$$\hat{g} = \frac{g}{R T_B} \quad (2.6)$$

bağıntıları ile tanımlanmıştır. Bu ifadelerdeki T_B 'nin değeri 100 K ve P_B 'nin değeri 10 bar'dır. R evrensel gaz sabitidir ve değeri

8,314 kJ/kmol K'dir. Denklem (2.1) ve (2.2)'deki sabitlerin değerleri Tablo 1'de verilmiştir. Gibbs serbest enerji fonksiyonu ile entalpi arasındaki bağıntı

$$\hat{h} = -\hat{T}^2 \left(\frac{\partial(\hat{g}/\hat{T})}{\partial\hat{T}} \right)_{\hat{p}} \quad (2.7)$$

şeklinde ifade edilir. Denklem (2.1) ile verilen boyutsuz Gibbs serbest enerji fonksiyonu Denklem (2.7)'de kullanılarak sıvı amonyağın boyutsuz entalpisi

$$\begin{aligned} \hat{h}_{\ell, \text{NH}_3} = \hat{h}_{\ell, 0 \text{NH}_3} &- b_1 \hat{T}_0 - \frac{b_2}{2} (\hat{T}^2 + \hat{T}_0^2) - \frac{b_3}{3} (2\hat{T}^3 + \hat{T}_0^3) \\ &+ b_1 \hat{T} + b_2 \hat{T}^2 + b_3 \hat{T}^3 - (a_4 \hat{T}^2 - a_1)(\hat{p} - \hat{p}_0) \\ &+ \frac{a_2}{2} (\hat{p}^2 - \hat{p}_0^2) \end{aligned} \quad (2.8)$$

şeklinde yazılabilir. Doymuş sıvı amonyağın molar entalpisi

$$\bar{h} = \hat{h} R T_B \quad (2.9)$$

bağıntısı kullanılarak elde edilir.

Gibbs serbest enerji fonksiyonu ile özgül hacim arasındaki bağıntı

$$\hat{v} = \left(\frac{\partial\hat{g}}{\partial\hat{p}} \right)_{\hat{T}} \quad (2.10)$$

şeklinde ifade edilir. Denklem (2.1) ile verilen doymuş sıvı amonyağın boyutsuz Gibbs serbest enerji fonksiyonu Denklem (2.6) ve (2.10) kullanılarak doymuş sıvı amonyağın molar özgül hacmi için

$$\bar{v}_{\ell} = R \cdot T_B \frac{10^{-2}}{P_B} (a_3 + a_4 \hat{T} + a_5 \hat{T}^2 + a_6 \hat{p}) \quad (2.11)$$

bağıntısı elde edilir.

Tablo 1. Denklem (2.1) ve (2.2)'deki sabitlerin değerleri [1]

$\hat{h}_{g,o}$	4,878573
$\hat{S}_{g,o}$	1,644773
a_1	$3,971423 \cdot 10^{-2}$
a_2	$-1,790557 \cdot 10^{-5}$
a_3	$-1,308905 \cdot 10^{-2}$
a_4	$3,752836 \cdot 10^{-3}$
b_1	1,634519.10
b_2	-6,508119
b_3	1,448937
\hat{T}_o	3,2252
\hat{P}_o	2,0000

2.3. Gaz Fazındaki Amonyakın Özellikleri

Ziegler ve Trepp [1] gaz fazındaki amonyağın boyutsuz Gibbs serbest enerji fonksiyonunu

$$\begin{aligned}
 \hat{g}_g = & \hat{h}_{g,o} - \hat{S}_{g,o} \hat{T} + \int_{\hat{T}_o}^{\hat{T}} \hat{c}_{pg} d\hat{T} - \hat{T} \int_{\hat{T}_o}^{\hat{T}} (\hat{c}_{pg}/\hat{T}) d\hat{T} + \hat{T} \ln(\hat{P}/\hat{P}_o) \\
 & + c_1(\hat{P} - \hat{P}_o) + c_2(\hat{P}/\hat{T}^3 - 4\hat{P}_o/\hat{T}_o^3 + 3\hat{P}_o \hat{T}/\hat{T}_o^4) + c_3(\hat{P}/\hat{T}^{11} \\
 & - 12\hat{P}_o/\hat{T}_o^{11} + 11\hat{P}_o \hat{T}/\hat{T}_o^{12}) + c_4(\hat{P}^3/\hat{T}^{11} - 12\hat{P}_o^3/\hat{T}_o^{11} + 11\hat{P}_o \hat{T}/\hat{T}_o^{12})/3
 \end{aligned}
 \tag{2.12}$$

bağıntısı ile vermişlerdir. Denklem (2.12)'deki \hat{c}_{pg} gaz fazındaki amonyağın boyutsuz, sabit basınçtaki özgül ısıdır ve

$$\hat{c}_{pg} = d_1 + d_2 \hat{T} + d_3 \hat{T}^2
 \tag{2.13}$$

ifadesiyle tanımlanmıştır. Denklem (2.12) ve (2.13)'deki sabitlerin de-

değerleri Tablo 2'de verilmiştir.

Tablo 2. Denklem (2.12) ve (2.13)'deki sabitlerin değerleri [1]

$\hat{h}_{g,o}$	26,468879
$\hat{S}_{g,o}$	8,339026
c_1	$-1,049377 \cdot 10^{-2}$
c_2	-8,288224
c_3	$-6,647257 \cdot 10^2$
c_4	$-3,045352 \cdot 10^3$
d_1	3,673647
d_2	$9,989629 \cdot 10^{-2}$
d_3	$3,617622 \cdot 10^{-2}$

Denklem (2.12) ile verilen boyutsuz Gibbs serbest enerji fonksiyonu Denklem (2.7)'de kullanılarak doymuş amonyak buharının boyutsuz özgül entalpisi için

$$\begin{aligned}
 \hat{h}_{g_{NH_3}} = & \hat{h}_{g,o_{NH_3}} - d_1 \hat{T}_o - \frac{d_2}{2} (\hat{T}^2 + \hat{T}_o^2) - \frac{d_3}{3} (2\hat{T}^3 + \hat{T}_o^3) + d_1 \hat{T} \\
 & + d_2 \hat{T}^2 + d_3 \hat{T} + c_1 (\hat{P} - \hat{P}_o) + 4c_2 (\hat{P}/\hat{T}^3 - \hat{P}_o/\hat{T}_o^3) \\
 & + 12c_3 (\hat{P}/\hat{T}^{11} - \hat{P}_o/\hat{T}_o^{11}) + 4c_4 (\hat{P}^3/\hat{T}^{11} - \hat{P}_o^3/\hat{T}_o^{11}) \quad (2.14)
 \end{aligned}$$

bağıntısı elde edilir. Bu bağıntı Denklem (2.9) kullanılarak gaz fazındaki amonyağın molar entalpisi elde edilir.

2.4. Sıvı ve Gaz Fazındaki Suyun Özellikleri

Ziegler ve Trepp sıvı ve gaz fazındaki amonyak için verdikleri Gibbs serbest enerji fonksiyonu bağıntısının genel formunu farklı sabitler ile suyun sıvı ve gaz fazındaki entalpileri için de kullanmış-

lardır. Doymuş sıvı su için Denklem (2.1) ve (2.2)'deki sabitlerin değerleri Tablo 3'te verilmiştir.

Tablo 3. Doymuş sıvı su için Denklem (2.1) ve (2.2)'deki sabitlerin değerleri [1]

$\hat{h}_{l,o}$	21,821141
$\hat{S}_{l,o}$	5,733498
a_1	$2,748796 \cdot 10^{-2}$
a_2	$-4,45025 \cdot 10^{-3}$
a_3	$8,389246 \cdot 10^{-4}$
a_4	$-1,016665 \cdot 10^{-5}$
b_1	$1,214557 \cdot 10$
b_2	-1,898065
b_3	$2,911966 \cdot 10^{-1}$
\hat{T}_o	5,0705
\hat{P}_o	3,000

Doymuş su buharı için Denklem (2.12) ve (2.13)'deki sabitlerin değerleri de Tablo 4'de verilmiştir.

Tablo 4. Doymuş su buharı için Denklem (2.12) ve (2.13)'deki sabitlerin değerleri [1]

$\hat{h}_{g,o}$	60,965058
$\hat{S}_{g,o}$	13,453430
c_1	$2,136131 \cdot 10^{-2}$
c_2	-3,169291.10
c_3	$-4,634611 \cdot 10^4$
c_4	0,0
d_1	4,01970
d_2	$-5,175550 \cdot 10^{-2}$
d_3	$1,951939 \cdot 10^{-2}$

2.5. Amonyak/Su Karışımının Özellikleri

Bourseau ve Bugarel [11] amonyak/su karışımının doyma basıncı için

$$\log p = M - \frac{N}{T} \quad (2.15a)$$

empirik bağıntısını elde ettiler. Bu bağıntıdaki M ve N'nin değerleri

$$M = 10,440 - 1,767x + 0,9823x^2 + 0,3627x^3 \quad (2.15b)$$

ve

$$N = 2013,8 - 2155,7x + 1540,9x^2 - 194,7x^3 \quad (2.15c)$$

şeklinde tanımlanmıştır. Bu ifadedeki x amonyağın kütle kesiridir. Ziegler ve Trepp [1] sıvı fazdaki amonyak/su karışımının boyutsuz Gibbs serbest enerji fonksiyonu için

$$\begin{aligned} \hat{g}_{l,m} = & (1 - X)\hat{g}_{l,H_2O} + X\hat{g}_{l,NH_3} + \hat{T} [(1 - X) \ln(1 - X) + X \ln X] \\ & + \{e_1 + e_2\hat{P} + (e_3 + e_4\hat{P})\hat{T} + e_5/\hat{T} + e_6/\hat{T}^2 \\ & + [e_7 + e_8\hat{P} + (e_9 + e_{10}\hat{P})\hat{T} + e_{11}/\hat{T} + e_{12}/\hat{T}^2](2X - 1) \\ & + [e_{13} + e_{14}\hat{P} + e_{15}/\hat{T} + e_{16}/\hat{T}^2](2X - 1)^2\} X(1 - X) \end{aligned} \quad (2.16)$$

bağıntısını elde etmişlerdir. Denklem (2.16)'daki sabitlerin değerleri Tablo 5'de verilmiştir. Denklem (2.16)'daki X amonyağın mol kesridir. Denklem (2.16), Denklem (2.7)'de kullanılarak sıvı fazdaki amonyak/su karışımının molar boyutsuz entalpisi

$$\begin{aligned} \hat{h}_{l,m} = & (1 - X)\hat{h}_{l,H_2O} + X\hat{h}_{l,NH_3} + \{e_1 + e_2\hat{P} + 2e_5/\hat{T} + 3e_6/\hat{T}^2 + \\ & [e_7 + e_8\hat{P} + 2e_{11}/\hat{T} + 3e_{12}/\hat{T}^2](2X - 1) + [e_{13} + e_{14}\hat{P} + \\ & 2e_{15}/\hat{T} + 3e_{16}/\hat{T}^2](2X - 1)^2\} X(1 - X) \end{aligned} \quad (2.17)$$

şeklinde elde edilir.

Tablo 5. Denklem (2.16)'daki sabitlerin değerleri [1]

e_1	-4,626129.10
e_2	2,060225.10 ⁻²
e_3	7,292369
e_4	-1,032613.10 ⁻²
e_5	8,074824.10
e_6	-8,461214.10
e_7	2,452882.10
e_8	9,598767.10 ⁻³
e_9	-1,475383
e_{10}	-5,038107.10 ⁻³
e_{11}	-9,640398.10
e_{12}	1,226973.10 ²
e_{13}	-7,582637
e_{14}	6,012445.10 ⁻⁴
e_{15}	5,487018.10
e_{16}	-7,667596.10

Ziegler ve Trepp gaz fazındaki amonyak/su karışımının boyutsuz Gibbs serbest enerji fonksiyonunu

$$\hat{g}_{g,m} = (1 - Y)\hat{g}_{g,H_2O} + Y\hat{g}_{g,NH_3} + \hat{T}[(1 - Y) \ln(1 - Y) + Y \ln(Y)] \quad (2.18)$$

şeklinde ifade etmişlerdir. Denklem (2.18)'de Y , gaz fazındaki amonyakın mol kesridir. Denklem (2.18), Denklem (2.7)'de kullanılarak gaz fazında amonyak/su karışımının boyutsuz özgül entalpisi için

$$\hat{h}_{g,m} = (1 - Y)\hat{h}_{g,H_2O} + Y\hat{h}_{g,NH_3} \quad (2.19)$$

bağıntısı yazılabilir. Bu bağıntı Denklem (2.9)'da kullanılarak gaz fazındaki amonyak/su karışımının molar entalpisi elde edilir.

Gaz fazında amonyak/su karışımının molar özgül hacmi Denklem (2.18), Denklem (2.10)'da kullanılarak

$$\bar{v}_{g,m} = \frac{R T_B 10^{-2}}{P_B} \left[(1 - Y) \left(\hat{T}/P + c_1/P_B + c_2/\hat{T}^3 P_B + c_3/\hat{T}^{11} P_B + c_4 P^2/\hat{T}^{11} P_B^3 \right)_{H_2O} + Y \left(\hat{T}/P + c_1/P_B + c_2/\hat{T}^3 P_B + c_3/\hat{T}^{11} P_B + c_4 P^2/\hat{T}^{11} P_B^3 \right)_{NH_3} \right] \quad (2.20)$$

şeklinde ifade edilir. Sıvı fazda amonyak/su karışımının molar özgül hacmi de Denklem (2.16), Denklem (2.10)'da kullanılarak

$$\bar{v}_{l,m} = \frac{RT_B \cdot 10^{-2}}{P_B} \left[(1 - X) (a_1 + a_3 \hat{T} + a_4 \hat{T}^2 + a_2 P)_{H_2O} + X (a_1 + a_3 \hat{T} + a_4 \hat{T}^2 + a_2 P)_{NH_3} + (X - X^2) [(e_2 + e_4 \hat{T} + (2X - 1)(e_8 + e_{10} \hat{T}) + (2X - 1)^2 e_{14}] \right] \quad (2.21)$$

şeklinde ifade edilir.

Shulz [10], faz dengesi şartı ile sıvı ve gaz fazında kullanılacak bağıntılar arasında ilişkiler kurulabileceğini göstermiş ve farklı fazlar arasındaki bu ilişkileri

$$T_l = T_g \quad (2.22)$$

$$P_l = P_g \quad (2.23)$$

$$\mu_{l,H_2O} = \mu_{g,H_2O} \quad (2.24)$$

ve

$$\mu_{l,NH_3} = \mu_{g,NH_3} \quad (2.25)$$

şeklinde ifade etmiştir. Bu bağıntıdaki μ kimyasal potansiyeldir.

Shulz, denge durumunda karışımdaki suyun kimyasal potansiyelini

$$\mu_{\ell, H_2O} = g(T, P, X) - X \left(\frac{\partial g(T, P, X)}{\partial X} \right)_{P, T} \quad (2.26)$$

bağıntısı ile vermiştir. Ziegler ve Trepp tarafından Denklem (2.16) ve (2.18) ile verilen sıvı ve gaz fazındaki amonyak/su karışımının Gibbs serbest enerji fonksiyonları önce Denklem (2.26)'da daha sonra Denklem (2.24) ve (2.25)'te kullanılarak denge durumunda gaz fazında amonyak/su karışımındaki amonyağın mol kesri için

$$\begin{aligned} y = 1 - \exp[& \{ \hat{g}_{\ell, H_2O} + \hat{T} \ln(1 - X) + [e_1 + e_2 \hat{P} + (e_3 + e_4 \hat{P}) \hat{T} \\ & + e_5 / \hat{T} + e_6 / \hat{T}^2] X^2 + [e_7 + e_8 \hat{P} + (e_9 + e_{10} \hat{P}) \hat{T} \\ & + e_{11} / \hat{T} + e_{12} / \hat{T}^2] (4X^3 + 3X^2) + [e_{13} + e_{14} \hat{P} + e_{15} / \hat{T} + e_{16} / \hat{T}^2] \\ & (12X^4 - 16X^3 + 5X^2) - \hat{g}_{g, H_2O} \} / \hat{T}] \end{aligned} \quad (2.27)$$

bağıntısı elde edilir.

BÖLÜM 3

İKİLİ SİSTEMLER İÇİN DİSTİLASYON KOLONU TEORİSİ

3.1. Giriş

Bu bölümde Şekil 1'de şematik olarak görülen amonyak/su ile çalışan SSS'nin distilasyon kolonunun tasarım teorisi verilmiştir. Tasarım yöntemi;

1. Teorik raf sayısının belirlenmesi,
2. Raf etkinliğinin ve gerçek raf sayısının belirlenmesi,
3. Raf ve kolonun ayrıntılı tasarımını gerektirir.

Distilasyon kolonlarında minimum ve toplam dönüş akısı iki çalışma limitidir. Bu limitlerin bilinmesi gerekir. Distilasyon kolonunun tasarımında, teorik raf sayısı, kütle ve enerji denklemleri ile sıvı ve gaz fazlarındaki denge denkliği kullanılarak analitik olarak belirlenmiştir. Bu değerler grafik yöntemi ile elde edilen sonuçlarla karşılaştırılmıştır.

Distilasyon kolonunun analizi analitik olarak Lewis-Sorel yöntemi ile grafiksel olarak da Ponchon-Savarit ve McCabe-Thiele yöntemleri ile yapılır [12]. Lewis-Sorel analitik yönteminde, her raftaki sıvı ve buhar debilerini, raf sıcaklıklarını ve raftaki akımların derişimlerini belirlemek için her rafa kütle ve enerji denklemleri ile sıvı ve gaz fazlarındaki denge durumu denklemleri yazılır. Ponchon-Savarit grafik yönteminde ayrıntılı entalpi verilerine gereksinim vardır. Daha yaklaşık bir yöntem olan McCabe-Thiele yönteminde ise

denge durumundaki konsantrasyon verileri tasarım için gereklidir.

Distilasyon kolonunun gerçek raf sayısının belirlenebilmesi için raf etkinliğinin bilinmesi gerekir. Literatürde raf etkinliği deneysel ve teorik olarak belirlenebildiği gibi daha önce yapılan deney sonuçları benzer sistemler için kullanılabilir. Bu çalışmada raf etkinliği teorik olarak belirlenmiştir.

Delikli raf kullanıldığı kabul edilerek, raf tasarımı delik raflı kolonlar için literatürde verilen tasarım yöntemi kullanılarak yapılmıştır.

3.2. Teorik Raf Sayısının Belirlenmesi

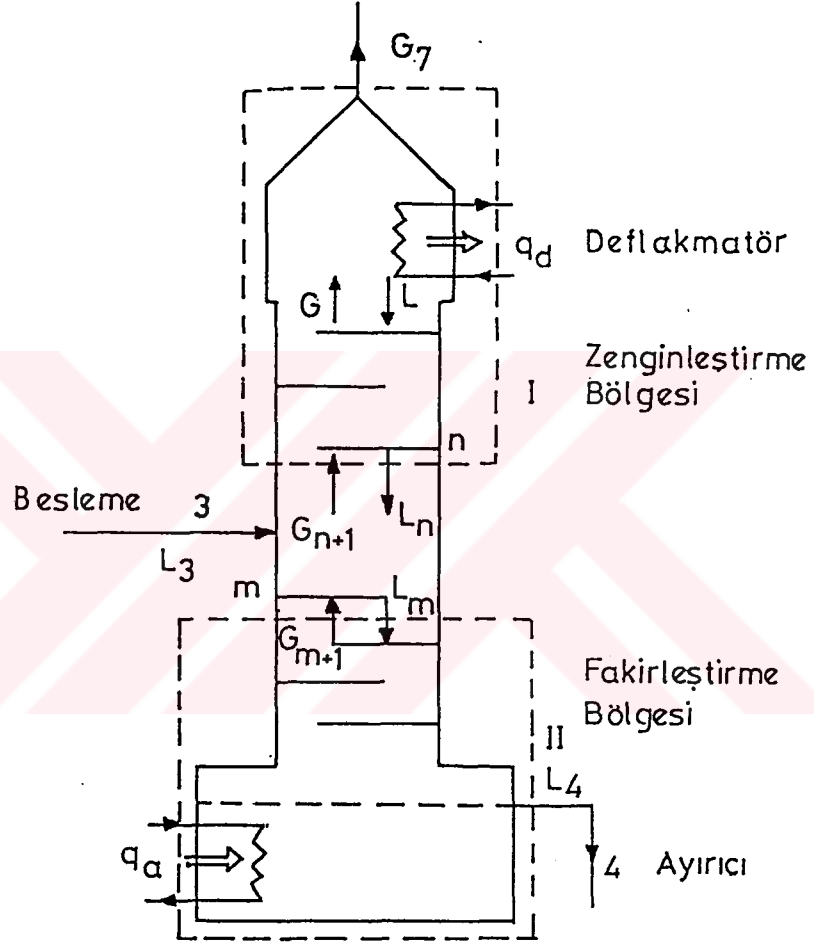
Bu çalışmada SSS'nin distilasyon kolonunun teorik raf sayısı kütle ve enerji denklileri ile sıvı ve gaz fazındaki denge durum denkliği kullanılarak, değişik çalışma şartlarında iteratif çözüm yöntemiyle bilgisayar kullanılarak belirlenmiştir.

Teorik raf sayısının belirlenmesinde kolon zenginleştirme (enriching) ve fakirleşme (stripping) bölgesi olarak iki bölüme ayrılmıştır (Şekil 2). Deflakmatör ile beslemenin yapıldığı raf arası zenginleştirme bölgesi, ayırıcı ile besleme dahil besleme rafı arasındaki bölgede fakirleştirme bölgesi olarak tanımlanmış ve Şekil 2'de görüldüğü gibi numaralandırılmıştır.

Deflakmatörden ısı çekildiği için deflakmatörden çıkan gaz fazındaki amonyak/su karışımı, G_7 , deflakmatörden distilasyon kolonuna dönen sıvı fazda amonyak/su karışımı da L_7 'dir. Deflakmatörden kolona dönen sıvı karışımının deflakmatörden ayrılan buhar karışımına oranı dönüş akı oranı (reflux ratio), R_f olarak tanımlanmıştır ve

$$R_f = \frac{L_7}{G_7} \quad (3.1)$$

şeklinde ifade edilmiştir.



Şekil 2. Distilasyon Kolonunun Şematik Görünümü

Şekil 2'de görülen "I" no.lu kontrol hacmi için karışım ve soğutucu kütle denklikleri

$$G_{n+1} = L_n + G_7 \quad (3.2)$$

ve

$$G_{n+1} y_{n+1} - L_n x_n = G_7 y_7 \quad (3.3)$$

şeklinde ifade edilir. Benzer ifadeler kolondaki diğer raflar içinde yazılabilir. Denklem (3.3)'ün sol tarafındaki terimler kolonda, yukarı çıkan ve aşağı inen amonyak miktarı arasındaki farkı veya net amonyak akışını ifade eder. SSS'nin belirli çalışma şartlarında bu ifadenin sağ tarafındaki kolondan alınan amonyak miktarını gösteren terim sabittir ve bu bölgedeki raf sayısına bağlı değildir. "I" no.lu kontrol hacmi için enerji denkliği

$$G_{n+1} h_{g_{n+1}} = L_n h_{l_n} + G_7 h_7 + q_d \quad (3.4)$$

şeklinde yazılır. Deflakmatörden çekilen ısı ile deflakmatörden çıkan gaz karışımının entalpileri toplamının, gaz karışımının kütle debisine oranı q' ile tanımlanırsa bu oran

$$q' = \frac{q_d + G_7 h_7}{G_7} \quad (3.5)$$

şeklinde yazılabilir. Denklem (3.4) ile Denklem (3.5) beraber çözümlürse

$$G_{n+1} h_{g_{n+1}} - L_n h_{l_n} = G_7 q' \quad (3.6)$$

bağıntısı elde edilir. Denklem (3.6)'nın sol tarafındaki ifade kolon içerisinde yukarı doğru yükselen karışım ile aşağı doğru inen karışımın taşıdıkları birim zamandaki ısı enerjileri arasındaki fark veya yukarı doğru olan birim zamandaki net ısı enerjisidir. SSS'nin belirli çalışma şartları için Denklem (3.6)'nın sağ tarafı sabit olduğundan yukarıya doğru olan net ısı enerjisi akışı veya farkı da sabittir ve ko-

lonun bu bölgesindeki raf sayısına bağılı değildir. Denklem (3.2), (3.3) ve (3.6) kullanılarak

$$\frac{L_7}{G_{13}} = \frac{y_7 - y_{13}}{y_7 - x_7} = \frac{q' - h_{g13}}{q' - h_{\ell 7}} \quad (3.7)$$

bağıntısı yazılabilir. Bu oran iç dönüş akı oranı (internal reflux ratio) olarak bilinir. İkili sistemlerde minimum dönüş akı oranı koşullarında Şekil 3'de görüldüğü gibi besleme rafı etrafında sabit bileşimli bir bölge oluşur ve bu matematiksel olarak

$$y_n = y_{n+1} = y_m = y_{m+1} \quad (3.8)$$

ve

$$x_n = x_{n+1} = x_m = x_{m+1} \quad (3.9)$$

şeklinde ifade edilir. Bu durumda alt indisler yok edilerek Denklem (3.7) minimum dönüş akı oranı koşullarında

$$\left(\frac{L}{G} \right)_{\min} = \frac{y - y_7}{x - y_7} = \frac{h_g - h_7 - q_d/G}{h_{\ell} - h_g} \quad (3.10)$$

şeklinde ifade edilir. Denklem (3.2), (3.3) ve (3.6) kullanılarak minimum dönüş akı oranı

$$\left(\frac{L}{G} \right)_{\min} = \frac{y_7 - y}{y - x} = \frac{h_{g7} - h_g + q_d/G_7}{h_g - h_{\ell}} \quad (3.11)$$

şeklinde yazılır. Şekil 3'de görülen "III" no.lu kontrol hacmi için karışım ve soğutucu bileşen kütle ve enerji denklikleri

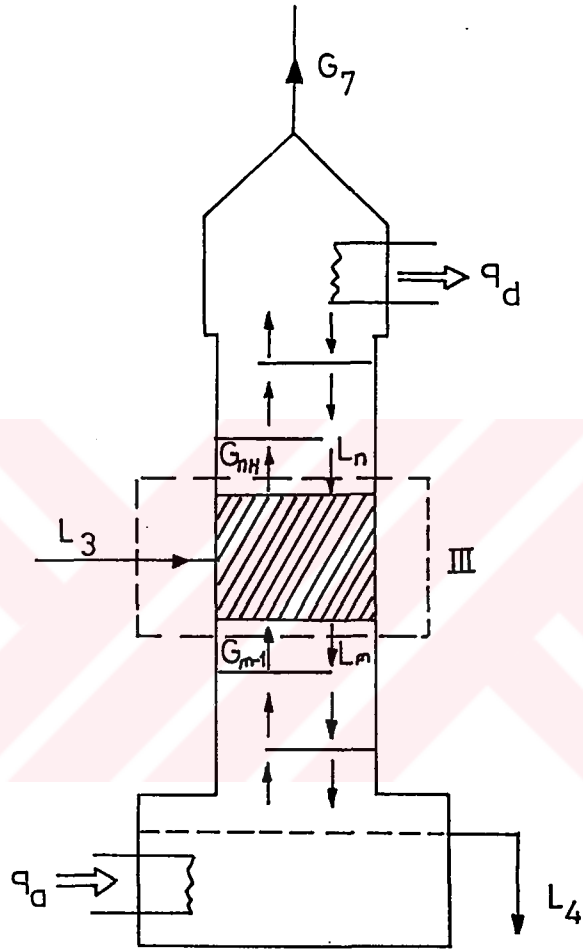
$$L_3 + L_n + G_{m-1} = G_{n+1} + L_m \quad (3.12)$$

$$L_3 x_3 + L_n x_n + G_{m-1} y_{m-1} = G_{n+1} y_{n+1} + L_m x_m \quad (3.13)$$

ve

$$L_3 h_3 + L_n h_{\ell n} + G_{m-1} h_{g_{m-1}} = G_{n+1} h_{g_{n+1}} + L_m h_{\ell m} \quad (3.14)$$

şeklinde ifade edilirler. Bu ifadelerdeki alt indisler yok edilerek Denklem (3.12), (3.13) ve (3.14) kullanılarak minimum dönüş akı ora-



Sekil 3. Minimum dönüş akı oranı koşulları

nı koşulları için

$$\left(\frac{L_e - L_s}{G_s - G_e} \right) = \left(\frac{x_3 - y}{x - x_3} \right) = \left(\frac{h_3 - h_g}{h_l - h_3} \right) \quad (3.15)$$

bağıntısı elde edilir. Bu bağıntıda e ve s sırasıyla zenginleştirme ve fakirleştirme bölgesini gösterir. Toplam dönüş akı oranı koşullarında deflakmatör çıkışındaki buhar karışımının kütle debisi $G_7 = 0$ ve deflakmatörden kolona dönen sıvı karışımının kütle debisi, 13 noktasından yükselen buhar karışımının kütle debisine eşittir. Bu durum matematiksel olarak

$$L_7 = G_{13}, \quad G_{14} = L_{13} \quad \text{ve} \quad x_7 = y_{13}, \quad x_{13} = y_{14} \quad (3.16)$$

şeklinde ifade edilir. Deflakmatör için enerji denkliği

$$G_{13} h_{g_{13}} + q_d = L_7 h_{l_7} \quad (3.17)$$

şeklinde yazılır.

Şekil 2'de görülen "II" no.lu kontrol hacmi için karışım ve soğutucu kütle denklilikleri

$$L_m = G_{m+1} + L_4 \quad (3.18)$$

ve

$$L_m x_m = G_{m+1} y_{m+1} + L_4 x_4 \quad (3.19)$$

şeklinde ifade edilir (3.19) no.lu ifadenin sol tarafı aşağı doğru net amonyak akışını gösterir. Sağ tarafı ise ayırıcıdan çıkan karışımındaki amonyak miktarına eşittir ve bölgedeki raf sayısına bağlı değildir. II no.lu kontrol hacmi için enerji denkliği

$$L_m h_{l_m} + q_a = G_{m+1} h_{g_{m+1}} + L_4 h_4 \quad (3.20)$$

şeklinde yazılır. "4" noktasındaki karışımın birim kütlesi için ayırıcıdaki net ısı akışı q'' ile tanımlanırsa

$$q'' = \frac{L_4 h_4 - q_a}{L_4} = h_4 - \frac{q_a}{L_4} \quad (3.21)$$

şeklinde yazılır. Denklem (3.20)'de, Denklem (3.21) kullanılarak

$$L_m h_{\ell m} - G_{m+1} h_{g_{m+1}} = L_4 q'' \quad (3.22)$$

bağıntısı elde edilir. Denklem (3.22)'nin sol tarafındaki ifade aşağı ve yukarı doğru akan karışımların taşıdıkları birim zamandaki ısı enerjileri arasındaki farktır. Sağ tarafı ise ayırıcıdan çekilen net ısı enerjisidir. Bu enerji SSS'nin belirli çalışma şartları için sabittir ve bölgedeki raf sayısına bağlı değildir. Şekil 2 kullanılarak distilasyon kolonu, deflakmatör ve ayırıcı için karışım ve soğutucu amonyak bileşeni için kütle denkleği

$$L_3 = L_4 + G_7 \quad (3.23)$$

ve

$$L_3 x_3 = L_4 x_4 + G_7 y_7 \quad (3.24)$$

şeklinde yazılabilir. Enerji denkleği

$$q_a = G_7 h_{g_7} + L_4 h_{\ell 4} + q_d - L_3 h_{\ell 3} \quad (3.25)$$

şeklinde ifade edilir. denklem (3.5) ve Denklem (3.21) ile tanımlanan q' ve q'' büyüklükleri Denklem (3.25) de kullanılarak

$$L_3 h_{\ell 3} = q'' L_4 + q' G_7 \quad (3.26)$$

bağıntısı elde edilir.

3.3. Distilasyon Kolonunun Etkinliği

Distilasyon kolonunun sürekli şartlardaki çalışmasında kolonun etkinliği;

1. Buharda sıvı sızıntısı,
2. Sıvıda buhar sızıntısı,
3. Buhar sıvı temas etkisi,

4. Akış düzeni,
5. Set yüksekliği,
6. Sıvı yolu uzunluğu,
7. Bağıl buhar ve sıvı debilerinin

fonksiyonudur [9].

Raflardan yükselen buhar ile sıvının bir üst rafa taşınması "buharda sıvı sızıntısı" olarak tanımlanır. Düşük konsantrasyonlu sıvının üst rafa taşınması bu rafta bulunan sıvı ve raftan yükselen buhar konsantrasyonunun düşmesine yol açar. Buna bağlı olarak kütle transferi ve raf etkinliği azalır. Etkinliğin azalması ayırma işleminde gerekli olan raf sayısını artırır.

Araştırmacılar ayırma raflarında meydana gelen sızıntıyı çalışma, sistem ve tasarım değişkenlerinin fonksiyonu olarak incelemişler [9] ve bu incelemelerin sonucunda sızıntının artmasına neden olan etkenleri şu şekilde sıralamışlardır:

- a. Raflar arası uzaklığın azalması,
- b. Yüzeydeki buhar hızının artması,
- c. Set yüksekliğinin artması,
- d. Sıvı akış hızının artması,
- e. Buhar yoğunluğunun artması,
- f. Sıvının yüzey geriliminin azalması,
- g. Kep (cap) aralığının artması,
- ı. Sıvı akış yolunun azalması,
- i. Delik çapının artması.

Buharın sıvı içerisine alt rafa taşınabilen köpük olarak emilmesi ya da taşma borusundaki sıvı tarafından buharın tutularak rafın altına taşınması "sıvıda buhar sızıntısı" olarak tanımlanır. Rafta

bulunan sıvıya oranla daha çok uçucu madde içeren buhar sıvıyı seyreltir ve ayırma etkinliğini azaltarak ayırma için gerekli olan raf sayısının artmasına neden olur. Sıvıda buhar sızıntısı, köpük yüksekliğini artıran etkenlere bağlı olduğundan aynı parametrelerin fonksiyonudur. Sıvıda buhar sızıntısı;

- a. Sıvı ve buhar arasındaki yoğunluk farkının azalması,
- b. Buhar ve sıvı yükünün artması,
- c. Set yüksekliğinin artması,
- d. Sıvı akış yolunun artması,
- e. Sıvının yüzey geriliminin azalması,
- f. Buharın yoğunluğunun artması,

g. Taşma seti ile deliklerin son sırasındaki uzaklığın azalması ile artar. Sıvıda buhar sızıntısı, deliklerin son sırasının taşma setinden belli bir uzaklığa yerleştirilmesi ile azaltılabilir. Böylece buharın sıvı tarafından tutulma olasılığı azalır.

Buhar ve sıvı fazlarının temas alanı ve sıvı-buhar temas süresi yeterli olacak şekilde raf tasarımı yapıldığında bütün noktalarda sıvı-buhar bileşimleri arasında denge sağlanır ve teorik raf sayısı gerçek raf sayısına eşit olur. Fazlar arasındaki temas süresinin sağlanmasını ve temas alanının oluşma mekanizmasını içeren tasarım ve işletme etkenleri:

- a. Sıvı derinliği,
- b. Sıvı akış yolu uzunluğu,
- c. Sıvı hızı,
- d. Raf boyunca sıvı dağılımı,
- e. Buhar hızı,
- f. Buhar kabarcıklarının boyutları,
- g. Sıvı faza dayalı olarak buhar dağılımı

olarak sıralanabilir. Fazlar arasındaki teması etkileyen sistem özellikleri ise

- a. Buhar ve sıvı yoğunluğu,
- b. Buhar ve sıvı viskozitesi,
- c. Sıvı yüzey gerilimi
- d. Diffüzyivite,
- e. Bağlı uçuculuk

olarak verilmektedir.

Literatürde raf etkinliğini etkileyen parametrelerin birbirlerine ve etkinlik üzerine etkilerini belirlemek amacıyla yapılmış deneyler vardır. Tablo 6, bubble-cap ve delikli raflarla yapılan deneylerden elde edilen sonuçları göstermektedir.

Delik raflı kolonlarla ilgili olarak deneysel verilerden alınan birtakım işletme değişkenlerinin fonksiyonu olarak çizilen etkinlik eğrisinin ve aynı zamanda bu değişkenlerle ilgili farklı korelasyonların incelenmesi ile değişik ve zıt sonuçlar elde edilmiştir. Örneğin, fakirleştirme bölgesinde ve F delik faktörlerinde, buhar hızı boşaltma noktasındaki hızdan büyük oluncaya kadar etkinlik hızla artar. Bu noktada deneysel hata sınırları içinde sabit kalır. Yüksek hızlarda, F faktörünün 1,8 ile 2,0 değerleri arasında etkinlik bazen artar, bazen azalır ve bazende sabit kalır. Sonuç olarak taşma koşullarında etkinlik eğrisi aşağı doğru yön değiştirir. Eğrinin son iki noktası boşaltma noktasının altında ve taşma koşullarının başlama noktasının yukarısında kolayca açıklanmasına rağmen bu iki nokta arasındaki durum özel analizler gerektirir.

F delik faktörünün bazı ara değerleri için boşaltma ve taşma noktasının üstünde, etkinlik set yüksekliğinin artmasıyla artar, ba-

Tablo 6. Kolonların etkinliğini etkileyen parametreler

Parametreler	Bubble-cap raf	Delikli raf
	Etkinlik üzerine etkisi	Etkinlik üzerine etkisi
Buharın akısı, $G(\text{kg/m}^2\text{s})$		
$G=0-0,27$	Artar	Etkisi yoktur veya çok az bir azalma
$G=0,27-0,68$	Etkisi az	
$G=0,68-1,36$	Azalıır	
Sıvı akısı, L	Artar	Artar
Çok yüksek hızlarda	Azalıır	
Dönüş akı oranı, L/G	Etkisi yoktur	$L/G \geq 0,7$ olduğunda etkisi yoktur $L/G < 0,7$ olduğunda azalıır
Set yüksekliği, h_w	Artar	Artar
Sıvı yolu, z_L	Artar	
Raf aralığı, S	Artar veya etkisi yoktur	Artar veya etkisi yoktur
Çap konsantrasyonu veya serbest delik alanı	Azalıır	Artar veya etkisi yoktur
Delik çapı, d_h		Belli değil
Delik adımı, p'		Çok az artar
Basınç	Artar	Azalıır
Sistem özellikleri		
Viskozite, μ	Azalıır	Azalıır
Alfa, α	Artar	
Yüzey gerilimi, σ	Artar	Artar

zı durumlarda da sabit kalır. Bu difüzyon direncinin kontrolüyle açıklanabilir. Eğer direnci gaz fazı kontrol ediyorsa ve sıvı faz sürekli faz ise sıvı derinliğinin artması temas süresini ve transfer edilen miktarı artırır. Bunların sonucu olarak etkinlik artar. Eğer sıvı faz direnci kontrol ediyorsa sıvı derinliğindeki artışın etkinlik üzerine etkisi sıvının birim hacmine düşen alan oranı küçüleceğinden azalacaktır. Sıvının birim hacmi başına düşen alan arttığında, yüksek buhar hızlarında F faktörleri, köpüğü artırır, sıvı faz süreksiz, gaz fazı sürekli olur. Buhar fazı direnci kontrol edildiğinde, transfer hızında olabilecek çok az bir artış veya azalış set yüksekliğinin etkinlik üzerindeki etkisini azaltır. Eğer sıvı faz direnci kontrol edilirse, sıvı faz dağılımının artması transferi artırır ve set yüksekliğinin değişmesi etkinliği etkilemez.

Bağıl sıvı ve buhar hızlarının etkinlik üzerine etkisi literatürde deneysel olarak gösterilmiştir [9].

Sıvı yolu uzunluğu, sıvının rafa giriş noktasından çıkış setine kadar olan mesafe olarak tanımlanır. Sıvı akış yolu uzunluğu kolon çapına bağlı olduğu gibi akış şekline de bağlıdır. Sıvı raftan rafa geçerken konsantrasyon gradyanı olduğundan, gradyan sıvı yolu uzunluğunun bir fonksiyonu olmalıdır. Eğer sıvı tam karışmamışsa yani geri ve ileri karışım yoksa etkinlik maksimum olmalıdır.

3.3.1. Etkinliğin Belirlenmesi

Raf etkinliği deneysel ve teorik olarak belirlenebilir. Deneysel olarak

1. Murphree kuru-buhar raf etkinliği

$$E_o = \frac{Y_n - Y_{n+1}}{Y_n^* - Y_{n+1}} \quad (3.27)$$

bağıntısı ile ifade edilir. Bu bağıntıda E_o raf etkinlik faktörü, Y_n^* , L_n ile dengedeki buhar bileşimi, Y_{n+1} gerçek buhar bileşimi olarak tanımlanır. Deneysel olarak, aynı anda sıvı örnekleri taşıma borusundan, buhar örnekleri rafın altından ve üstünden alınarak ölçüm yapılır. Ayrıca raftaki herhangi bir noktadan buhar ve sıvı örnekleri alınarak belirlenen etkinlik Murphree nokta etkinliği olarak tanımlanır ve

$$E_p = \left(\frac{Y_n - Y_{n+1}}{Y_n^* - Y_{n+1}} \right)_p \quad (3.28)$$

şeklinde ifade edilir.

2. Raf ve Kolon Etkinliği

Distilasyon kolonlarında, raf ve kolon etkinliği olmak üzere iki etkinlik vardır. Herhangi bir raf için belirli çalışma koşullarında raf etkinliği ölçüm yöntemleriyle belirlenerek gerçek raf sayıları

Teorik raf sayıları / raf etkinlik faktörü = Gerçek raf sayıları ifadesi kullanılarak hesaplanır.

Teorik olarak raf etkinliği buhar-sıvı sızıntısına dayalı olarak

1. Buhar-sıvı sızıntısının olmadığı durumlarda kuru-buhar etkinliği,

2. Buhar-sıvı sızıntısının olduğu durumlarda ise ıslak-buhar etkinliği olarak iki şekilde belirlenir. Ayrıca bubble-cap raflar için etkinlik A.I.Ch.E.'e göre belirlenebilir [9].

İki kolonlu sistemler için O'Connell

$$E_o = 0.17 - 0.616 \log (m/\mu_L') \quad (3.29)$$

şeklinde ifade edilen bir korelasyon geliştirmiştir. Bu bağıntıda m denge eğrisinin eğimi, μ_L' ortalama kolon sıcaklığındaki ortalama

sıvı viskozitesidir.

English ve Van Winkle ile Chaiyavech ve Van Winkle çalışma ve tasarım değişkenleri ile etkinlik arasındaki ilişkiyi belirlemek için literatürde elde edilen verilerle bir çalışma yapmışlar ve bu verilerin matematiksel analizinden deneysel ve matematiksel etkinlik arasındaki ortalama mutlak sapmayı veren bir bağıntı geliştirmişlerdir. Bu çalışmalarının sonunda etkinlik

$$\eta_E = 10.84(FFA)^{-0,280} \left(\frac{L_7}{G_{13}} \right)^{0,024} h_w^{0,241} G^{-0,013} \left(\frac{\sigma}{\mu_L' u_V'} \right)^{0,044} \left(\frac{\mu_L'}{\rho_L' D_L'} \right)^{0,137} \alpha^{-0,028} \quad (3.30)$$

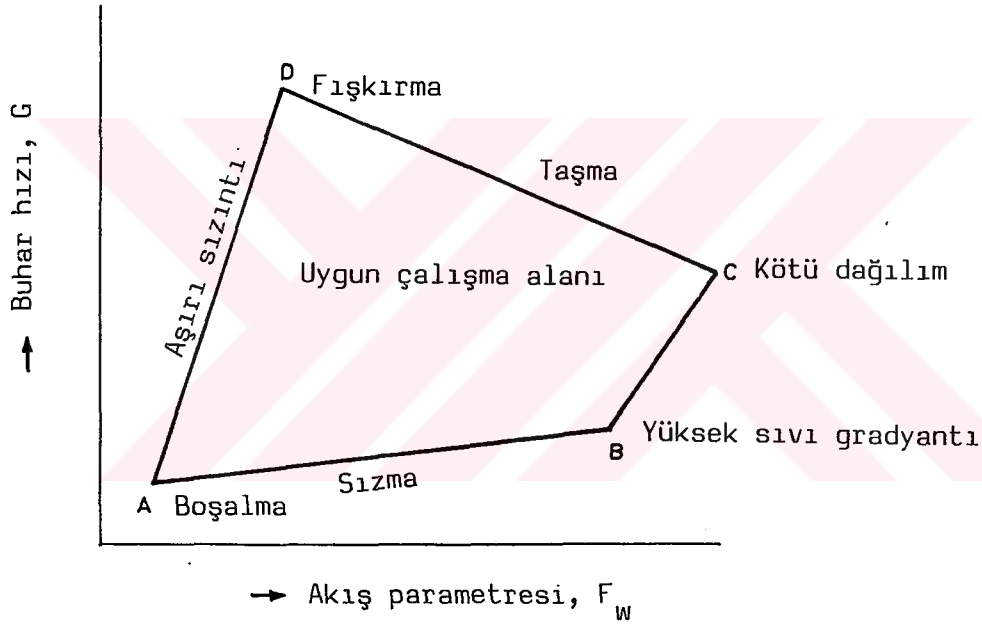
bağıntısıyla verilmiştir. Bu bağıntıda FFA delik alanının etkin alana oranı, L_7/G_{13} iç dönüş akı oranı, G buhar karışımının kütlelesel akısı ($lb/h.ft^2$), h_w set yüksekliği (in), σ sıvı yüzey gerilimi (dyn/cm^2), μ_L' ortalama sıvı viskozitesi (cP), u_V' doğrusal buhar hızı (cm/s), ρ_L' sıvı yoğunluğu (g/cm^3), D_L' hacimsel diffüzyon katsayısı (cm^2/s), α bağıl uçuculuk'tur.

3.4. Raf ve Kolon Tasarımı Teorisi [13]

Şekil 4'deki ABCD alanı delikli bir rafın istenen çalışma limitlerini gösterir. A noktasında, düşük buhar hızlarında boşalma veya yağmurlama meydana gelir. AB doğrusu, buhar akış hızının raf üstündeki sıvıyı koruyacak yeterlilikte olmamasından kaynaklanan sızmayı gösterir. AD doğrusu, düşük sıvı akış hızlarında yüksek doğrusal buhar hızlarına uygun sızıntı limitlerini gösterir ve D noktasında buhar-sıvı temas süresinin yetersiz olmasından dolayı buhar tarafından bir üst rafa sıvı damlaları taşınır. Bu nokta yüksek buhar hızlarında taşma koşullarını gösterir. CD doğrusu

- Sıvının bir üst rafa fıskırması,
- Bir üst rafta köpük oluşumu,
- Yüksek buhar hızı ile raftaki sıvının yukarıya doğru itilmesi,
- Buharla beraber sıvının aşırı miktarda girişi

şeklinde sıralanabilen etkenlerin neden olduğu taşma limitlerini gösterir. Basınç düşüğünde ani bir artış ve etkinlikte kesin bir azalış taşmanın belirtisidir.



Şekil 4. Delikli raf performans diyagramı

B noktasında sıvı akış hızları yüksektir ve raf üstünde sıvı gradyanı kabul edilebilir tolerans üzerindedir. Diğer taraftan C noktasında aynı sıvı akımlarında yüksek buhar hızları etkinlikte kesin bir düşüğe neden olur.

3.4.1. Kolon Çapı

Kolon çapı, taşma yüzdesi, raf düzeni ve raf aralığı seçimine dayalı olarak geliştirilen amirik bağıntılar kullanılarak belirlenir.

Akış parametresi F_{lv} , raf üstündeki sıvı akış etkilerini açıklar ve

$$F_{lv} = \left(\frac{L}{G} \right) \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)^{0,5} \quad (3.31)$$

şeklinde tanımlanır. Bu bağıntıdaki L, ρ_l ve G, ρ_v sırasıyla sıvının hızı, yoğunluğu ve buhar hızı ile yoğunluğudur. Raftaki etkin alana dayalı buhar hızı U_{nf} ,

$$U_{nf} = C_F \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5} \quad (3.32)$$

şeklinde ifade edilir. Bu bağıntıda C_F , kapasite parametresi olarak tanımlanır ve

$$C_F = \left[\alpha \log \frac{1}{F_{lv}} + \beta \right] \left(\frac{\sigma}{0.02} \right)^{0,2} \quad (3.33)$$

şeklinde ifade edilir. Bu bağıntıda σ sıvı yüzey gerilimi, α ve β birer sabit olup,

$$\alpha = 0.0744t + 0.01173 \quad (3.34)$$

$$\beta = 0.0304t + 0.015 \quad (3.35)$$

şeklinde ifade edilirler. Burada t , raf aralığıdır. Denklem (3.33)

A_h/A_a 'nın 0.1'den küçük değerleri için

$$5 \frac{A_h}{A_a} + 0.5 \quad (3.36)$$

bağıntısıyla çarpılmalıdır. Bu bağıntıda A_h , delik alanı ve A_a , etkin alandır ve

$$\frac{A_h}{A_a} = 0.907 \left(\frac{d_h}{p'} \right)^2 \quad (3.37)$$

şeklinde ifade edilir. Bu bağıntıda d_h , delik çapı, p' delik merkezle-
re arasındaki uzaklıktır.

Raf aralığı kolon kapasitesi ve büyüklüğüne bağlı olarak seçilir. Büyük kolonlarda bakım kolaylığı ve yüksek buhar hızlarını karşılamak için raf aralığı 0,6 - 0,9 m olarak alınır. Çapı 1,2 m'den küçük olan ince uzun kolonlarda destek problemini ortadan kaldırmak için raf aralıkları 15 cm'ye kadar azaltılır.

Raf düzeni: Raf türünün belirlenmesi, raf üstündeki deliklerin düzenlenmesi ve raf alanlarının belirlenmesi basamaklarına bağlı olarak yapılır. Raf düzenlenmesini sınırlayan limitler literatürde verilmiştir ve delikli raflar için

a. 0-0,003 m³/s arasındaki düşük sıvı akış hızları için ters akışlı raf

b. 0,003-0,03 m³/s arasındaki sıvı akış hızları için çapraz akışlı raf

c. 0,03 m³/s'den büyük sıvı akış hızları için çift geçişli raf olmak üzere üç çeşit raf vardır. Delik düzeni eşkenar üçgen

veya kare olarak seçilebilir. Bu seçim gerekli etkin alanı meydana getirecek delik merkezleri arasındaki uzaklığın delik çapına oranı değerlerine dayalı olarak yapılır. Ve bu oranın 2,5:1 ve 4:1 değerlerinin gerekli etkin alan meydana getirdiği belirlenmiştir. Şekil 5 delik düzeninin serbest alan üzerindeki etkisini gösterir. Raf alanları, kolon kesit alanına dayalı olan alan A_t , taşma borusu alanı A_d , delik alanı A_h , net alan A_n ve aktif alan A_a olarak tanımlanan alanları içerir. Çapraz akışlı raflar için bu alanlar arasındaki ilişkiler

$$A_d = 0,12 A_t \quad (3.38)$$

$$A_n = 0,88 A_t \quad (3.39)$$

$$A_a = A_t - 2A_d = 0,76 A_t \quad (3.40)$$

$$A_h = 0,10 A_t \quad (3.41)$$

şeklinde verilmiştir. Taşma borusu alanı A_d 'nin yüksek değeri boruda düşük sıvı hızı sağlar ve köpüğün sönmesine neden olur. Delik alanının fazla olması aşırı sızmaya, az olması yüksek basınç düşüşüne neden olur. Delik boyutları genellikle 3-12 mm aralığındadır. Genel olarak 4,75 mm boyutlu delikler kullanılır.

3.4.2. Sızıntı (Entrainment)

Delik raflı kolonların normal çalışmasında sızıntı meydana gelir. Etkinlik üzerine etkisinden ve taşmaya neden olmasından dolayı tasarım ve taşma koşulları dikkate alınarak, sızıntı debisi belirlenmelidir. Fair [13], sızıntı kesrini

$$\psi = \frac{e}{L + e} \quad (3.42)$$

şeklinde tanımlanmıştır. Bu bağıntıdaki e sıvı sızıntısı (mol/s), L ise sıvı akış hızıdır (mol/s). Ayrıca Fair, farklı yüzde taşma değerlerine bağlı olarak sızıntı kesrinin belirlenmesini Şekil 6'da göstermiştir.

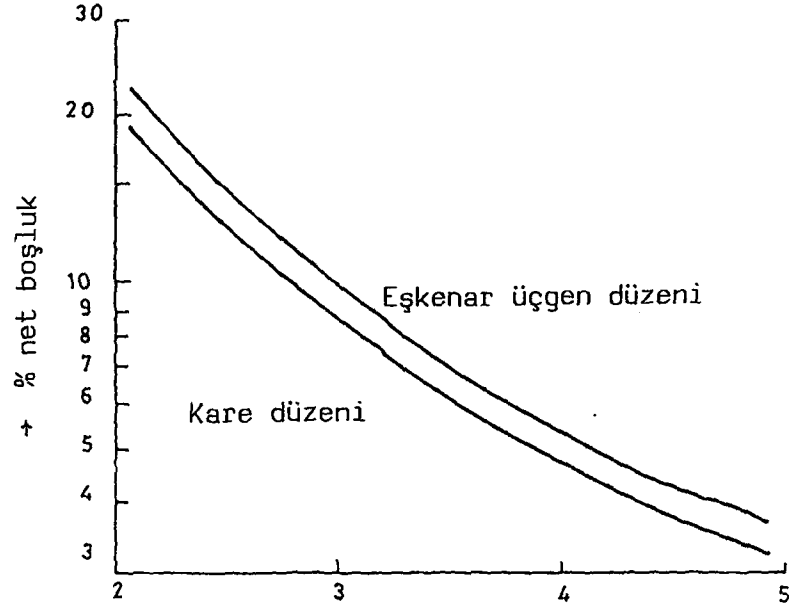
3.4.3. Sızma Noktasının Belirlenmesi

Sızma (weepage) noktasının belirlenmesi teorik olarak zor olmasına rağmen deneysel veriler gerçek çalışmalardan elde edilmiştir. Eğer yüzey gerilim etkileri ve buhar basınç düşüşü yeterli ise sıvı rafın deliklerinden akmayacaktır. Ve bu durum

$$\Delta P_{\text{kuru}} + h_{\sigma} \geq 0,1 h_w + h_{ow} \quad (3.43)$$

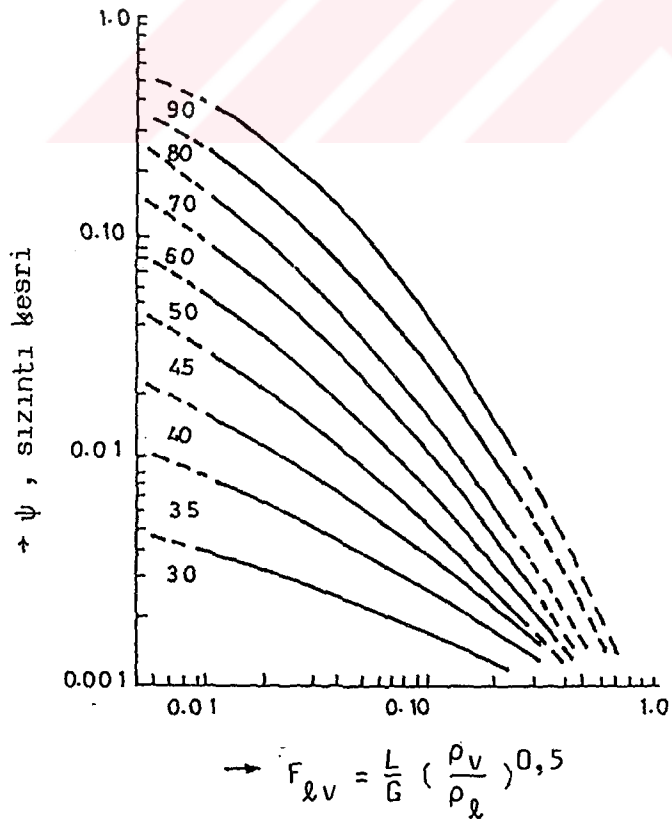
şeklinde tanımlanır. Bu bağıntıdaki, ΔP cm olarak kuru raf basınç düşüşü, h_w set yüksekliği (mm), h_{σ} köpük oluşumu nedeniyle meydana gelen yükseklik kaybı olarak tanımlanır ve

$$h_{\sigma} = 4,14 \times 10^4 \frac{\sigma}{\rho_l d_h} \text{ cm} \quad (3.44)$$



→ Delik merkezleri arasındaki uzaklık/çap oranı

Şekil 5. Delik Düzeninin Serbest Alan Üzerine Etkisi



$$\rightarrow F_{lv} = \frac{L}{G} \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)^{0,5}$$

Şekil 6. Delikli Raflarda Sızıntı Kesri

şeklinde ifade edilir. h_{ow} set üzerinden akan sıvının set üzerinde oluşturduğu sıvı yüksekliğidir (cm). Bu yükseklik

$$h_{ow} = 66,6 \left(\frac{q}{\ell_w} \right)^{0,67} \quad (3.45)$$

şeklinde tanımlanır. Bu bağıntılardaki σ sıvı yüzey gerilimi (j/m^2), d_h delik çapı (mm), q sıvının hacimsel debisi (m^3/s), ℓ_w set uzunluğudur (m). Şekil 7'delikli bir rafın uygun çalışma limitlerinin belirlenmesi için yapılan korelasyonu gösterir. İşletme noktası (delik alanı/aktif alan) oranı çizgisinin üstünde ise sızma noktasının da üstündedir ve kolonun çalışması için uygundur.

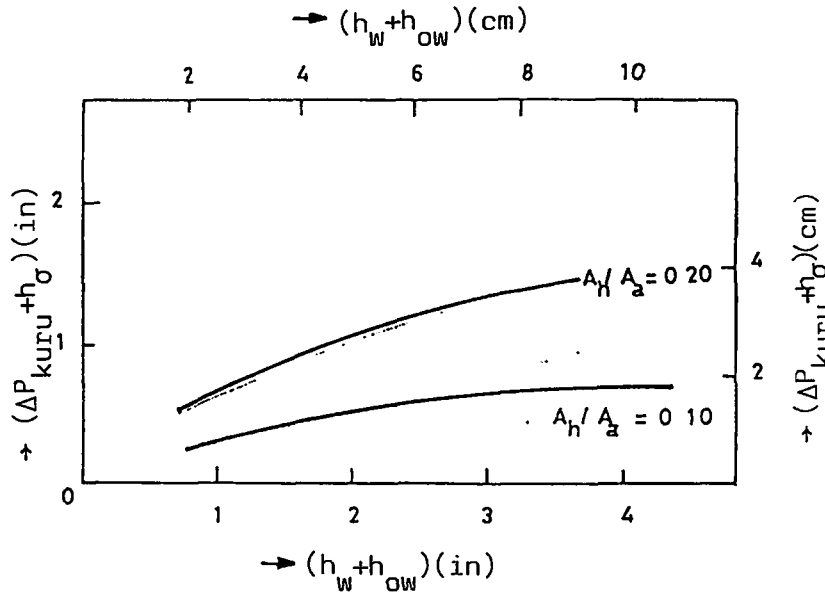
3.4.4. Hidrolik Parametreler

- Kuru raf basınç düşüşü
- Toplam basınç düşüşü
- Sıvı gradyanı
- Taşma borusundaki basınç düşüşü

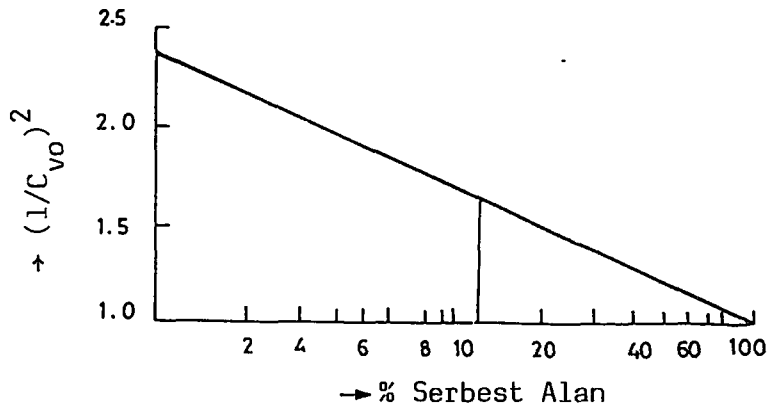
olarak belirlenir. Kuru raf basınç düşüşü, buhar geçişi tarafından deliklerde oluşan basınç düşüşü olarak tanımlanır ve

$$\Delta P_{kuru} = 5,08 \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right) \left(\frac{U_h}{C_{vo}} \right)^2 \quad (3.46)$$

şeklinde ifade edilir. Bu bağıntıda U_h deliklerden geçen buharın hızı (m/s), C_{vo} kuru orifis katsayısıdır ve yapılan araştırmalar sonucu raf kalınlığının delik çapına oranı, Reynolds sayısı, raf koşulları ve buhar hızının fonksiyonu olarak bulunmuştur ve Şekil 8 kullanılarak belirlenir. Bu şekildeki serbest alan yüzdesi kolon alanının delik alanına oranı olarak tanımlanmıştır. Sızıntı kesri $\Psi > 0,1$ olduğu durumlarda Denklem (3.46)'dan hesaplanan ΔP_{kuru} değeri $(15X + 1)$ 'e eşit olan düzeltme faktörü ile çarpılarak gerçek kuru raf basınç düşüşü elde edi-



Şekil 7. Delikli Raflarda Sızma Noktasının Belirlenmesi



Şekil 8. Delikli Raflarda Serbest Alana Göre Orifis Katsayısının Değişimi

lır. Düzeltme faktöründeki X , sızıntı kesri ve akış parametresinin fonksiyonu olarak

$$X = \Psi F_{\rho v} (1 - \Psi) \quad (3.47)$$

şeklinde tanımlanır.

Toplam basınç düşüşü ΔP_T ,

$$\Delta P_T = \Delta P_{\text{kuru}} + h_a \quad (3.48)$$

şeklinde ifade edilir. Bu bağıntıda h_a , raftaki havalandırılmış sıvının neden olduğu yükseklik kaybı olarak tanımlanır ve

$$h_a = Q_p (0,1 h_w + h_{ow}) \quad (3.49)$$

şeklinde ifade edilir. Bu bağıntıda Q_p havalandırma faktörüdür ve Şekil 9'dan elde edilir.

Raf üstündeki havalandırılmış kütlenin karşı akış meydana getirmesi için gerekli olan yükseklik sıvı gradyanı olarak tanımlanır ve Hugmark ve O' Connell'in yöntemi kullanılarak

$$\Delta = \frac{12 f U_f^2 L_f}{R_h g} \quad (3.50)$$

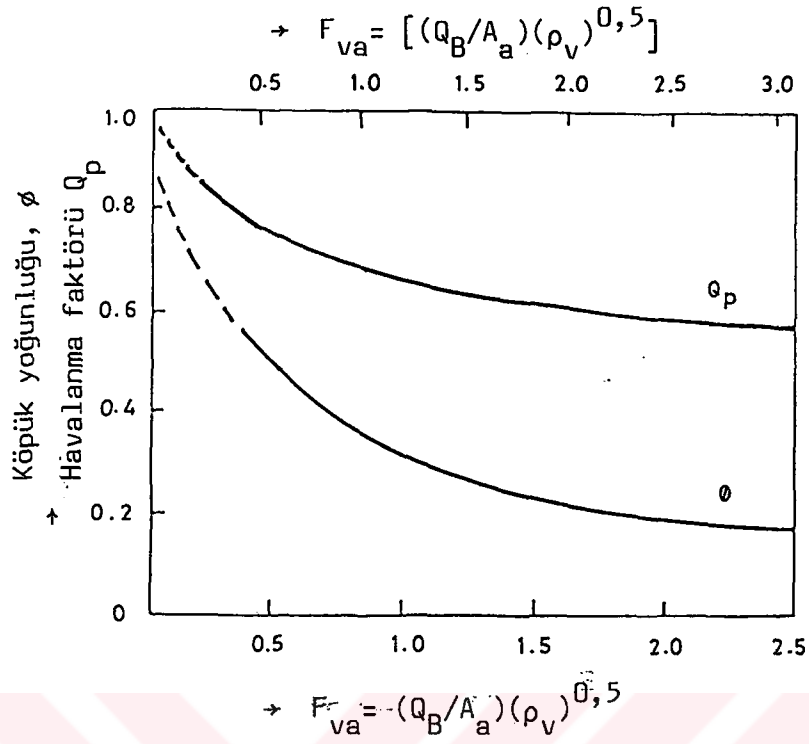
bağıntısından belirlenir. Bu bağıntıda f sürtünme faktörüdür ve Reynolds modülü hesaplandıktan sonra Şekil 10'dan belirlenir. Reynolds modülü

$$Re = \frac{R_h U_f \rho_l}{\mu_l} \quad (3.51)$$

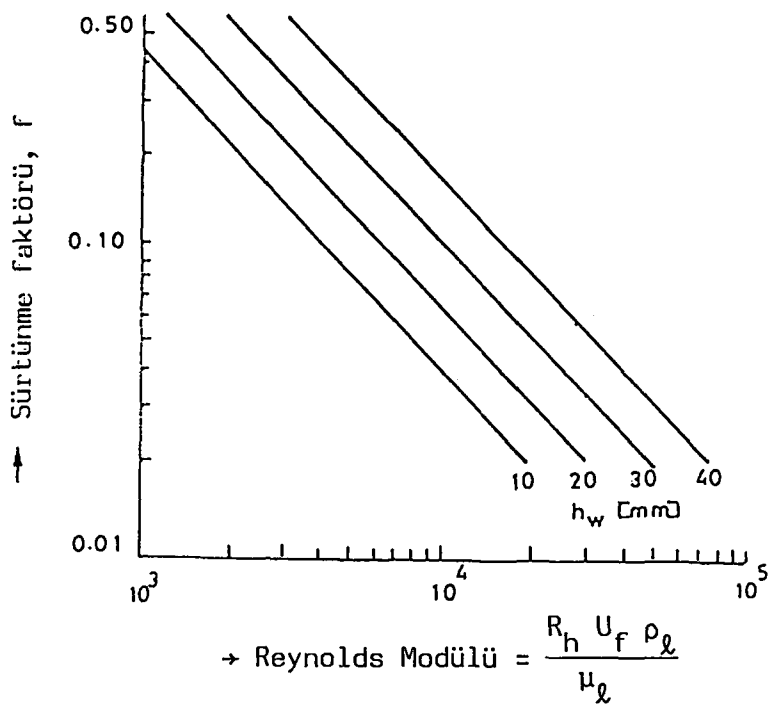
şeklinde tanımlanır. Bu bağıntıda R_h havalandırılmış kütlenin hidrolik çapı olarak tanımlanır ve

$$R_h = \frac{\text{kesit alan}}{\text{ıslak çeper}} = \frac{h_f D_f}{2h_f + 100D_f} \quad (3.52)$$

şeklinde ifade edilir. D_f , sıvı akışına dik akış genişliğidir ve



Şekil 9. Delikli Raflarda Havalanma Faktörü ve Bağlı Köpük Yoğunluğu



Şekil 10. Delikli Raflarda Sürtünme Faktörü

$$D_f = \frac{\ell_w + D}{2} \quad (3.53)$$

şeklinde tanımlanır. Burada, ℓ_w set uzunluğu (m), D kolon çapı (m), h_f raf üstündeki köpük yüksekliğidir. Bu yükseklik

$$h_f = \frac{h_a}{2Q_p - 1} \quad (3.54)$$

şeklinde ifade edilir. U_f havalandırılmış kütlenin hızıdır (m/s).

$$U_f = \frac{100 q}{h_f \phi D_f} \quad (3.55)$$

şeklinde tanımlanır. ϕ bir sabit olup, Şekil 9'dan belirlenir. q hacimsel sıvı akış hızıdır (m^3/s), g yerçekimi ivmesi (m/s^2), ℓ_w setler arasındaki uzaklıktır (m).

Taşma borusundaki basınç düşüşü h_{dc} ,

$$h_{dc} = \Delta P_T + 0,1h_w + h_{ow} + \Delta + h_{da} \quad (3.56)$$

şeklinde tanımlanır ve aşırı derecede basınç düşüşünün meydana gelmesi taşma ile sonuçlanır. Bu bağıntıda h_{da} , taşma borusundaki ön basınç düşüşü olarak tanımlanır ve

$$h_{da} = 16,5 \left(\frac{q}{A_{da}} \right)^2 \quad (3.57)$$

şeklinde ifade edilir. A_{da} , set uzunluğu ile taşma borusu açıklığının çarpımı olarak tanımlanır. Taşma borusunda meydana gelen basınç düşüşünün havalandırma faktörüne oranı taşma borusundaki sıvı yüksekliği olarak tanımlanır ve

$$\text{Sıvı yüksekliği} = \frac{h_{dc}}{Q_p} \quad (3.58)$$

şeklinde ifade edilir. Bu değer in raflar arasındaki uzaklığın yarısından küçük olması uygun raf çalışma koşullarını sağlamak için gereklidir.

BÖLÜM 4

SSS'İN TERMODİNAMİK ANALİZİ VE DİSTİLASYON
KOLONU TASARIMI4.1. Giriş

Bu bölümde Şekil 1'de görülen amonyak/su akışkan çifti ile çalışan SSS'nin termodinamik analizi ile distilasyon kolonunun tasarımı yapılmıştır. Distilasyon kolonunun tasarımı, teorik raf sayısının belirlenmesi ve raf tasarımı olmak üzere iki basamakta gerçekleştirilmiştir.

SSS'nin termodinamik analizinde aşağıdaki varsayımlar yapılmıştır:

a. Deflakmatör çıkışındaki buhar amonyak/su karışımıdır ve karışımındaki amonyağın kütle kesri 0,999'dır.

b. Deflakmatörden çıkan amonyakça zengin buhar karışımı deflakmatör sıcaklığındadır.

c. Buharlaştırıcı çıkışındaki karışımın tamamı buhar fazında ve buharlaştırıcı sıcaklığındadır.

d. Yoğuşturucu çıkışındaki karışım doymuş sıvı fazda ve yoğuşturucu sıcaklığındadır.

e. Soğurucu çıkışındaki amonyakça zengin karışım soğurucu sıcaklığındadır.

Termodinamik analizde her buharlaştırıcı, yoğuşturucu, soğurucu ve ayırıcı sıcaklığı için bir SSS'nin tasarımının yapıldığı varsayılarak termodinamik analiz farklı çalışma sıcaklıkları ve 1 kW soğutma

yükü için yapılmıştır. Analizde kullanılan veriler Tablo 7'de verilmiştir.

Tablo 7. SSS'nin Termodinamik Analizinde Kullanılan Veriler

Yoğuşturucu sıcaklığı,	T_y °C	27 - 30
Soğurucu sıcaklığı,	T_s °C	25 - 28
Buharlaştırıcı sıcaklığı,	T_b °C	-20 - 10
Ayırıcı sıcaklığı,	T_a °C	50 -150
Karışımdaki NH ₃ 'ün kütle kesri, y_7		0,999
Soğutma yükü,	q_b kW	1,0

Termodinamik analizde Denklem (2.15) kullanılarak SSS'nin düşük basıncı buharlaştırıcı ve yüksek basıncı yoğuşturucu sıcaklığında hesaplanmıştır. Analizde SSS'yi oluşturan birimlerdeki basınç kayıpları ihmal edilmiştir. Basınç kayıplarının neden olduğu tersinmezliklerin etkisini göstermek amacıyla analizde ayırıcı ve yoğuşturucu, buharlaştırıcı ve soğurucu arasındaki ve distilasyon kolonunun raflarındaki basınç kayıpları dikkate alınmıştır. Buharlaştırıcı ve soğurucu ile yoğuşturucu ve ayırıcı arasındaki basınç kaybı

$$\frac{\Delta p}{p} = C_{pr} \quad (4.1)$$

bağıntısından hesaplanmıştır [2]. Bu bağıntıdaki p borudan çıkış basıncıdır. SSS'nin termodinamik analizinde C_{pr} 'nin değeri soğurucu ve buharlaştırıcı arasındaki basınç kaybı için 0,075 ve ayırıcı ile yoğuşturucu arasındaki basınç kaybı için 0,050 alınmıştır.

Soğurucudan çıkan amonyak/su karışımının soğurucu sıcaklığında ve basıncında olduğu kabul edilmiştir. Soğurucu çıkışında elde edilen karışımdaki amonyağın kütle kesri x_1 soğurucu basıncı ve sıcaklığında

Denklem (2.15) "Regüla Falsi Yöntemi" [14] ile, x_1 için çözümlenerek bulunmuştur. Analizde soğurucuda denge şartlarının oluşması için yeterli zaman olmadığı varsayılarak bir denge faktörü kullanılmıştır.

Denge faktörü η_s ,

$$\eta_s = \frac{x_1 - x_4}{(x_1)_{eq} - x_4} \quad (4.2)$$

şeklinde tanımlanmıştır. Denge faktörünün değeri 0,98 alınarak Denklem (4.2) x_1 için çözülmüş ve "1" noktasındaki karışımın amonyak kütle kesri hesaplanmıştır. "1" noktasındaki karışımın entalpisi Denklem (2.17)'den soğurucu sıcaklığında ve basıncında hesaplanmıştır.

Ayırıcıdan çıkan zayıf karımdaki amonyağın kütle kesri, Denklem (2.15) "Regüla Falsi Yöntemi" ile ayırıcı basıncı ve sıcaklığında x_4 için çözümlenerek hesaplandıktan sonra soğurucuda olduğu gibi ayırıcıda da denge şartlarının oluşması için yeterli zaman olmadığı varsayılarak denge faktörü yaklaşımı kullanılmış ve

$$\eta_a = \frac{x_1 - x_4}{x_1 - (x_4)_{eq}} \quad (4.3)$$

şeklinde tanımlanmıştır. Denge faktörü 0,98 olarak alınarak Denklem (4.3) x_4 için çözümlenerek "4" noktasındaki zayıf karışımındaki amonyağın kütle kesri hesaplanmıştır. "4" noktasındaki karışımın entalpisi Denklem (2.17)'de ayırıcı sıcaklığı ve basıncı kullanılarak hesaplanmıştır.

Karışım ısı değiştiricisi çıkışındaki "3" noktasında zengin karışımın entalpisi ile "8" noktasındaki sıvı fazda amonyak/su karışımının entalpisi Denklem (2.17) kullanılarak hesaplanmıştır "9" noktasının entalpisi "10" noktasının entalpisine eşittir ve Denklem (2.17) kullanılarak hesaplanmıştır. "11" noktasının entalpisi doymuş amonyak/su buharının Denklem (2.19) ile verilen entalpi bağıntısında buharlaştırıcı

sıcaklığı ve basıncı kullanılarak hesaplanmıştır.

Soğurucuya girişte amonyak/su buharının entalpisi, soğutucu ısı değiştirgeci çıkışındaki entalpiye eşit alınmıştır. Bunun için "12" ve "12'" noktaları arasındaki makaslama süreci olduğu varsayılmıştır. Böylece "12'" noktasının sıcaklığı $h_{12} = h_{12'}$ olacak şekilde iteratif olarak hesaplanmıştır. Ayrıca "5" ve "6" noktaları arasındaki genişleme vanasındaki makaslama sürecinden "5" ve "6" noktalarının entalpileri eşittir ve Denklem (2.17) kullanılarak hesaplanmıştır.

SSS'nin termodinamik analizinde soğurucu kütle debisi iteratif olarak hesaplanmıştır. Buharlaştırıcı için Tablo 7'den alınan 1 kW soğutma yükü kullanılarak

$$q_b = \dot{m}_{10} (h_{11} - h_{10}) \quad (4.4)$$

bağıntısı yardımı ile \dot{m}_{10} , iterasyon için başlangıç değeri hesaplanmıştır. Şekil 1'deki noktalar için

$$\dot{m}_7 = \dot{m}_8 = \dot{m}_9 = \dot{m}_{10} = \dot{m}_{11} = \dot{m}_{12} = \dot{m}_{12'} \quad (4.5)$$

bağıntısı yazılabilir. Soğurucu için kütle denkleği

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_{12'} + \dot{m}_6 \quad (4.6)$$

ve

$$\dot{m}_1 x_1 = \dot{m}_{12'} x_{12'} + \dot{m}_6 x_6 \quad (4.7)$$

şeklinde yazılabilir. Ayrıca

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_2 = \dot{m}_3$$

ve

$$x_4 = x_5 = x_6 \quad (4.9)$$

eşitlikleri de yazılabilir. Denklem (4.7) \dot{m}_1 için çözümlerse

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_{12'} \frac{(x_7 - x_4)}{(x_1 - x_4)} \quad (4.10)$$

bağıntısı elde edilir. \dot{m}_4 ,

$$\dot{m}_4 = \dot{m}_1 - \dot{m}_{12}, \quad (4.11)$$

bağıntısı kullanılarak hesaplanır.

Pompadaki entalpi artışı için

$$\Delta h_p = V_1 (P_y - P_s) \quad (4.12)$$

ifadesi yazılabilir. Bu bağıntıdaki V_1 , soğurucu çıkışındaki karışımın özgül hacmidir ve Denklem (2.21)'den hesaplanabilir. "1" ve "2" noktası için enerji denkliği

$$\dot{m}_1 h_1 + \dot{m}_1 \Delta h_p = \dot{m}_2 h_2 \quad (4.13)$$

şeklinde yazılarak buradan kütle debileri eşit olduğundan

$$\Delta h_p = h_2 - h_1 \quad (4.14)$$

ifadesi yazılabilir.

4.2. Isı Değiştiricilerindeki Tersinmezlikler

SSS'yi oluşturan eriyik ve soğutucu ısı değiştiricilerindeki tersinmezliklerin hesaplanmasında ısı değiştiricilerinin karşı akışlı olduğu varsayılmıştır. Isı değiştiricisinde sıcak akışkan tarafından verilen enerji, soğuk akışkan tarafından alınır. Bu ısı aktarımı süreci için

$$\dot{m}_h c_{ph} (T_{hi} - T_{ho}) = \dot{m}_c c_{pc} (T_{co} - T_{ci}) \quad (4.15)$$

veya

$$\dot{C}_{\min} (T_{hi} - T_{ho}) = \dot{C}_{\max} (T_{co} - T_{ci}) \quad (4.16)$$

enerji eşitlikleri yazılabilir.

Amonyak/su akışkan çifti ile çalışan SSS'nin analizinde kullanılan eriyik ve soğutucu ısı değiştiricilerinin alanlarının bilindiği varsayılarak, akışkanların ısı değiştiricisinden çıkış sıcaklıkları

hesaplanmıştır. Transfer birim sayısı

$$N = \frac{U \cdot A}{\dot{C}_{\min}} \quad (4.17)$$

şeklinde tanımlanır. Bu bağıntıdaki A, ısı değiştiricisi alanı ve U'da bu alan bazındaki toplam ısı aktarım katsayısıdır. Isı değiştiricisinin etkinliği, sıcak ve soğuk akışkanlar arasındaki gerçek ısı aktarımının ideal ısı aktarımına oranı şeklinde tanımlanır. İdeal ısı aktarımı, minimum akışkanın sıcaklığının, ısı değiştiricisindeki en büyük sıcaklık farkı kadar artması için gereken ısı aktarımı olarak tanımlanır. Sıcak akışkan minimum akışkan olarak kabul edilirse, ideal ısı aktarımı sıcak akışkanın, giriş sıcaklığından soğuk akışkanın giriş sıcaklığına kadar soğuması için gereken ısı aktarımıdır ve

$$\eta = \frac{\dot{C}_{\min} (T_{hi} - T_{ho})}{\dot{C}_{\max} (T_{co} - T_{ci})} \quad (4.18)$$

bağıntısı ile tanımlanır.

Akışkanların ısı kapasiteleri oranı

$$z = \frac{\dot{C}_{\min}}{\dot{C}_{\max}} \quad (4.19)$$

şeklinde ifade edilir. Karşı akışta ve sıcak akışkanın minimum olması durumunda ısı değiştiricisi etkinliği z ve N'nin fonksiyonu olarak

$$\eta = \frac{1 - e^{-N(1-z)}}{1 - ze^{-N(1-z)}} \quad (4.20)$$

şeklinde ifade edilir. Duffie ve Sheridan [15] , Denklem (4.17) ile verilen ifadedeki ısı değiştiricisi alanı ve bu alan bazındaki ısı aktarım katsayısının çarpımları için

$$U \cdot A = 379 \dot{m}_a^{1/3} \quad (4.21)$$

ampirik bağıntısını önermişlerdir. Bu bağıntı güneş enerjisi ile çalışan ve LiBr/H₂O akış çifti kullanan SSS için önerilmiştir. Denklem (4.21)'deki \dot{m}_a zayıf karışımın kütle debisidir.

Denklem (4.21)'den yararlanarak, ısı değiştiricisinin etkinliğini $0,75 \leq \eta \leq 0,85$ aralığında sağlayan, ısı değiştiricisi alanı ile bu alan bazındaki ısı aktarım katsayısının çarpımı minimum akışkanın kütle debisinin üstel fonksiyonu olarak belirlenmiştir.

Soğurucu ve ayırıcı arasındaki eriyik ısı değiştiricisi, zayıf karışımla zengin karışımı ısıtarak sıcaklığında ΔT_s kadar artışa neden olur. Bu artış

$$\Delta T_s = \eta \Delta T_{\text{mak}} \quad (4.22)$$

şeklinde ifade edilebilir. Bu bağıntıdaki ΔT_{mak} ısı değiştiricisindeki maksimum sıcaklık farkıdır. Eriyik ısı değiştiricisinde sıcaklığı yüksek olan zayıf eriyik minimum akışkandır. Şekil 1'de verilen referans noktaları kullanılarak Denklem (4.22)

$$\eta = \frac{T_4 - T_5}{T_4 - T_2} \quad (4.23)$$

şeklinde ifade edilebilir. Bu ifade T_5 sıcaklığı için çözümlerse

$$T_5 = T_4 - \eta (T_4 - T_2) \quad (4.24)$$

bağıntısı elde edilir. Birim zamandaki ısı kapasite oranı Denklem (4.19) ile verilmişti. Bu bağıntıda \dot{C}_{min} zayıf karışım, \dot{C}_{mak} zengin karışımın ısı kapasitesidir. Denklem (2.2)'de, amonyak için Tablo 1 ve su için Tablo 3'de verilen sabitlerin değerleri kullanılırsa

$$\dot{C}_{\text{min}} = \dot{m}_a R [(\hat{c}_{p\ell, H_2O} / M_{H_2O})(1-x_a) + (\hat{c}_{p\ell, NH_3} / M_{NH_3})x_a] \quad (4.25)$$

ve

$$\dot{C}_{\text{mak}} = \dot{m}_s R [(\hat{c}_{p\ell, H_2O} / M_{H_2O})(1-x_s) + (\hat{c}_{p\ell, NH_3} / M_{NH_3})x_s] \quad (4.26)$$

bağıntıları elde edilir. Bu ifadelerde M_{NH_3} ve M_{H_2O} sırasıyla amonyak ve suyun molekül ağırlığıdır. Analizde soğurucu ve ayırıcı arasındaki karışım ısı değiştiricisinin UA değeri, ısı değiştiricisinin etkinliğinin $0,75 \leq \eta \leq 0,85$ aralığında olmasını sağlayacak şekilde

$$UA = A_{KID} \dot{m}_a^{0,9} \quad (4.27)$$

bağıntısı ile belirlenmiştir. Bu ifade Denklem (4.17)'de kullanılarak

$$N = \frac{A_{KID} \dot{m}_a^{0,9}}{\dot{C}_{min}} \quad (4.28)$$

bağıntısı elde edilir. Hesaplamalarda $x_a = x_4$ ve $x_s = x_1$, $\dot{m}_a = \dot{m}_4$ ve $\dot{m}_s = \dot{m}_1$ alınmıştır. Denklem (4.25) ve (4.26), Denklem (4.19)'da kullanılarak birim zamandaki ısı kapasite oranı hesaplanmıştır. Denklem (4.29) ile transfer birim sayısı ve Denklem (4.20) ile de ısı değiştiricisinin etkinliği hesaplanmıştır. Isı değiştiricisinin etkinliği Denklem (4.24)'de kullanılarak zayıf karışımın ısı değiştiricisinden çıkış sıcaklığı T_5 hesaplanmıştır. Denklem (4.16)'da Şekil 1'de verilen semboller kullanılarak, karışım ısı değiştiricisi çıkışındaki zengin eriyiğin sıcaklığı için

$$T_3 = T_2 + (T_4 - T_5) \dot{C}_{min} / \dot{C}_{max} \quad (4.29)$$

bağıntısı yazılabilir.

Yoğuşturucu ile buharlaştırıcı arasındaki soğutucu ısı değiştiricisinin de, doymuş amonyak/su karışım buharı ısı değiştiricisinden geçerken ısınmış ve doymuş sıvı amonyak/su karışımında soğumuş olarak soğutucu ısı değiştiricisinden çıkar. \dot{C}_{min} ve \dot{C}_{max} sırasıyla doymuş amonyak/su buharının ve doymuş sıvı karışımının ısı kapasiteleridir.

Soğuk akışkanın minimum akışkan olması durumunda karşı akışlı ısı değiştiricisinin etkinliği

$$\eta = \frac{\dot{C}_{\min} (T_{co} - T_{ci})}{\dot{C}_{\min} (T_{hi} - T_{ci})} = \frac{T_{co} - T_{ci}}{T_{hi} - T_{ci}} \quad (4.30)$$

şeklinde ifade edilir. Şekil 1'de verilen semboller kullanılarak

$$\eta = \frac{T_{12} - T_{11}}{T_8 - T_{11}} \quad (4.31)$$

bağıntısı elde edilir. Bu bağıntı da T_8 , yoğuşturucu sıcaklığına ve T_{11} buharlaştırıcı sıcaklığına eşittir. Denklem (4.31) bilinmeyen T_{12} sıcaklığı için çözülürse

$$T_{12} = T_{11} + \eta (T_8 - T_{11}) \quad (4.32)$$

bağıntısı elde edilir. Soğutucu ısı değiştiricisinde sıcak ve soğuk akışkanın kütle debileri eşittir. Denklem (2.2)'de doymuş sıvı amonyak için Tablo 1'de, doymuş sıvı su için Tablo 3'de, Denklem (2.13)-de doymuş amonyak buharı için Tablo 2'de, doymuş su buharı için Tablo 4'de verilen sabitlerin değerleri kullanılarak

$$\dot{C}_{\min} = \dot{m}_{11} R [(\hat{c}_{pg, NH_3} / M_{NH_3}) x + (\hat{c}_{pg, H_2O} / M_{H_2O}) (1-x)] \quad (4.33)$$

ve

$$\dot{C}_{\max} = \dot{m}_8 R [(\hat{c}_{pg, NH_3} / M_{NH_3}) x + (\hat{c}_{pg, H_2O} / M_{H_2O}) (1-x)] \quad (4.34)$$

bağıntıları elde edilir. Analizde soğutucu ısı değiştiricisinin UA değeri için, ısı değiştiricisinin etkinliğini $0,75 \leq \eta \leq 0,85$ aralığında sağlayacak

$$UA = A_{SID} \dot{m}_{11}^{1,2} \quad (4.35)$$

bağıntısı kullanılmıştır. Bu ifade Denklem (4.17)'de kullanılarak

$$N = \frac{A_{SID} \dot{m}_{11}^{1,2}}{\dot{C}_{\min}} \quad (4.36)$$

ifadesi elde edilir.

Denklem (4.33) ve (4.34), Denklem (4.19)'da kullanılarak birim zamandaki ısı kapasitesi oranı hesaplanmıştır. Denklem (4.36) ile transfer birim sayısı ve Denklem (4.20) ile ısı değiştiricisinin etkinliği hesaplanmıştır. Isı değiştiricisinin etkinliği Denklem (4.32)'de kullanılarak ısı değiştiricisinden çıkış sıcaklığı hesaplanmıştır. Denklem (4.15) ile verilen enerji dengesi soğuk akışkanın minimum olma durumu için

$$\dot{C}_{\text{mak}} (T_{\text{hi}} - T_{\text{ho}}) = \dot{C}_{\text{min}} (T_{\text{co}} - T_{\text{ci}}) \quad (4.37)$$

şeklinde ifade edilir. Bu ifade soğutucu ısı değiştiricisi için şekil 1'de verilen referans noktaları kullanılarak

$$\dot{C}_{\text{mak}} (T_8 - T_9) = \dot{C}_{\text{min}} (T_{12} - T_{11}) \quad (4.38)$$

şeklinde yazılabilir. Bu ifade bilinmeyen T_9 için özölürse

$$T_9 = T_8 - (T_{12} - T_{11}) \dot{C}_{\text{min}} / \dot{C}_{\text{mak}} \quad (4.39)$$

bağıntısı elde edilir.

Yoğuşturucu ile buharlaştırıcı arasındaki tersinmezliğin hesaplanabilmesi için akışkanın kütle debisine gereksinim vardır. Fakat kütle debisinin hesaplanabilmesi için sıcak akışkanın ısı değiştiricisinden çıkış entalpisinin bilinmesi gerekir. Bu nedenle iteratif yöntemle, soğuk akışkanın kütle debisi ideal ısı değiştiricisi için belirlenerek, ısı değiştiricisinin etkinliği hesaplanmıştır. Elde edilen etkinlikten buharlaştırıcıya girişteki entalpi hesaplanarak, kütle debisi yeniden belirlenmiştir. Bu işlemlerle son basamakta hesaplanan kütle debisi bir önceki basamakta hesaplanan kütle debisine 10^{-6} mertebesinde eşit oluncaya kadar hesaplamalara devam edilmiştir.

4.3. Distilasyon Kolonunun Tasarımı

Distilasyon kolonunun tasarımında aşağıdaki varsayımlar yapılmıştır.

- a. Deflakmatör çıkışındaki buhar amonyak/su karışımı ve karışımındaki amonyağın kütle kesri 0,999'dur.
- b. Her bir rafta buhar-sıvı denge durumu oluşmuştur.
- c. Her bir raftaki basınç kaybı 0,008 bar (800 pascal) dır.
- d. "3" noktasından kolona giren amonyak/su karışımı doymuş sıvı şartlarındadır.

Teorik raf sayısı dönüş akı oranının 0,1 değeri için belirlenmiştir.

Tasarım aşağıdaki işlem basamaklarına dayalı olarak yapılmıştır.

1. Deflakmatörden çıkan amonyakça zengin buhar karışımındaki amonyağın kütle kesrinin sabit ve 0,999 olduğu kabul edilmiştir. Deflakmatör ile yoğuşturucu arasındaki basınç kaybı Denklem (4.1) kullanılarak hesaplanmıştır. Deflakmatörden kolona geri dönen sıvı karışımındaki amonyağın kütle kesri için bir başlangıç değeri kabul edilerek Denklem (2.15.a), (2.15.b) ve (2.15.c)'den deflakmatör sıcaklığı belirlenmiştir. Belirlenen deflakmatör sıcaklığı ve x değeri Denklem (2.27)'de kullanılarak deflakmatörden çıkan buhar karışımındaki amonyağın kütle kesri yeniden belirlenmiştir. Bu işlemle son basamakta hesaplanan buhar fazında amonyağın kütle kesri, deflakmatör çıkışında kabul edilen kütle kesrine 10^{-4} mertebesinde eşit oluncaya kadar hesaplamalara devam edilmiştir. Bu işlemler sonucunda deflakmatör sıcaklığı ve deflakmatörden kolona dönen sıvı karışımındaki amon-

yağın kütle kesri iteratif olarak hesaplanmıştır. Deflakmatörden çıkan buhar karışımının entalpisi Denklem (2.19)'da, deflakmatörden kolona dönen sıvı karışımının entalpisi Denklem (2.17)'de deflakmatör sıcaklığı ve basıncı kullanılarak hesaplanmıştır.

2. Denklem (3.7) kullanılarak 13 noktasından (1.raf) yükselen doymuş buhar karışımındaki amonyağın kütle kesri hesaplanmıştır. 13 noktası ile deflakmatör arasındaki basınç kaybının 800 parcal olduğu kabul edilerek 13 noktasının basıncı

$$P_{13} = P_d + 800 \quad (4.40)$$

bağıntısından hesaplanmıştır. 13 noktasından aşağıya inen karışımdaki amonyağın kütle kesri için bir başlangıç değeri kabul edilerek 13 noktasının sıcaklığı ve sıvı-buhar fazında amonyağın kütle kesirleri deflakmatör için yapılan işlemler tekrarlanarak iteratif olarak hesaplanmıştır. 13 noktasından yükselen buhar karışımının entalpisi Denklem (2.19), aşağıya inen sıvı karışımının entalpisi Denklem (2.17) kullanılarak hesaplanmıştır.

3. 14 noktasının (2.raf) basıncı

$$P_{14} = P_{13} + 800 \quad (4.41)$$

bağıntısından hesaplanmıştır. Sıcaklığı için

$$T_{14} = T_{13} + 10 \quad (4.42)$$

yaklaşımı yapılarak Denklem (2.15.a), (2.15.b) ve (2.15.c)'den yararlanarak 14 noktasından aşağıya inen sıvı karışımdaki amonyağın kütle kesri belirlenmiştir. 14 noktasından yükselen buhar karışımındaki amonyağın kütle kesri Denklem (2.27), entalpisi Denklem (2.19) kullanılarak hesaplanmıştır. Sıcaklık yaklaşımının doğruluğunu kanıtlamak için 14 noktasından yükselen buhar karışımının entalpisi Denklem (3.4) kullanılarak hesaplanmıştır ve hesaplanan bu entalpiler karşılaştırıla-

olarak 14 noktasının sıcaklığı ile sıvı-buhar fazında amonyağın kütle kesirleri iteratif olarak hesaplanmıştır. Aynı işlemlere $x_n \leq x_3$ oluncaya kadar devam edilir. n kolonda rafın bulunduğu noktayı gösterir. $x_n \leq x_3$ oluncaya kadar yapılan işlemlerle zenginleştirme bölgesindeki raf sayısı belirlenmiş olur. Daha sonra fakirleştirme bölgesindeki raf sayılarını belirlemek için aşağıdaki işlemler yapılır.

Deflakmatör ile ayırıcı arasında 4000 pascal basınç kaybı olduğu kabul edilerek ayırıcı basıncı P_a ,

$$P_a = P_d + 4000 \quad (4.43)$$

bağıntısından hesaplanmıştır. Ayırıcıdan yükselen buhar karışımındaki amonyağın kütle kesri, Denklem (2.27)'de ayırıcı sıcaklığı, basıncı ve ayırıcıdan ayrılan sıvı karışımındaki amonyağın kütle kesri kullanılarak, entalpisi ise Denklem (2.19)'dan hesaplanmıştır.

Ayırıcı ile 16 noktası (4.raf) arasındaki basınç kaybı

$$P_{16} = P_a - 800 \quad (4.44)$$

bağıntısından hesaplanmıştır. 16 noktasının sıcaklığı için

$$T_{16} = T_a - 10 \quad (4.45)$$

yaklaşımı kullanılmıştır. 16 noktasından ayrılan sıvı karışımındaki amonyağın kütle kesri Denklem (2.15.a), (2.15.b) ve (2.15.c), entalpisi Denklem (2.17) kullanılarak belirlenmiştir. Denklem (3.18) ve (3.19) kullanılarak ayırıcıdan yükselen buhar karışımının kütle debisi, Denklem (3.25) kullanılarak ayırıcıya verilen ısı yükü hesaplanmıştır. 16 noktasından aşağıya inen sıvı karışımının kütle debisi Denklem (3.18), entalpisi Denklem (3.20) kullanılarak yeniden hesaplanmıştır. Sıcaklık yaklaşımının doğruluğunu kanıtlamak için Denklem (2.17)'den belirlenen entalpi ile Denklem (3.20)'den belirlenen en-

talpiler karşılaştırılarak 16 noktasının sıcaklığı ile sıvı-buhar karışımlarındaki amonyağın kütle kesirleri iteratif olarak hesaplanmıştır. Aynı işlemlere $x_m \leq x_n$ 'e eşit oluncaya kadar devam edilerek fakirleştirme bölgesindeki raf sayıları belirlenmiştir. m kolonunda rafın bulunduğu noktayı gösterir.

Zenginleştirme ve fakirleştirme bölgesindeki teorik raf sayıları belirlendikten sonra Denklem (3.30) kullanılarak raf etkinliği hesaplanmıştır. SSS'nin belirli çalışma şartları için gerekli gerçek raf sayısı

$$\text{Gerçek raf sayısı} = \frac{\text{Teorik raf sayısı}}{\text{Raf etkinliği}} \quad (4.46)$$

ifadesi kullanılarak belirlenmiştir.

Tablo 8. Raf ve Kolon Tasarımında Kullanılan Veriler

Raf tipi ,	delikli
Raf aralığı , t cm,	10
Raf düzeni ,	karşı akışlı
Delik çapı , d_h mm	3
Delik merkezleri arasındaki uzaklık , p' mm	6
Delik düzeni, (5,6,7,6,5) 29 delik.	eşkenar üçgen
Taşma yaklaşımı, F^*	% 30
Set yüksekliği, h_{ow} mm	30
Raf kalınlığı, rt mm	1,5
Taşma borusu açıklığı, mm	25

Tablo 8'de verilen veriler kullanılarak kolon ve raf tasarımı aşağıdaki basamaklarda gerçekleştirilmiştir.

1. Ortalama kolon sıcaklığında akışkanların fiziksel özellikleri belirlenmiş ve Denklem (3.31) kullanılarak akış parametresi F_{lv} , Denklem (3.33) kullanılarak kapasite parametresi C_F , Denklem (3.32) kullanılarak taşmanın % 100 olduğu durum için kolonda aşağıdan yukarıya doğru yükselen buharın hızı U_{nf} hesaplanmıştır. % 30'luk taşma yaklaşımı için gerekli buhar hızı

$$U_n^* = U_{nf} F^* \quad (4.47)$$

bağıntısından hesaplanmıştır.

2. Kolon alanı A_t ,

$$A_t = \frac{Q_B}{U_n^*} \quad (4.48)$$

bağıntısından hesaplanmıştır. Bu bağıntıda Q_B buharın hacimsel debisidir. Denklem (3.38), (3.39), (3.40) ve (3.41) kullanılarak sırasıyla taşma borusu alanı, net alan, etkin alan ve delik alanı hesaplanmıştır.

3. Yapılan taşma yaklaşımının doğruluğu net alana dayalı buhar hızı U_n ,

$$U_n = \frac{Q_B}{A_n} \quad (4.49)$$

bağıntısı kullanılarak hesaplandıktan sonra

$$F = F^* \left(\frac{U_n}{U_n^*} \right) \quad (4.50)$$

bağıntısı kullanılarak kontrol edilir. Eğer $F \neq F^*$ ise yeni bir taşma yaklaşımı yapılarak 1, 2 ve 3 no.lu basamakta yapılan işlemler $F \cong F^*$ oluncaya kadar tekrarlanır.

4. Akış parametresi F_{lv} ve taşma yaklaşımı F değerine karşılık gelen sızma debisi ψ Şekil 6'dan belirlenir ve $\psi < 0,2$ olması çalış-

ma koşullarının uygun olduğunu gösterir. Denklem (3.42) kullanılarak toplam sızıntı debisi hesaplanmıştır.

5. Delik hızı U_h

$$U_h = \frac{Q_B}{A_h} \quad (4.51)$$

bağıntısından hesaplanmıştır. Kuru raf basınç düşüşü Denklem (3.46), set üzerindeki sıvı yüksekliği Denklem (3.45), köpük oluşumu nedeniyle meydana gelen yükseklik kaybı Denklem (3.44), raf üstündeki havalandırılmış sıvının neden olduğu yükseklik kaybı Denklem (3.49), toplam basınç düşüşü Denklem (3.48) kullanılarak hesaplanmıştır.

6. Raf üstündeki havalandırılmış kütlenin karşı akış meydana getirmesi için gerekli olan sıvı yüksekliği sırasıyla Denklem (3.51), (3.52), (3.53), (3.54), (3.55) ve (3.50) kullanılarak hesaplanmıştır. Delikli raflarda bu değer küçüktür ve raf kararlılığı için bir kriterdir. Bu değer kuru basınç düşüşü değerinin yarısından az olması gerekir.

7. Taşma borusundaki ön basınç düşüşü Denklem (3.57), basınç düşüşü Denklem (3.56), taşma borusundaki sıvı yüksekliği Denklem (3.58) kullanılarak hesaplanmıştır. Taşma borusundaki sıvı yüksekliği değerinin seçilen raf aralığının yarısından az olması tasarım yaparken yapılan varsayımların uygun olduğunu gösterir. Eğer bu değer istenen limitler arasında değilse yeni varsayımlara dayalı olarak tasarım basamakları uygun koşulları sağlayıncaya kadar tekrarlanır.

BÖLÜM 5

SONUÇLAR, SONUÇLARIN TARTIŞILMASI, BULGULAR VE ÖNERİLER

5.1. Sonuçlar ve Tartışma

Bu çalışmada amonyak/su akışkan çifti ile çalışan SSS'nin termodinamik analizi ve distilasyon kolonunun tasarımı yapılmıştır. SSS'nin termodinamik analizinde Şekil 1'de gösterilen referans noktalarındaki sıcaklıklar, entalpiler, kütle debileri ile kütle kesirleri değişik çalışma şartlarında hesaplanmıştır. Analizde karışım ve soğutucu ısı değiştiricilerindeki tersinmezlikler ile sistemi oluşturan bazı birimler arasındaki basınç kayıpları da dikkate alınmıştır.

SSS'nin termodinamik analizinde, sistemin güneş enerjisi veya atık ısı ile kullanılabileceği göz önüne alınarak ayırıcı sıcaklığı 50-150 °C arasında değiştirilmiştir. Analizde yoğunlaştırıcı ve soğutucu sıcaklıkları sırasıyla 30 ile 28 °C ve 27 ile 25 °C alınmıştır. Analizde soğutma yükünün sabit ve 1 kW, deflakmatörden çıkan buhar karışımındaki amonyağın kütle kesrinin sabit ve 0,999 olduğu varsayılmıştır. SSS'nin farklı uygulamalarda kullanılabileceği göz önüne alınarak, buharlaştırıcı sıcaklığının -20, -10, 0 ve 10 °C değerleri için analizden sayısal sonuçlar elde edilmiştir.

Distilasyon kolonu tasarımında SSS'nin değişik çalışma şartları için gerekli teorik raf sayısı, kolon etkinliği, kolon boyutları ve basınç kayıpları ile kolonun etkin bir şekilde çalışmasını sağlayacak parametreler belirlenmiştir.

Şekil 1'de görülen SSS'nin referans noktalarındaki termodinamik özelliklerin sırasıyla 150, 140, 130 ve 120 °C ayırıcı sıcaklıkları ile değişimi 30 °C yoğuşturucu, 28 °C soğurucu ve -20 °C buharlaştırıcı sıcaklığında Tablo 9, Tablo 10, Tablo 11 ve Tablo 12'de verilmiştir. Yine aynı şekilde sistemin referans noktalarındaki termodinamik özelliklerin sırasıyla 150, 140, 130 ve 120 °C ayırıcı sıcaklıkları ile değişimi 30 °C yoğuşturucu, 28 °C soğurucu ve -10 °C buharlaştırıcı sıcaklığında Tablo 13, Tablo 14, Tablo 15 ve Tablo 16'da görülmektedir. 30 °C yoğuşturucu, 28 °C soğurucu ve 0 °C buharlaştırıcı sıcaklıklarında sistemin referans noktalarındaki termodinamik özellikler aynı ayırıcı sıcaklıklarında Tablo 17, Tablo 18, Tablo 19 ve Tablo 20'de verilmiştir. Aynı yoğuşturucu, soğurucu ve ayırıcı sıcaklıklarında, 10 °C buharlaştırıcı sıcaklığı için sistemin referans noktalarındaki termodinamik özellikler Tablo 21, Tablo 22, Tablo 23 ve Tablo 24'de görülmektedir. Benzer şekilde Şekil 1'de görülen SSS'nin referans noktalarındaki termodinamik özelliklerin sırasıyla 150 ve 120 °C ayırıcı sıcaklıkları ile değişimi 27 °C yoğuşturucu, 25 °C soğurucu ve -20 °C buharlaştırıcı sıcaklıklarında Tablo 25 ve Tablo 26'da verilmiştir. 27 °C yoğuşturucu, 25 °C soğurucu ve 10 °C buharlaştırıcı sıcaklıklarında sistemin referans noktalarındaki termodinamik özelliklerin aynı ayırıcı sıcaklıkları ile değişimi sırasıyla Tablo 27 ve Tablo 28'de görülmektedir.

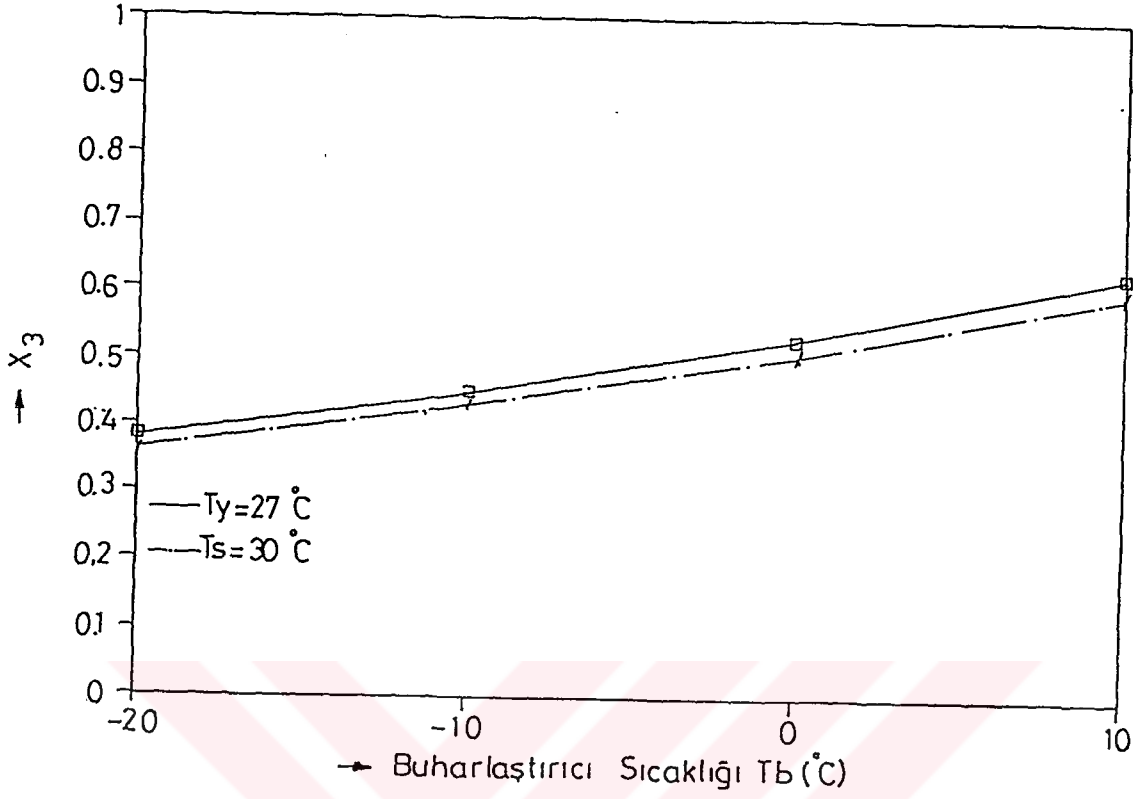
Şekil 1'de görülen SSS'nin distilasyon kolonu ile ilgili referans noktalarındaki termodinamik özelliklerin sırasıyla 150, 140, 130 ve 120 °C ayırıcı sıcaklıkları ile değişimi 30 °C yoğuşturucu, 28 °C soğurucu ve -20 °C buharlaştırıcı sıcaklıklarında Tablo 29, Tablo 30, Tablo 31 ve Tablo 32'de verilmiştir. 30 °C yoğuşturucu, 28 °C soğurucu ve -10 °C buharlaştırıcı sıcaklıklarında distilasyon

kolonunun referans noktalarındaki termodinamik özellikler aynı ayırıcı sıcaklıklarında sırasıyla Tablo 33, Tablo 34, Tablo 35 ve Tablo 36'da verilmiştir. Benzer şekilde aynı yoğuşturucu, soğurucu ve ayırıcı sıcaklıklarında kolonun referans noktalarındaki termodinamik özellikler 0 °C buharlaştırıcı sıcaklığı için Tablo 37, Tablo 38, Tablo 39 ve Tablo 40'da, 10 °C buharlaştırıcı sıcaklığı için de Tablo 41, Tablo 42, Tablo 43 ve Tablo 44'de görülmektedir.

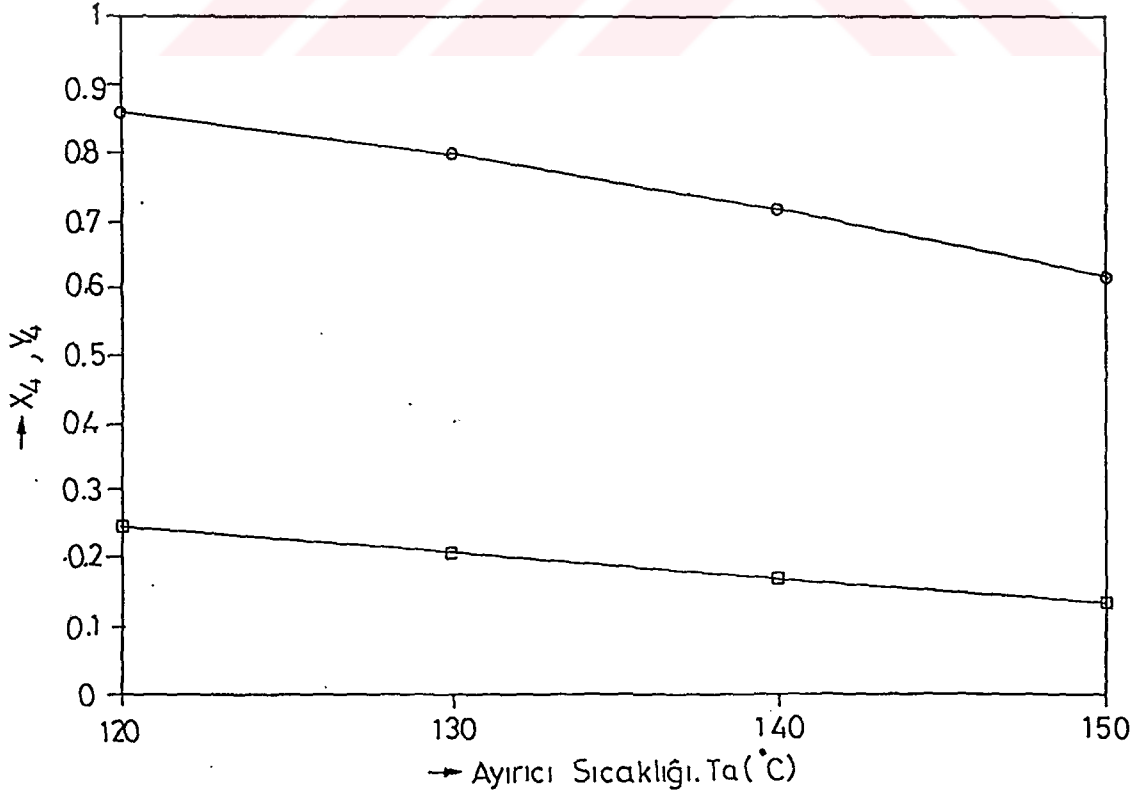
27 °C yoğuşturucu ve 25 °C soğurucu sıcaklıklarında sistemin distilasyon kolonunun referans noktalarındaki termodinamik özelliklerin sırasıyla 150 ve 120 °C ayırıcı sıcaklıkları ile değişimi - 20 °C buharlaştırıcı sıcaklığı için Tablo 45 ve Tablo 46'da, 10°C buharlaştırıcı sıcaklığı içinde Tablo 47 ve Tablo 48'de verilmiştir. Ayırıcı sıcaklıklarının 50, 60 ve 70 °C değerlerinde belli yoğuşturucu ve soğurucu sıcaklıkları için kolona giren karışımdaki amonyağın kütle kesri x_3 , ayırıcıdan çıkan karışımdaki amonyağın kütle x_4 'ten küçük olduğu için sistem çalışmamaktadır. Ayırıcı sıcaklıklarının 80, 90, 100 ve 110 °C değerlerinde distilasyon kolonu için teorik olarak herhangi bir rafa gereksinim duyulmamaktadır. Bu çalışmada kolon tasarım basamaklarından biri olan teorik raf sayısının belirlenmesine ağırlık verildiğinden kolon tasarımı gerektirmeyen sıcaklıklar için sonuçlar elde edilmemiştir.

Farklı yoğuşturucu sıcaklıkları için "3" noktasındaki (kolona giren) karışımdaki amonyağın kütle kesrinin buharlaştırıcı sıcaklığı ile değişimi Şekil 11'de görülmektedir. Şekilde görüldüğü gibi buharlaştırıcı sıcaklığı arttıkça kolona giren karışımdaki amonyağın kütle kesri artmaktadır. Aynı buharlaştırıcı sıcaklığında yoğuşturucu sıcaklığı arttıkça x_3 azalmaktadır. 30 °C yoğuşturucu, 28 °C soğurucu ve -20 °C buharlaştırıcı sıcaklıkları için ayırıcıdan ayrı-

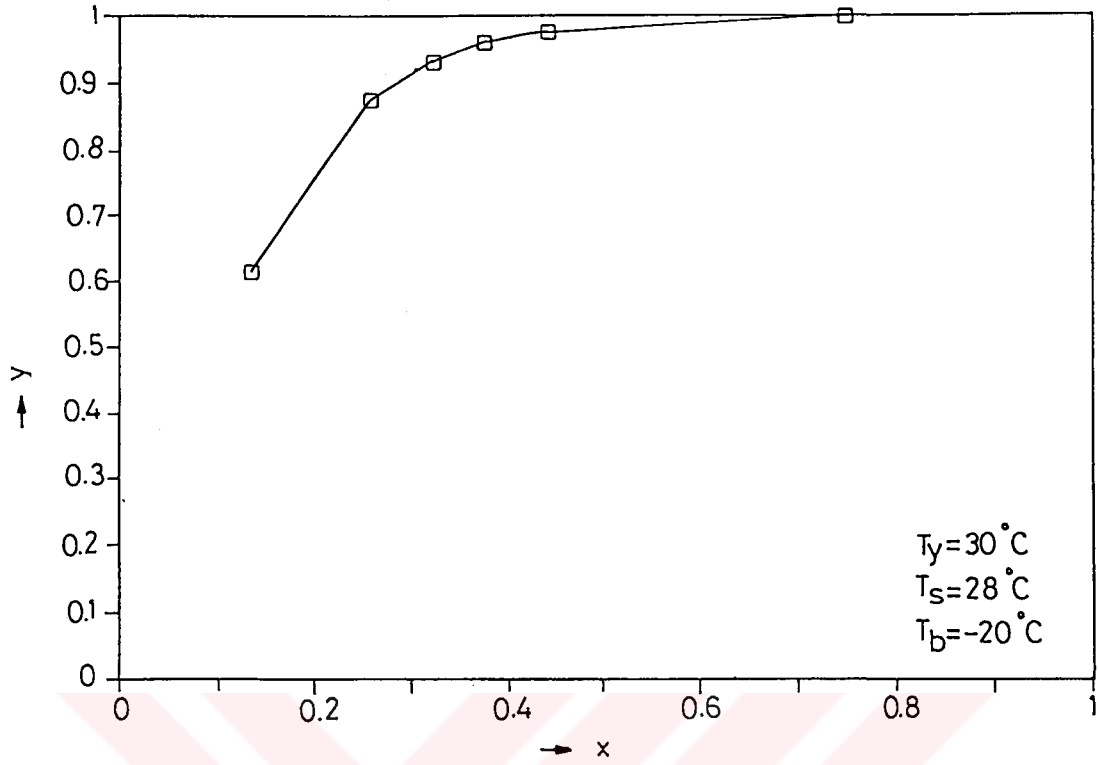
lan sıvı ve buhar karışımındaki amonyağın kütle kesirlerinin ayırıcı sıcaklığı ile değişimi Şekil 12'de verilmiştir. Şekilde görüldüğü gibi aynı yoğuşturucu, soğurucu ve buharlaştırıcı sıcaklığında, ayırıcı sıcaklığı arttıkça ayırıcıdan ayrılan sıvı ve buhar karışımlarındaki amonyak derişimleri azalmaktadır. Aynı değişimler diğer çalışma şartlarında da gözlenmektedir. 30 °C yoğuşturucu, 28 °C soğurucu ve -20 °C buharlaştırıcı sıcaklıklarında sırasıyla 150, 140, 130 ve 120 °C ayırıcı sıcaklıkları için kolon içindeki buhar karışımındaki amonyağın kütle kesrinin sıvı karışımındaki amonyağın kütle kesri ile değişimi Şekil 13, Şekil 14, Şekil 15 ve Şekil 16'da görülmektedir. Şekillerdeki noktalar kolon içindeki her bir rafa karşılık gelmektedir. Şekillerde görüldüğü gibi ayırıcı sıcaklığı azaldıkça rafları gösteren noktalar arasındaki mesafeler azalmaktadır. Bu durumda 150 °C ayırıcı sıcaklığında dört rafla elde edilen 0,999 derişimi, 120 °C ayırıcı sıcaklığında 2 rafla elde edilebilmektedir. 30 °C yoğuşturucu, 28 °C soğurucu ve 0 °C buharlaştırıcı sıcaklıklarında sırasıyla 150, 140, 130 ve 120 °C ayırıcı sıcaklıkları için kolon içindeki buhar karışımındaki amonyağın kütle kesrinin sıvı karışımındaki amonyağın kütle kesri ile değişimi sırasıyla Şekil 17, Şekil 18, Şekil 19 ve Şekil 20'de verilmiştir. 30 °C yoğuşturucu, 28 °C soğurucu, -20 °C buharlaştırıcı sıcaklıklarında 150 °C ayırıcı sıcaklığı için kolondaki karışımın sıcaklıkları ile kütle kesirlerinin değişimi Şekil 21'de görülmektedir. Şekilde görüldüğü gibi kolonda yukarıdan aşağıya doğru gidildikçe her bir raftaki sıcaklıklar artarken, karışımın sıvı ve buhar fazdaki kütle kesri azalmaktadır. Değişik çalışma koşulları için teorik ve gerçek raf sayıları ile ilgili olarak elde edilen sonuçlar Tablo 51'de verilmiştir. Tabloda görüldüğü gibi ayırıcı sıcaklığı arttıkça belirli çalışma koşulları



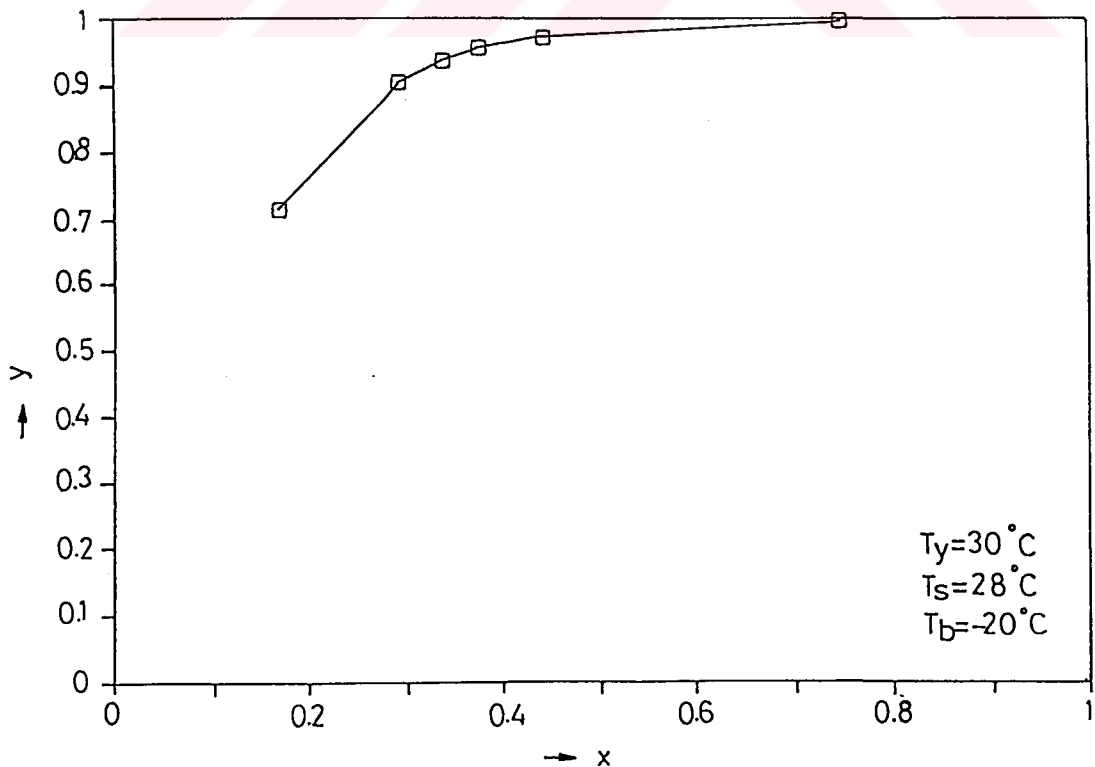
Şekil 11. 30 ve 27 °C Yoğuşturucu Sıcaklıklarında x_3 'ün Buharlaştırıcı Sıcaklığı İle Değişimi



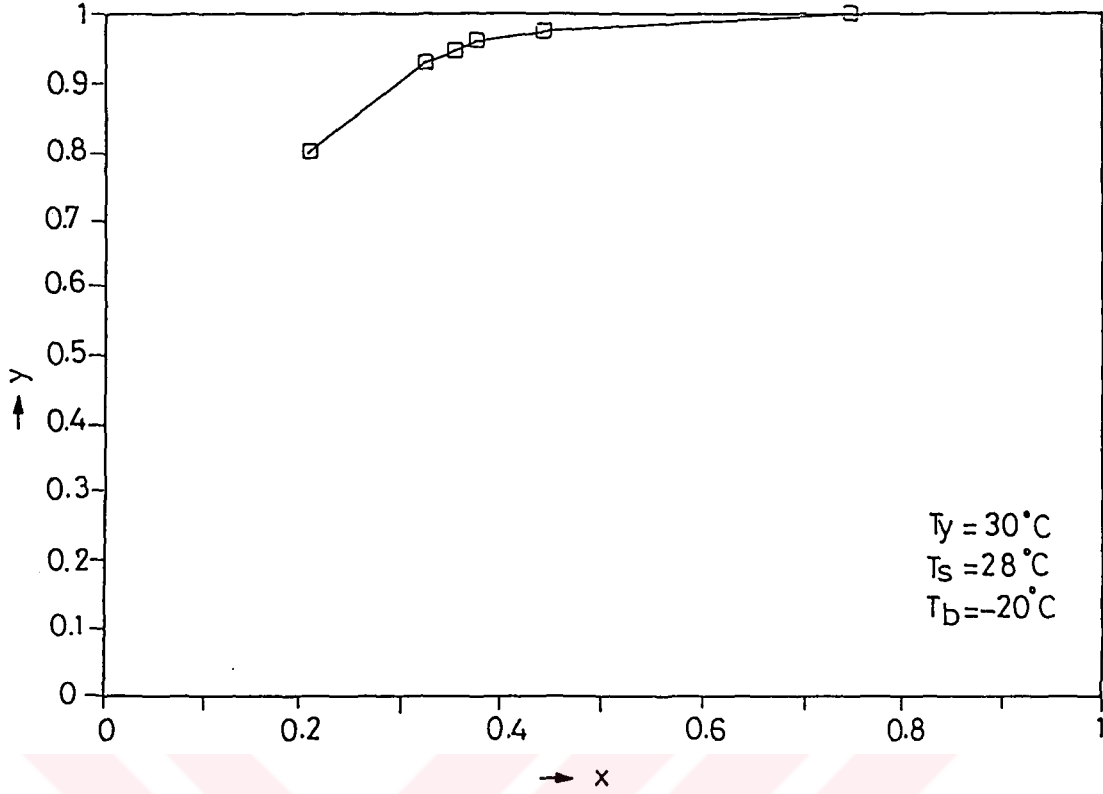
Şekil 12. Ayırıcıdan Ayrılan Sıvı ve Buhar Karışımındaki Amonyak Kütle Derişiminin Ayırıcı Sıcaklığı İle Değişimi



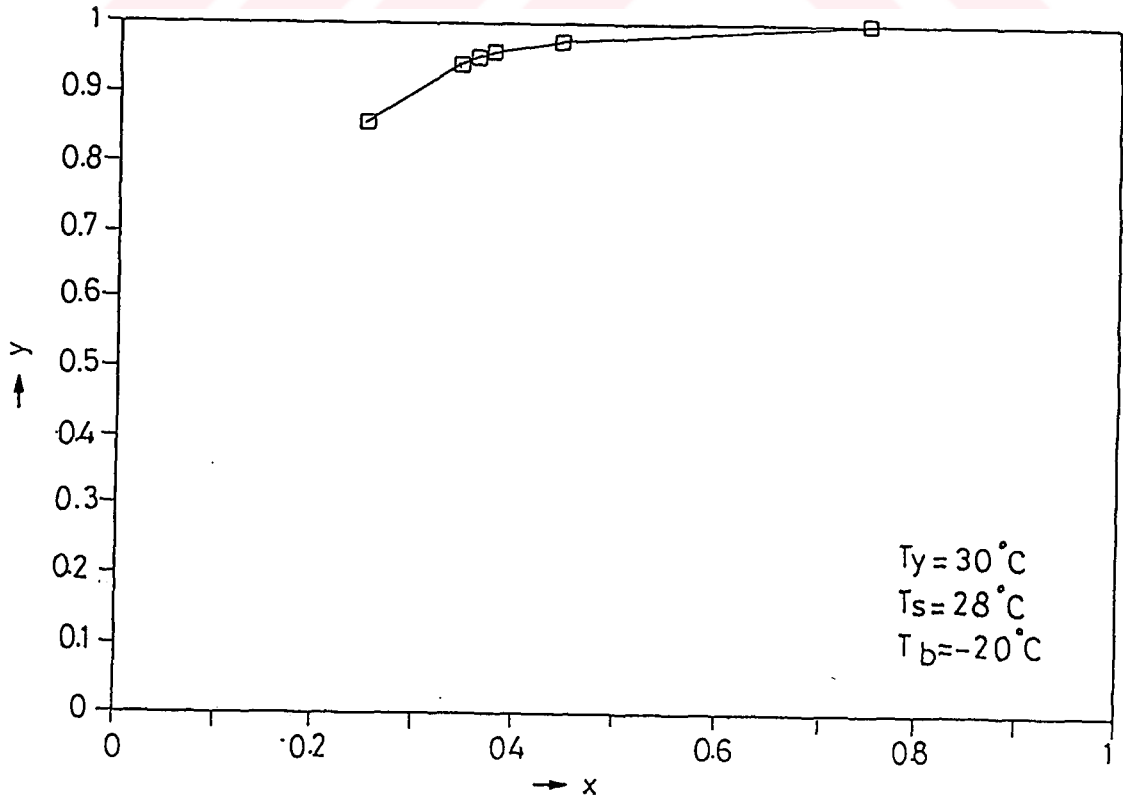
Şekil 13. $T_y=30^\circ\text{C}$, $T_s=28^\circ\text{C}$, $T_b=20^\circ\text{C}$ ve $T_a=150^\circ\text{C}$ Sıcaklıklarında Kolon İçindeki Buhar Karışımındaki Amonyakın Kütle Kesrinin Sıvı Karışımındaki Amonyakın Kütle Kesri İle Değişimi



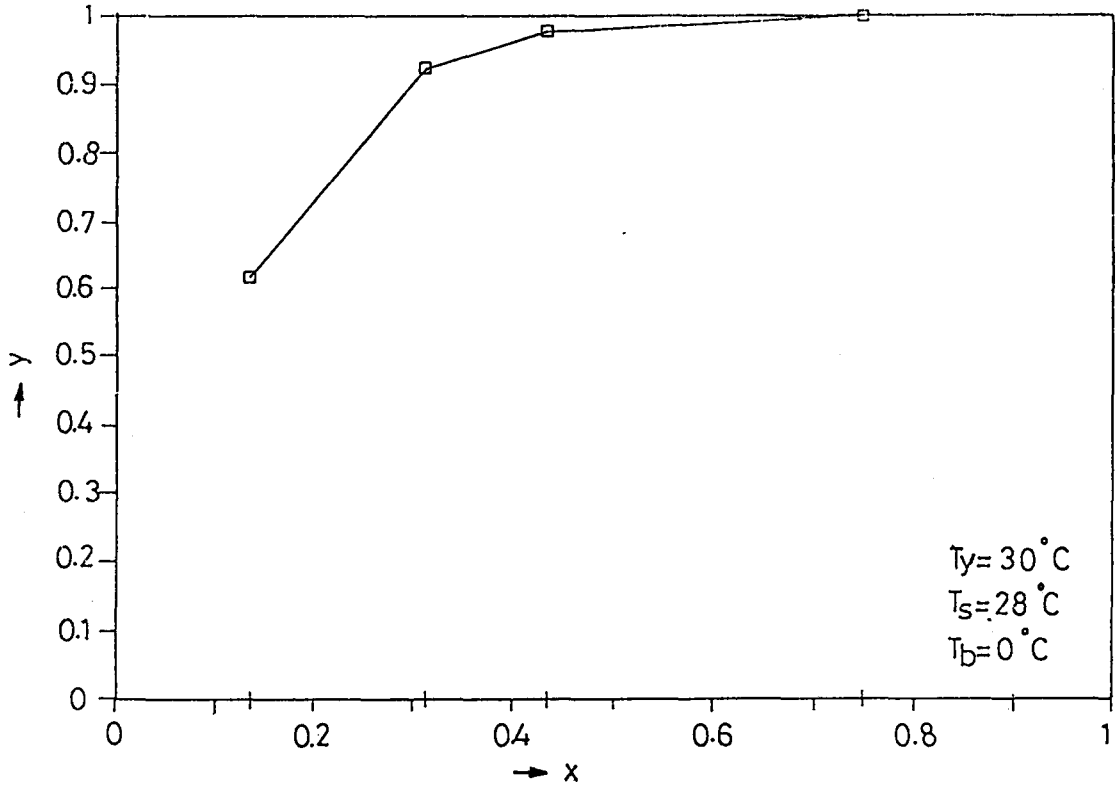
Şekil 14. $T_y=30^\circ\text{C}$, $T_s=28^\circ\text{C}$, $T_b=20^\circ\text{C}$ ve $T_a=140^\circ\text{C}$ Sıcaklıklarında Kolon İçindeki Buhar Karışımındaki Amonyakın Kütle Kesrinin Sıvı Karışımındaki Amonyakın Kütle Kesri İle Değişimi



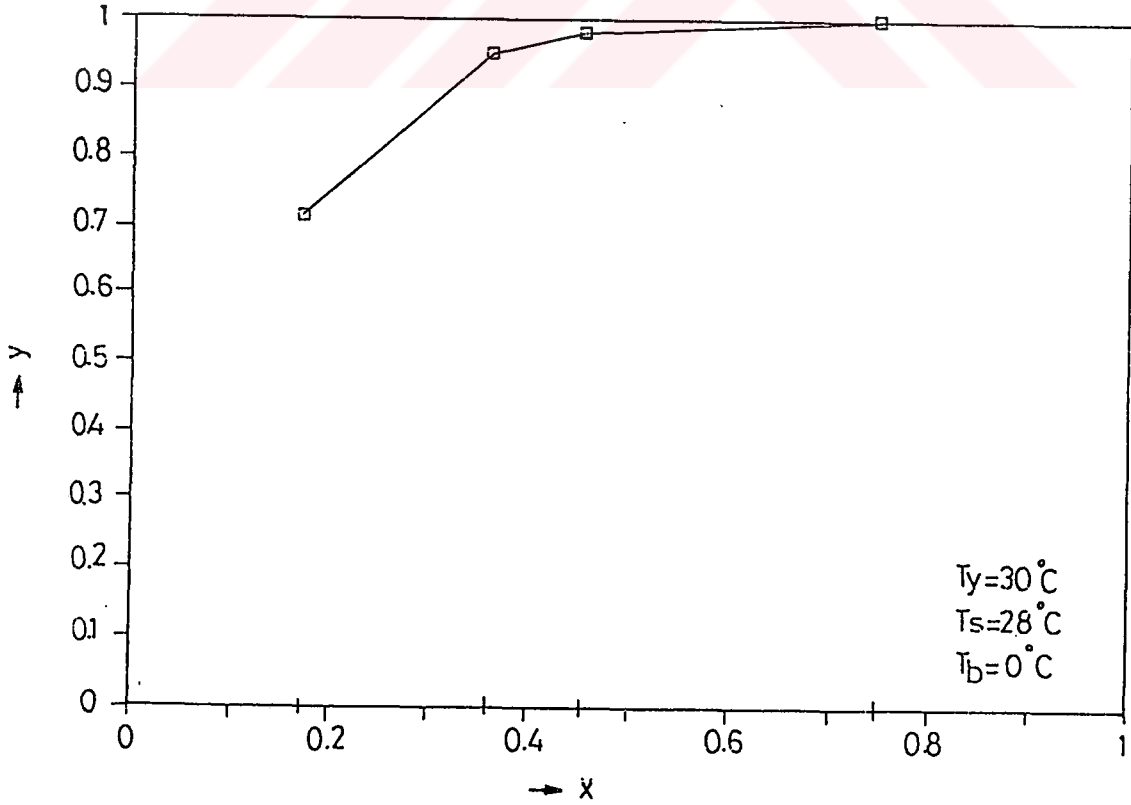
Şekil 15. $T_y=30^\circ\text{C}$, $T_s=28^\circ\text{C}$, $T_b=20^\circ\text{C}$ ve $T_a=130^\circ\text{C}$ Sıcaklıklarında Kolon İçindeki Buhar Karışımındaki Amonyagın Kütle Kesrinin Sıvı Karışımındaki Amonyagın Kütle Kesri ile Değişimi



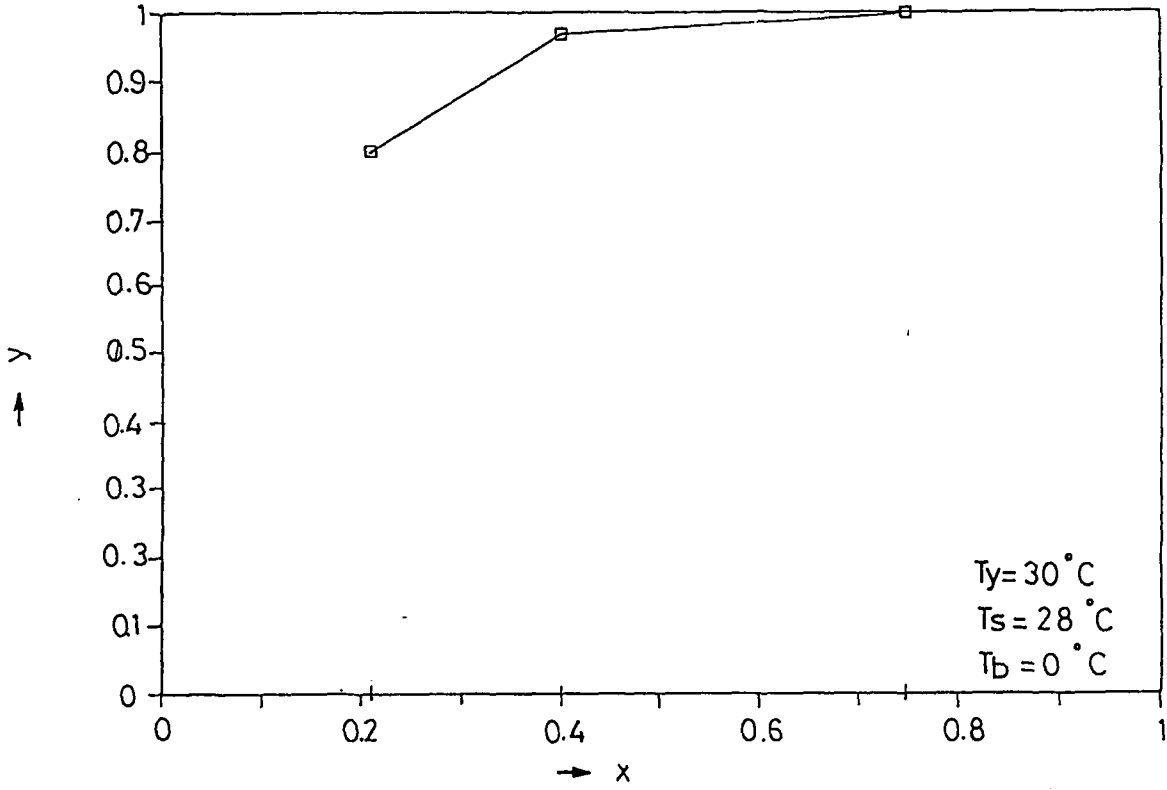
Şekil 16. $T_y=30^\circ\text{C}$, $T_s=28^\circ\text{C}$, $T_b=20^\circ\text{C}$ ve $T_a=120^\circ\text{C}$ Sıcaklıklarında Kolon İçindeki Buhar Karışımındaki Amonyagın Kütle Kesrinin Sıvı Karışımındaki Amonyagın Kütle Kesri ile Değişimi



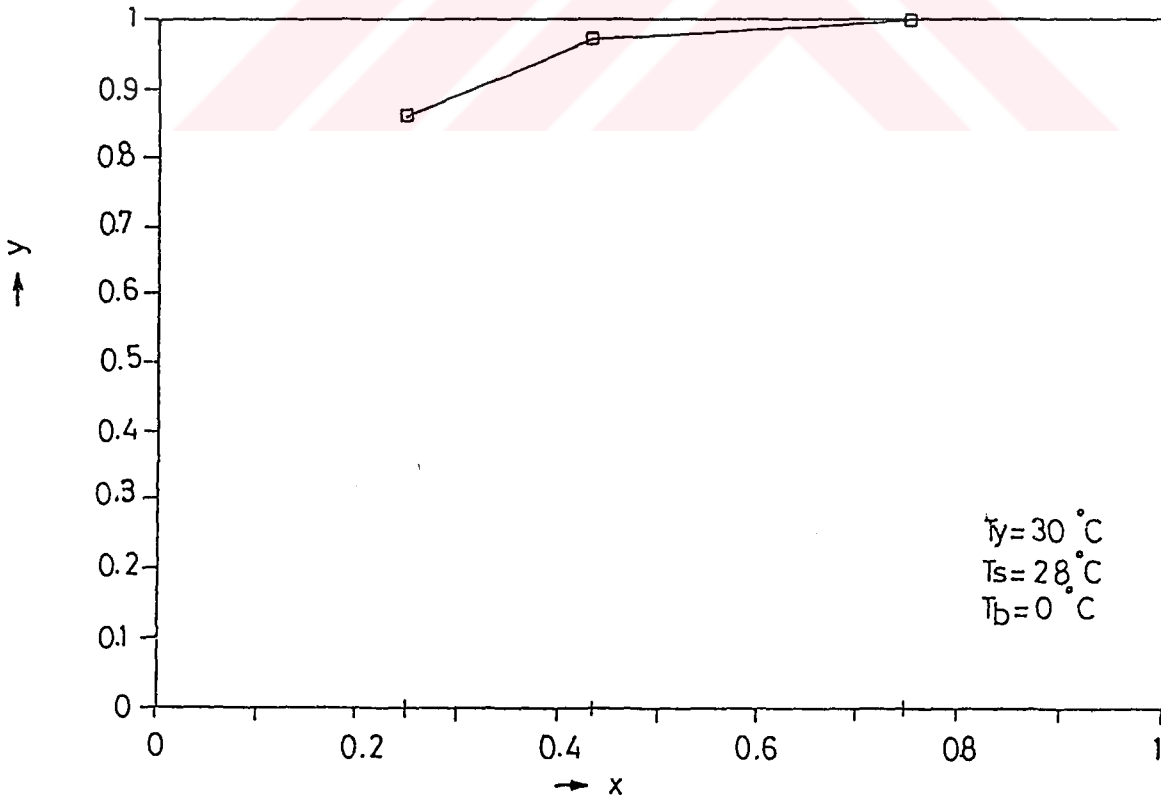
Şekil 17. $T_y=30^\circ\text{C}$, $T_s=28^\circ\text{C}$, $T_b=0^\circ\text{C}$ ve $T_a=150^\circ\text{C}$ Sıcaklıklarında Kolon İçindeki Buhar Karışımındaki Amonyakın Kütle Kesrinin Sıvı Karışımındaki Amonyakın Kütle Kesri İle Değişimi



Şekil 18. $T_y=30^\circ\text{C}$, $T_s=28^\circ\text{C}$, $T_b=0^\circ\text{C}$ ve $T_a=140^\circ\text{C}$ Sıcaklıklarında Kolon İçindeki Buhar Karışımındaki Amonyakın Kütle Kesrinin Sıvı Karışımındaki Amonyakın Kütle Kesri İle Değişimi



Şekil 19. $T_y=30^\circ\text{C}$, $T_s=28^\circ\text{C}$, $T_b=0^\circ\text{C}$ ve $T_a=130^\circ\text{C}$ Ayırıcı Sıcaklıklarında Kolon İçindeki Buhar Karışımındaki Amonyakın Kütle Kesrinin Sıvı Karışımındaki Amonyakın Kütle Kesri İle Değişimi



Şekil 20. $T_y=30^\circ\text{C}$, $T_s=28^\circ\text{C}$, $T_b=0^\circ\text{C}$ ve $T_a=120^\circ\text{C}$ Ayırıcı Sıcaklıklarında Kolon İçindeki Buhar Karışımındaki Amonyakın Kütle Kesrinin Sıvı Karışımındaki Amonyakın Kütle Kesri İle Değişimi

için gerekli teorik raf sayısı artmaktadır. Aynı ayırıcı sıcaklığında buharlaştırıcı sıcaklığı arttıkça teorik raf sayısı azalmaktadır. Bu durum buharlaştırıcı sıcaklığı arttıkça kolona giren karışımdaki amonyağın kütle kesrinin artmasından kaynaklanmaktadır.

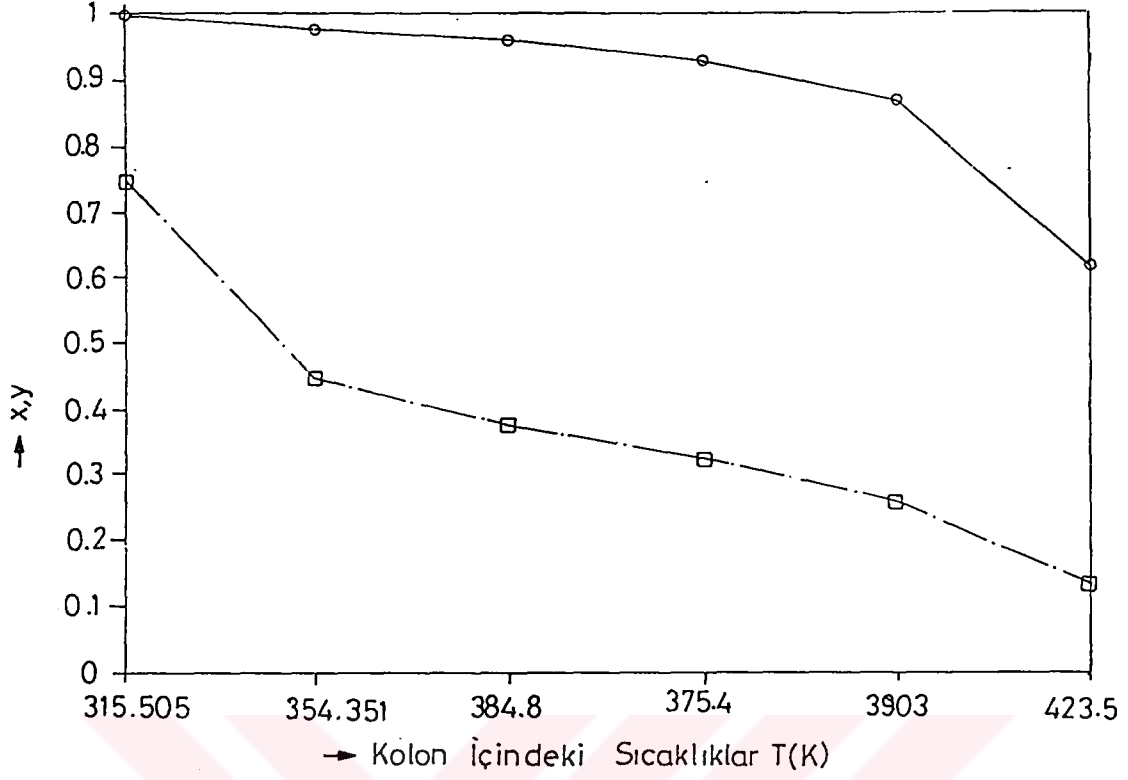
30 °C yoğuşturucu, 28 °C soğurucu, sırasıyla -20 °C ve 0 °C buharlaştırıcı sıcaklıklarında 150 °C ayırıcı sıcaklığı için Ponchon-Savarit grafik yöntemi ile elde edilen sonuçlar Tablo 52 ile Tablo 53'de ve örnek çözümler EK 1'de verilmiştir. Şekillerde ve tablolar-da görüldüğü gibi grafik yöntemi ile elde edilen teorik raf sayıları ile bu çalışmada analitik olarak elde edilen teorik raf sayıları farklıdır. Grafik yöntemi ile elde edilen raf sayıları ile analitik olarak elde edilen raf sayıları arasındaki raf sayısı farkı 1'dir. Bu durum grafik çözüm sırasında yapılan hatalardan ve basınç kayıplarının analitik çözümlerde dikkate alınmasından kaynaklanabilir. Değişik çalışma şartları için kolon ve raf tasarımı ile ilgili olarak analizden elde edilen sonuçlar Tablo 49 ve Tablo 50'de görülmektedir. Tablolarda görüldüğü gibi sistemin soğutma yükünün küçük olmasına bağlı olarak kolondaki sıvı ve buhar karışımının debileri çok küçük olduğundan literatürde verilen raf tasarım kriterleri sağlanamamaktadır. Ayrıca tasarımı yapılan kolonun klasik distilasyon kolonu gibi olmaması da sonuçları olumsuz yönde etkilemektedir. Reynolds modülü çok küçük olduğundan, 30 mm set yüksekliği için Reynolds modülüne karşılık gelen sürtünme faktörünün değeri 1 olarak alınmıştır. Ayrıca yapılan analiz sonucunda taşma borusundaki sıvı yüksekliği seçilen raf aralığının yarısından büyük olarak hesaplanmıştır. Raf kararlılığı için bu değerın raf aralığının yarısından az olması gerekmektedir. Literatürde raf tasarım kriteri olarak taşma borusunda kalma süresi 3s'den büyük olarak verilmiştir. Bu çalışmada ise kalma süresi için çok yük-

sek değerler elde edilmiştir. Bu durum kolon içindeki debilerin çok küçük olmasından kaynaklanabilir.

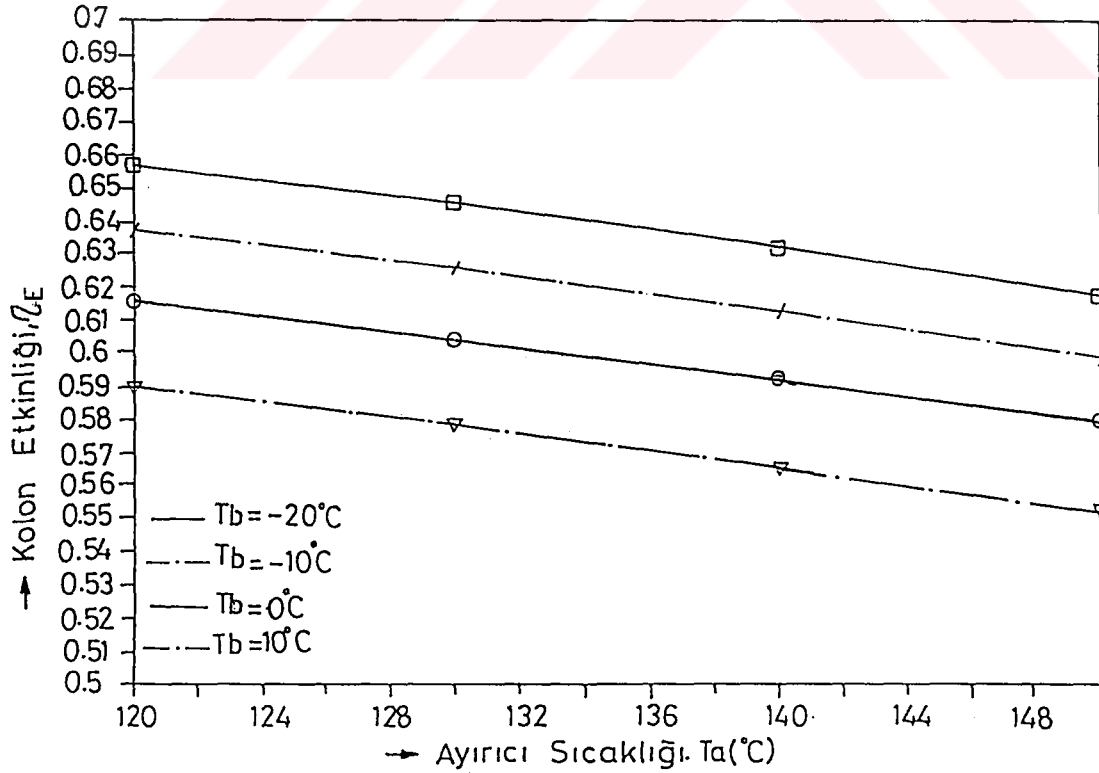
Kolon çapı ayırıcı sıcaklığı arttıkça artmaktadır. Aynı ayırıcı ve buharlaştırıcı sıcaklığında yoğuşturucu ve soğurucu sıcaklığı arttıkça azalmaktadır. 30 °C yoğuşturucu, 28 °C soğurucu sıcaklıklarında ayırıcı ve buharlaştırıcı sıcaklığı ile kolon etkinliğinin değişimi Şekil 22'de görülmektedir. Şekilde görüldüğü gibi ayırıcı sıcaklığı arttıkça kolon etkinliği azalmaktadır. Başka bir deyişle SSS'nin belirli çalışma şartları için 0,999 derişimi elde etmek için gerekli gerçek raf sayısı artmaktadır. Örneğin, sırasıyla 30 ve 28 °C yoğuşturucu ve soğurucu sıcaklıkları için -20 °C buharlaştırıcı sıcaklığında ayırıcı sıcaklığı 120 °C'den 150 °C'ye yükselirken kolon etkinliği η_E , 65,7'den 61,8'e azalmaktadır. Etkinlikteki azalma % 6 kadardır. Aynı yoğuşturucu ve soğurucu sıcaklıkları için buharlaştırıcı sıcaklığı -20 °C'den 10 °C'ye yükselirken sabit 150 °C ayırıcı sıcaklığı için etkinlik η_E , 61,8'den 55,2'ye azalmaktadır. Etkinlikteki azalma % 12'dir.

Sabit 150 °C ayırıcı ve -20 °C buharlaştırıcı sıcaklığı için yoğuşturucu ve sıcaklığı sırasıyla 27 ve 25 °C'den, 30 ve 28 °C'a yükselirken etkinlikte % 1,1'lik bir artış gözlenmektedir.

Böyle bir çalışmada geliştirilen model yardımıyla SSS'nin COP ve dolaşım oranı gibi çalışma parametreleri kolayca hesaplanabilir. Gerektiği zaman bu parametrelerin hesaplanabilmesi için, parametrelerin hesaplama yöntemi bilgisayar programına ilave edilmesine rağmen bu parametreler için elde edilen değerler bu çalışmada verilmiştir. Buna neden bu çalışmada ağırlık distilasyon kolonu tasarımına verilmiştir.



Şekil 21. $T_y=30$ °C, $T_s=28$ °C, $T_b=-20$ °C ve $T_a=150$ °C sıcaklıklarında Kolondaki Karışımın Sıcaklıkları İle Kütle Kesirlerinin Değişimi



Şekil 22. Ayırıcı sıcaklığı ile etkinliğin değişimi

Tablo 9. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kJ/kg	x	m (kg/s) 10 ⁻³
1	28	1,686	-106,1077	0,3631801	3,193876
2	28,0554	11,652	-104,8643	0,3631801	3,193876
3	104,1435	11,652	246,2272	0,3631801	3,193876
4	150,0	11,692	554,889	0,1337621	2,347019
5	52,4732	11,652	122,5102	0,1337621	2,347019
6	52,6334	1,686	122,5102	0,1337621	2,347019
7	42,6065	11,652	1330,737	0,999	0,8468567
8	30,0	11,09735	141,2676	0,999	0,8468567
9	13,2647	11,09735	61,29212	0,999	0,8468567
10	13,3375	1,823071	61,29212	0,999	0,8468567
11	-20,0	1,823071	1241,824	0,999	0,8468567
12	19,9609	1,823071	1332,951	0,999	0,8468567
12'	19,5505	1,686	1332,951	0,999	0,8468567

Tablo 10. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 140 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kJ/kg	x	ṁ (kg/s)10 ⁻³
1	28,0	1,686	-106,2959	0,363913	3,626428
2	28,0554	11,652	-105,052	0,363913	"
3	101,4682	11,652	233,5068	"	"
4	140,0	11,692	489,4645	0,1704199	2,779571
5	50,5213	11,652	89,33268	"	"
6	50,6794	1,686	89,33268	"	"
7	42,6065	11,652	1330,737	0,999	0,8468567
8	30,0	11,09735	141,2676	0,999	"
9	13,2647	11,09735	61,29212	"	"
10	13,3375	1,823071	61,29212	"	"
11	-20,0	"	1241,824	"	"
12	19,9609	"	1332,951	"	"
12'	19,5505	1,686	1332,951	"	"

Tablo 11. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 130 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kj/kg	x	in (kg/s)10 ⁻³
1	28,0	1,686	-106,4908	0,3646774	4,289851
2	28,0554	11,652	-105,2464	"	"
3	98,4758	11,652	219,334	"	"
4	130,0	11,692	424,0608	0,2086561	3,442994
5	48,5335	11,652	56,8556	"	"
6	48,6896	1,686	56,8556	"	"
7	42,6065	11,652	1330,737	0,999	0,8468567
8	30,0	11,09735	141,2676	"	"
9	13,2647	"	61,29212	"	"
10	13,3375	1,823071	"	"	"
11	-20,0	"	1241,824	"	"
12	19,9609	"	1332,951	"	"
12'	19,5505	1,686	"	"	"

Tablo 12. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kj/kg	x	\dot{m} (kg/s)10 ⁻³
1	28,0	1,686	-106,6938	0,3654791	5,443302
2	28,0554	11,652	-105,4488	"	"
3	95,1626	"	203,7009	"	"
4	120,0	11,692	359,2117	9,2487582	4,596445
5	46,5309	11,652	25,72955	"	"
6	46,686	1,686	25,72955	"	"
7	42,6065	11,652	1330,737	0,999	0,8468567
8	30,0	11,09735	141,2676	"	"
9	13,2647	"	61,29212	"	"
10	13,3375	1,823071	61,29212	"	"
11	-20,0	"	1241,824	"	"
12	19,9609	"	1332,951	"	"
12'	19,5505	1,686	1332,951	"	"

Tablo 13. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -10 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kJ/kg	x	\dot{m} (kg/s)10 ⁻³
1	28,0	2,5566741	-118,3397	0,4326581	2,459558
2	28,0624	11,652	117,1622	"	"
3	95,2444	"	193,6382	"	"
4	150,0	11,684	554,1776	0,1350428	1,612292
5	52,5646	11,652	122,044	"	"
6	52,7087	2,5566741	"	"	"
7	42,6065	11,652	1330,737	0,999	0,8472665
8	30,0	11,09735	141,2676	"	"
9	16,5093	"	76,57437	"	"
10	16,5594	2,763972	"	"	"
11	-10,0	"	1225,818	"	"
12	21,9982	"	1331,235	"	"
12'	21,3976	2,5566741	"	"	"

Tablo 14. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -10 °C Buharlaştırıcı ve 140 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kJ/kg	x	\dot{m} (kg/s) 10 ⁻³
1	28,0	2,5566741	-118,4096	0,4333886	2,677739
2	28,0624	11,652	-117,2316	"	"
3	92,9541	"	182,736	"	"
4	140,0	11,676	488,8434	0,1715854	1,830473
5	50,475	11,652	88,37658	"	"
6	50,617	2,5566741	"	"	"
7	42,065	11,652	1330,737	0,999	0,8472665
8	30,0	11,09735	141,2676	"	"
9	16,5093	"	76,57437	"	"
10	16,5594	2,763972	"	"	"
11	-10,0	"	1255,818	"	"
12	21,9982	"	1331,235	"	"
12'	21,3976	2,5566741	"	"	"

Tablo 15. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -10 °C Buharlaştırıcı ve 130 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kJ/kg	x	\dot{m} (kg/s)10 ⁻³
1	28,0	2,5566741	-118,4813	0,4341529	2,980542
2	28,0624	11,652	-117,4813	"	"
3	90,3112	"	170,1996	"	"
4	130,0	11,676	423,4859	0,2098142	2,133275
5	48,4759	11,652	55,91957	"	"
6	48,6169	2,5566741	"	"	"
7	42,6065	11,652	1330,737	0,999	0,8472665
8	30,0	11,09735	141,2676	"	"
9	16,5093	"	76,57437	"	"
10	16,5594	2,763972	"	"	"
11	-10,0	"	1225,818	"	"
12	21,9982	"	1331,235	"	"
12'	21,3976	2,5566741	"	"	"

Tablo 16. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -10 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kJ/kg	x	\dot{m} (kg/s)10 ⁻³
1	28,0	2,5566741	-118,555	0,4349544	3,429813
2	28,0624	11,652	-117,3761	"	"
3	87,3535	"	156,2206	"	"
4	120,0	11,676	358,7008	0,2499057	2,582547
5	46,5027	11,652	25,01594	"	"
6	46,6426	2,5566741	"	"	"
7	42,6065	11,652	1330,792	0,999	0,8472665
8	30,0	11,09735	141,2676	"	"
9	16,5093	"	76,57437	"	"
10	16,5594	2,763972	"	"	"
11	-10,0	"	1255,818	"	"
12	21,9982	"	1331,235	"	"
12'	21,3976	2,5566741	"	"	"

Tablo 17. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 0 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kJ/kg	x	\dot{m} (kg/s)10 ⁻³
1	28,0	3,759866	-118,8018	0,5096786	1,963961
2	28,0655	11,652	-117,7389	"	"
3	85,5319	"	148,5829	"	"
4	150,0	11,676	553,3845	0,1364745	1,114179
5	52,7092	11,652	121,7179	"	"
6	52,8315	3,759866	"	"	"
7	42,6065	11,652	1330,737	0,999	0,8497813
8	30,0	11,09735	141,2676	"	"
9	19,8109	"	92,23838	"	"
10	19,851	4,064722	"	"	"
11	0	"	1268,599	"	"
12	23,9989	"	1327,368	"	"
12'	23,1681	3,759866	"	"	"

Tablo 18. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 0 °C Buharlaştırıcı ve 140 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kj/kg	x	\dot{m} (kg/s)10 ⁻³
1	28,0	3,759866	-118,7419	0,5104114	2,080767
2	28,0655	11,652	-117,6786	"	"
3	83,6429	"	139,6459	"	"
4	140,0	11,676	488,0253	0,1731259	1,230985
5	50,4933	11,652	87,47736	"	"
6	50,6141	3,759866	"	"	"
7	42,6065	11,652	1330,737	0,999	0,8497813
8	30,0	11,09735	141,2676	"	"
9	19,8109	"	92,23838	"	"
10	19,851	4,064722	"	"	"
11	0	"	1268,599	"	"
12	23,9989	"	1327,368	"	"
12'	23,1681	3,759866	"	"	"

Tablo 19. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 0 °C Buharlaştırıcı ve 130 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kj/kg	x	\dot{m} (kg/s) 10 ⁻³
1	28,0	3,759866	-118,6782	0,5111733	2,231905
2	28,0655	11,652	-117,6146	"	"
3	81,3784	"	128,9535	"	"
4	130,0	11,668	422,7813	0,2112393	1,382,124
5	48,4609	11,652	55,02606	"	"
6	48,5807	3,759866	"	"	"
7	42,6065	11,652	1330,737	0,999	0,8497813
8	30,0	11,09735	141,2676	"	"
9	19,8109	"	92,23838	"	"
10	19,851	4,064722	"	"	"
11	0	"	1268,599	"	"
12	23,9989	"	1327,368	"	"
12'	23,1681	3,759866	"	"	"

Tablo 20. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 0 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kJ/kg	x	\dot{m} (kg/s)10 ⁻³
1	28,0	3,759866	-118,6099	0,5119748	2,437616
2	28,0665	11,652	-117,5459	"	"
3	78,7492	"	116,5736	"	"
4	120,0	11,668	358,0712	0,2513273	1,587834
5	46,6147	11,652	24,81271	"	"
6	46,7335	3,759866	"	"	"
7	42,6065	"	1330,737	0,999	0,8497813
8	30,0	11,09735	141,2676	"	"
9	19,8109	"	92,23838	"	"
10	19,851	4,064722	"	"	"
11	0	"	1268,599	"	"
12	23,9989	"	1327,368	"	"
12'	23,1681	3,759866	"	"	"

Tablo 21. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kj/kg	x	\dot{m} (kg/s) 10 ⁻³
1	28,0	5,38	-102,4371	0,5996152	1,590341
2	28,0635	11,652	-101,5544	"	"
3	74,4962	"	114,2775	"	"
4	150,0	11,668	552,4503	0,1381655	0,7378398
5	52,7417	11,652	120,7098	"	"
6	52,8343	5,38	"	"	"
7	42,6065	11,652	1330,737	0,999	0,8525007
8	30,0	11,09735	141,2676	"	"
9	23,1592	"	108,2316	"	"
10	23,1792	5,816969	"	"	"
11	10,0	"	1280,065	"	"
12	25,9983	"	1320,986	"	"
12'	24,8872	5,38	"	"	"

Tablo 22. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 140 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kj/kg	x	\dot{m} (kg/s)10 ⁻³
1	28,0	5,38	-102,2335	0,6003478	1,651145
2	28,0635	11,652	-101,3505	"	"
3	72,9346	"	107,0095	"	"
4	140,0	11,668	487,133	0,1748124	0,7986442
5	50,5612	11,652	86,71529	"	"
6	50,6528	5,38	"	"	"
7	42,6065	11,652	1330,737	0,999	0,8525007
8	30,0	11,09735	141,2676	"	"
9	23,1592	"	108,2316	"	"
10	23,1792	5,816969	"	"	"
11	10,0	"	1280,065	"	"
12	25,9983	"	1320,986	"	"
12'	24,8872	5,38	"	"	"

Tablo 23. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 130 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kj/kg	x	\dot{m} (kg/s)10 ⁻³
1	28,0	5,38	-102,0199	0,601112	1,726561
2	28,0635	11,652	-101,1365	"	"
3	71,1167	"	98,54594	"	"
4	130,0	11,668	421,8966	0,2130381	0,8740598
5	48,4913	11,652	54,13023	"	"
6	48,582	5,38	"	"	"
7	42,6065	11,652	1330,737	0,999	0,8525007
8	30,0	11,09735	141,2676	"	"
9	23,1592	"	108,2316	"	"
10	23,1792	5,816969	"	"	"
11	10,0	"	1280,065	"	"
12	25,9983	"	1320,986	"	"
12'	24,8872	5,38	"	"	"

Tablo 24. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kj/kg	x	\dot{m} (kg/s)10 ⁻³
1	28,0	5,38	-101,7945	0,6019135	1,823053
2	28,0635	11,652	-100,9108	"	"
3	69,0381	"	88,87878	"	"
4	120,0	11,668	357,2801	0,253126	0,9705526
5	46,5359	11,652	23,54409	"	"
6	46,6255	5,38	"	"	"
7	42,6065	11,652	1330,737	0,999	0,8525007
8	30,0	11,09735	141,2676	"	"
9	23,1592	"	108,2316	"	"
10	23,1792	5,816969	"	"	"
11	10,0	"	1280,065	"	"
12	25,9983	"	1320,986	"	"
12'	24,8872	5,38	"	"	"

Tablo 25. 27 °C Yoğuşturucu, 25 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kj/kg	x	\dot{m} (kg/s)10 ⁻³
1	25,0	1,686	-124,2011	0,3798458	2,840159
2	25,0463	10,634421	-123,0797	"	"
3	99,0884	10,634421	218,8935	"	"
4	150,0	10,674421	562,6857	0,1198252	2,000167
5	50,1122	10,634421	121,5003	"	"
6	50,2562	1,686	121,5003	"	"
7	40,4124	10,634421	1330,243	0,999	0,8399921
8	27,0	10,12802	126,6899	"	"
9	11,1532	10,12802	52,33071	"	"
10	11,2232	1,823071	51,33071	0,999	"
11	-20,0	1,823071	1241,824	"	"
12	17,5905	1,823071	1327,655	"	"
12'	17,1701	1,686	1327,655	"	"

Tablo 26. 27 °C Yoğuşturucu, 25 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kJ/kg	x	\dot{m} (kg/s)10 ⁻³
1	25,0	1,686	-124,6856	0,3821128	4,320236
2	25,0463	10,634621	-123,5629	"	"
3	90,7065	10,634421	179,2707	"	"
4	120,0	10,666421	366,3177	0,2332208	3,480244
5	44,1102	10,634421	22,61916	"	"
6	44,2502	1,686	22,61916	"	"
7	40,4124	10,634421	1330,243	0,999	0,8399921
8	27,0	10,1282	126,6899	"	"
9	11,1532	10,1282	51,33071	"	"
10	11,2232	1,823071	51,33071	"	"
11	-20,0	1,823071	1241,824	"	"
12	17,5905	1,823071	1327,655	"	"
12'	17,1701	1,686	1327,55	"	"

Tablo 27. 27 °C Yoğuşturucu, 25 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayrıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kJ/kg	x	\dot{m} (kg/s)10 ⁻³
1	25	5,38	-107,5726	0,6274978	1,470183
2	25,0504	10,634421	-106,8279	"	"
3	68,3378	10,634421	93,99886	"	"
4	150,0	10,650421	560,0768	0,1244302	0,6245084
5	50,152	10,634421	118,4459	"	"
6	50,2275	5,38	118,4459	"	"
7	40,4124	10,634421	1330,243	0,999	0,8456741
8	27,0	10,12802	126,6899	"	"
9	21,1477	10,12802	98,57568	"	"
10	21,1677	5,816969	98,57568	"	"
11	10,0	5,816969	1280,065	"	"
12	23,5943	5,816969	1314,943	"	"
12'	22,4532	5,380	1314,943	"	"

Tablo 28. 27 °C Yoğuşturucu, 25 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Analizden Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kj/kg	x	\dot{m} (kg/s)10 ⁻³
1	25,0	5,38	-106,8095	0,629766	1,642541
2	25,0504	10,634421	-106,064	"	"
3	63,2842	"	70,73423	"	"
4	120,0	10,650421	364,1111	0,2379182	0,7968671
5	44,273	10,634421	20,85876	"	"
6	44,3465	5,38	"	"	"
7	40,4124	10,634421	1330,243	0,999	0,8456741
8	27,0	10,12802	126,6899	"	"
9	21,1477	"	98,57568	"	"
10	21,1677	5,816969	"	"	"
11	10,0	"	1280,065	"	"
12	23,5943	"	1341,943	"	"
12'	22,4532	5,38	"	"	"

Tablo 29. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayrırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h_g kJ/kg	x	h_g kJ/kg	y	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}
7 (Deflakmatör)	42.6065	11.652	28.07271	0.7478289	1330.737	0.999	0.08468567	0.8468567
13	81.5851	11.660	128.5714	0.4437571	1457.588	0.9761662	0.06303821	0.9315424
14	91.45	11.668	183.6527	0.3772279	1499.554	0.9605324	-	0.9098949
15	102.25	11.676	247.968	0.3246657	1556.517	0.9331326	3.162448	-
16	117.15	11.684	341.9001	0.2583064	1658.185	0.8741358	3.161887	0.81543
4 (Ayrırıcı)	150.0	11.692	554.889	0.1337621	2021.513	0.6170243	2.347019	0.8148685

Tablo 30. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 140 °C Ayrırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h_g kJ/kg	x	h_g kJ/kg	y	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}
7 (Deflakmatör)	42.6065	11.652	28.07271	0.7478289	1330.737	0.999	0.08468567	0.8468567
13	81.5851	11.660	128.5714	0.4437571	1457.588	0.9761662	0.06303821	0.9315424
14	91.45	11.668	183.6527	0.3772279	1499.554	0.9605324	-	0.9098949
15	98.80	11.676	227.0069	0.3410269	1536.983	0.9431114	3.611783	-
16	108.7521	11.684	288.3403	0.295008	1597.083	0.9108509	3.59711	0.8322118
4 (Ayrırıcı)	140.0	11.692	489.4645	0.1704199	1885.39	0.7185983	2.779571	0.8175385

Tablo 31. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 130 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu ile İlgili Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h_g kJ/kg	x	h_g kJ/kg	y	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}
7 (Deflaktatör)	42.6065	11.652	28.07271	0.7478289	1330.737	0.999	0.08468567	0.8468567
13	61.5851	11.660	128.5714	0.4437571	1457.588	0.9761662	0.06303821	0.9315424
14	91.45	11.668	183.6527	0.3772279	1499.554	0.9605324	-	0.9098949
15	96.40	11.676	212.6587	0.3526609	1524.154	0.9493539	4.298205	-
16	102.5036	11.684	249.4809	0.323611	1557.911	0.9324106	4.276246	0.8552102
4 (Ayırıcı)	130.0	11.692	424.0608	0.2086561	1772.866	0.7986045	3.442994	0.8332517

Tablo 32. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu ile İlgili Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h_g kJ/kg	x	h_g kJ/kg	y	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}
7 (Deflaktatör)	42.6065	11.652	28.07271	0.7478289	1330.737	0.999	0.08468567	0.8468567
13	81.5851	11.660	128.5714	0.4437571	1457.588	0.9761662	0.06303821	0.9315424
14	91.45	11.668	183.6527	0.3772279	1499.554	0.9605324	-	0.9098949
15	94.6499	11.676	202.3295	0.3612837	1515.166	0.953659	5.481861	-
16	97.95	11.684	221.8647	0.3452582	1532.288	0.945359	5.457808	0.8854158
4 (Ayırıcı)	120.0	11.692	359.2117	0.2487582	1680.513	0.8602062	4.596445	8.613628

Tablo 33. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -10 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h_g kJ/kg	x	h_g kJ/kg	y	\dot{m}_g (kg/s) 10 ⁻³	\dot{m}_g (kg/s) 10 ⁻³
7 (Deflaktatör)	42.6065	11.652	28.07271	0.7478289	1330.737	0.999	0.08472665	0.8472665
13	81.5851	11.66	128.5714	0.4437571	1457.588	0.8761662	-	0.9319931
14	88.5499	11.668	167.3563	0.3921961	1486.115	0.9661595	2.415373	-
15	109.3501	11.676	292.1569	0.292204	1601.212	0.9084652	2.391225	0.8030815
4 (Ayırıcı)	150.0	11.684	554.1776	0.1350428	2021.022	0.6175075	1.612292	0.7789333

Tablo 34. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -10 °C Buharlaştırıcı ve 140 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h_g kJ/kg	x	h_g kJ/kg	y	\dot{m}_g (kg/s) 10 ⁻³	\dot{m}_g (kg/s) 10 ⁻³
7 (Deflaktatör)	42.6065	11.652	28.07271	0.7478289	1330.737	0.999	0.08472665	0.8472665
13	81.5851	11.66	128.5714	0.4437571	1457.588	0.9761662	-	0.9319931
14	99.9502	11.668	233.9939	0.3353891	1543.437	0.9398649	2.612505	-
4 (Ayırıcı)	140.0	11.676	488.8434	0.1715854	1885.24	0.7187979	1.830473	0.7820328

Tablo 35. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -10 °C Buharlaştırıcı ve 130 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h_{ℓ} kJ/kg	x	h_g kJ/kg	y	\dot{m}_{ℓ} (kg/s)10 ⁻³	\dot{m}_g (kg/s)10 ⁻³
7 (Deflakmatör)	42.6065	11.652	28.07271	0.7478289	1330.737	0.999	0.08472665	0.8472665
13	81.5851	11.660	128.5714	0.4437571	1457.588	0.9761662	-	0.9319931
14	92.9501	11.668	192.4452	0.3696357	1506.791	0.9573551	2.927719	-
4 (Ayırıcı)	130.0	11.676	423.4859	0.2098142	1772.722	0.7987951	2.133275	0.7944444

Tablo 36. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, -10 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h_{ℓ} kJ/kg	x	h_g kJ/kg	y	\dot{m}_{ℓ} (kg/s)10 ⁻³	\dot{m}_g (kg/s)10 ⁻³
7 (Deflakmatör)	42.6065	11.652	28.07271	0.7478289	1330.737	0.999	0.08472665	0.8472665
13	81.5851	11.660	128.5714	0.4437571	1457.588	0.8761662	-	0.9319931
14	87.7516	11.668	162.9028	0.3963858	1482.538	0.9675944	3.397845	-
4 (Ayırıcı)	120.0	11.676	358.7008	0.2499057	1680.388	0.8603778	2.582547	0.8152981

Tablo 37. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 0 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayrırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu ile İlgili Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h_g kJ/kg	x	h_g kJ/kg	y	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}
7 (Deflakmatör)	42.6065	11.652	28.07271	0.7478289	1330.737	0.999	0.08497813	0.8497813
13	80.6999	11.660	125.1157	0.4346756	1453.043	0.9783168	1.791497	0.93476013
14	104.6994	11.668	263.1105	0.3131586	1571.322	0.9252128	1.759789	0.6772175
4 (Ayrırıcı)	150.0	11.676	553.3845	0.1364745	2020.438	0.618076	1.114179	0.6456102

Tablo 38. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 0 °C Buharlaştırıcı ve 140 °C Ayrırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu ile İlgili Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h_g kJ/kg	x	h_g kJ/kg	y	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}
7 (Deflakmatör)	42.6065	11.652	28.07271	0.7478289	1330.737	0.999	0.08497813	0.8497813
13	77.35	11.660	108.264	0.4539599	1440.142	0.9823387	1.922672	0.93476013
14	94.5491	11.668	201.7726	0.3616429	1514.734	0.9537562	1.879464	0.6916867
4 (Ayrırıcı)	140.0	11.676	488.0253	0.1731259	1884.478	0.7194988	1.230985	0.6484781

Tablo 39. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 0 °C Buharlaştırıcı ve 130 °C Ayrırcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h_g kJ/kg	\bar{x}	h_g kJ/kg	y	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}
7 (Deflaktatör)	42.6065	11.652	28.07271	0.7478289	1330.737	0.999	0.08497813	0.8497813
13	86.8487	11.660	157.9292	0.4010129	1478.616	0.9691296	2.040834	0.93475913
4 (Ayrırcı)	130.0	11.668	422.7813	0.2112393	1772.314	0.7992011	1.382124	0.6587104

Tablo 40. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 0 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayrırcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu İle İlgili Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h_g kJ/kg	x	h_g kJ/kg	y	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}
7 (Deflaktatör)	42.6065	11.652	28.07271	0.74782889	1330.737	0.999	0.08497813	0.8497813
13	80.9477	11.660	126.3926	0.4332769	1454.024	0.9779934	2.263745	0.93476013
4 (Ayrırcı)	120.0	11.668	358.0712	0.2513273	1680.061	0.8607088	1.587834	0.6579106

Tablo 41. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu ile İlgili Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h_q kJ/kg	x	h_g kJ/kg	y	\dot{m}_q (kg/s) 10^{-3}	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}
7 (Deflakmatör)	42.6065	11.652	28.07271	0.7478289	1330.737	0.999	0.08525007	0.8525007
13	95.4665	11.660	208.2679	0.3560805	1520.405	0.9511098	1.349869	0.93775127
4 (Ayırıcı)	150.00	11.668	552.4503	0.1381655	2019.695	0.6187908	0.7378398	0.6120292

Tablo 42. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 140 °C Ayırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu ile İlgili Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h_q kJ/kg	x	h_g kJ/kg	y	\dot{m}_q (kg/s) 10^{-3}	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}
7 (Deflakmatör)	42.6065	11.652	28.07271	0.7478289	1330.737	0.999	0.08525007	0.8525007
13	84.6492	11.660	145.9365	0.4128149	1469.163	0.9727048	1.417215	0.83775087
4 (Ayırıcı)	140.0	11.668	487.133	0.1748124	1883.855	0.720103	0.7986442	0.6185706

Tablo 43. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 130 °C Ayrırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu ile İlgili Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h_c kJ/kg	x	h_g kJ/kg	y	\dot{m}_L (kg/s)10 ⁻³	\dot{m}_g (kg/s)10 ⁻³
7 (Deflakmatör)	42.6065	11.652	28.07271	0.7478280	1330.737	0.999	0.08525007	0.8525007
13	76.3988	11.660	103.6286	0.4595734	1436.596	0.9833679	1.507307	0.937751227
4 (Ayrırıcı)	130.0	11.668	421.8966	0.2130381	1771.598	0.7998616	0.8740598	0.6332471

Tablo 44. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayrırıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu ile İlgili Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h kJ/kg	x	h_g kJ/kg	y	\dot{m}_L (kg/s)10 ⁻³	\dot{m}_g (kg/s)10 ⁻³
7 (Deflakmatör)	42.6065	11.652	28.07271	0.7478289	1330.737	0.999	0.08525007	0.8525007
13	70.3003	11.660	75.71865	0.4971949	1414.938	0.9889111	1.621265	0.93775047
4 (Ayrırıcı)	120.0	11.668	357.2801	0.253126	1679.5	0.8612289	0.9705526	0.6507129

Tablo 45. 27 °C Yoğuşturucu, 25 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayrıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu ile İlgili Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h_g kJ/kg	x	h_g kJ/kg	y	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}
7 (Deflakmatör)	40.4124	10.634421	10.09666	0.7339062	1330.243	0.999	0.08399921	0.8399921
13	80.1344	10.642421	122.7181	0.4314579	1459.269	0.9749006	0.06364355	0.9239913
14	89.7005	10.650421	177.7227	0.3673123	1500.588	0.9590277	-	0.9036356
15	96.30	10.659421	217.1449	0.3350611	1534.578	0.9429789	2.803516	-
16	115.0505	10.666421	335.4839	0.2509044	1660.513	0.8705989	2.803516	0.8038792
4 (Ayrıcı)	150.0	10.674421	562.6857	0.1198252	2069.508	0.5772635	2.000167	0.8033349

Tablo 46. 27 °C Yoğuşturucu, 25 °C Soğurucu, -20 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayrıcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu ile İlgili Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h_g kJ/kg	x	h_g kJ/kg	y	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}
7 (Deflakmatör)	40.4124	10.634421	10.09666	0.7339062	1330.243	0.999	0.08399921	0.8399921
13	80.1344	10.642421	122.7181	0.4314579	1459.269	0.9749006	-	0.9239913
14	88,0.499	10.650421	168.2906	0.3756916	1492.726	0.9624448	4.341301	-
15	93.0005	10.658421	197.2814	0.351051	1516.991	0.9515344	4.311853	0.8610564
4 (Ayrıcı)	120.0	10.666421	366.3177	0.2332208	1701.831	0.8441642	3.480244	0.8316094

Tablo 47. 27 °C Yoğuşturucu, 25 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 150 °C Ayrırcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu ile İlgili Sonuçlar

Referans Noktaları	T K	P bar	h_g kj/kg	\ddot{x}	h_g kj/kg	y	\dot{m}_L (kg/s) 10^{-3}	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}
7 (Deflaktör)	40.4124	10.634421	10.09666	0.7339062	1330.243	0.999	0.08456741	0.8456741
13	93.85	10.642421	202.424	0.346613	1521.566	0.9493362	1.221191	0.93024201
4 (Ayrırcı)	150.0	10.650421	560.0768	0.1244302	2067.546	0.5791572	0.6245084	0.5966823

Tablo 48. 27 °C Yoğuşturucu, 25 °C Soğurucu, 10 °C Buharlaştırıcı ve 120 °C Ayrırcı Sıcaklığında Distilasyon Kolonu ile İlgili Sonuçlar

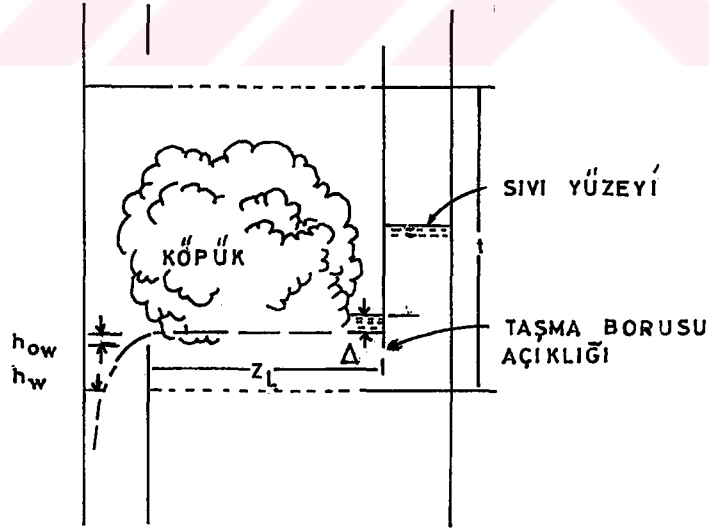
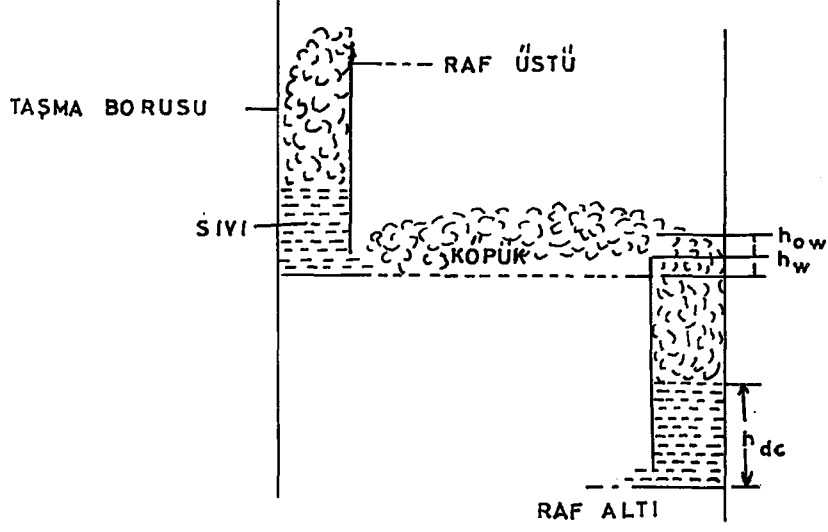
Referans Noktaları	T K	P bar	h_g kj/kg	x	h_g kj/kg	y	\dot{m}_L (kg/s) 10^{-3}	\dot{m}_g (kg/s) 10^{-3}
7 (Deflaktör)	40.4124	10.634421	10.09666	0.7339062	1330.243	0.999	0.08456741	0.8456741
13	65.1515	10.642421	52.39543	0.5075636	1403.787	0.9909834	1.432847	0.93024131
4 (Ayrırcı)	120.0	10.650421	364.1111	0.2379182	1700.526	0.8454226	0.7968671	0.63598

Tablo 49. 30 °C Yoğuşturucu ve 28 °C Soğurucu Sıcaklığında Farklı Buharlaştırıcı ve Ayrırıcı Sıcaklıkları İçin Analizden Elde Edilen Kolon Tasarım Sonuçları

Durum No	Buhar.Sıc.	Ayrırıcı Sıc.	Sızma Kesri	Kuru raf b _e - sınc kaybı	Toplam ba- sınc kaybı	ΔP_k (cm)	ΔP_t (cm)	$\Delta P_k + h_G$ (cm)	$h_w^{+h_0}$ (cm)	Taşma borusunda kalma süresi (s)	Sıvı Dağılımı Δ (cm)	h_{dc} (cm)	Kolon Çapı D(cm)	Etkinlik ηE
T_b (°C)	T_a (°C)	ψ												
1	- 20	150.0	3.908317x10 ⁻³	0.03456974	2.681326	0.92438654	3.0149093	170,9	4.357237x10 ⁻⁷	170,9	4.357237x10 ⁻⁷	5.696236	4.982978	61.79668
2	- 20	140.0	3.908857x10 ⁻³	0.08487977	2.678734	0.93030197	3.01485006	171,1	4.307645x10 ⁻⁷	171,1	4.307645x10 ⁻⁷	5.693586	4.95834	63.15642
3	- 20	130.0	3.909332x10 ⁻³	0.03520885	2.67612	0.93765495	3.01479408	171,2	4.261306x10 ⁻⁷	171,2	4.261306x10 ⁻⁷	5.690915	4.933562	64.50103
4	- 20	120.0	3.909745x10 ⁻³	0.03554919	2.673508	0.94595299	3.01474079	171,3	4.217671x10 ⁻⁷	171,3	4.217671x10 ⁻⁷	5.68825	4.908949	65.69853
5	- 10	150.0	3.909908x10 ⁻³	0.03345963	2.679371	0.81079893	3.0145616	176,9	4.062675x10 ⁻⁷	176,9	4.062675x10 ⁻⁷	5.693934	4.979497	59.95091
6	- 10	140.0	3.910222x10 ⁻³	0.03377543	2.676945	0.81868493	3.01451589	176,9	4.026372x10 ⁻⁷	176,9	4.026372x10 ⁻⁷	5.691462	4.95617	61.27558
7	- 10	130.0	3.910487x10 ⁻³	0.0341095	2.6745	0.827855	3.01447325	176,8	3.326231x10 ⁻⁷	176,8	3.326231x10 ⁻⁷	5.688974	4.932715	62.59108
8	- 10	120.0	3.910711x10 ⁻³	0.03445454	2.672059	0.83789324	3.01443319	176,8	3.326422x10 ⁻⁷	176,8	3.326422x10 ⁻⁷	5.686494	4.909417	63.76741
9	0	150.0	3.910778x10 ⁻³	0.03205936	2.678582	0.69609166	3.01422392	183,5	3.788381x10 ⁻⁷	183,5	3.788381x10 ⁻⁷	5.692807	4.968731	57.86407
10	0	140.0	3.910374x10 ⁻³	0.03224219	2.67686	0.70562499	3.01423876	181,6	3.792527x10 ⁻⁷	181,6	3.792527x10 ⁻⁷	5.691099	4.941409	59.17552
11	0	130.0	3.911326x10 ⁻³	0.03297506	2.673144	0.71683456	3.01408719	186,1	3.698691x10 ⁻⁷	186,1	3.698691x10 ⁻⁷	5.687232	4.933785	60.37621
12	0	120.0	3.911177x10 ⁻³	0.03309187	2.671749	0.72820757	3.01413625	182,8	3.724077x10 ⁻⁷	182,8	3.724077x10 ⁻⁷	5.685887	4.922524	61.57537
13	10	150.0	3.910135x10 ⁻³	0.03077378	2.677726	0.57668358	3.01368376	199,6	3.408775x10 ⁻⁷	199,6	3.408775x10 ⁻⁷	5.691411	5.120582	55.23828
14	10	140.0	3.911279x10 ⁻³	0.03074554	2.677106	0.58762504	3.0137948	193,8	3.469421x10 ⁻⁷	193,8	3.469421x10 ⁻⁷	5.690902	5.030228	56.5402
15	10	130.0	3.911062x10 ⁻³	0.03078065	2.676273	0.59960465	3.01389112	188,7	3.522266x10 ⁻⁷	188,7	3.522266x10 ⁻⁷	5.690165	4.95091	57.84209
16	10	120.0	3.910047x10 ⁻³	0.03087643	2.675236	0.61235353	3.01397108	184,6	3.568143x10 ⁻⁷	184,6	3.568143x10 ⁻⁷	5.689208	4.882849	59.01618

Tablo 50. 27 °C Yoğuşturucu, 25 °C Soğutucu Sıcaklığında Farklı Buharlaştırıcı ve Ayırıcı Sıcaklıkları İçin Analizden Elde Edilen Kolon Tasarım Sonuçları

T_b °C	T_a °C	$\psi \times 10^{-3}$	ΔP_k cm	ΔP_t cm	ΔP_{k+th} cm	h_w^{th} cm	Taşma borusunda kalma süresi (s)	Δ cm	h_{dc} cm	D cm	η_E
- 20	150	3.904377	0.0362977	2.673826	0.9000736	3.01419206	194.3	3.871383×10^{-7}	5.68802	5.263078	61.1
- 20	140	3.903605	0.03662849	2.671258	0.90688769	3.014139	194.5	3.829806×10^{-7}	5.685398	5.237418	62.5
- 20	130	3.911223	0.03697939	2.668674	0.914996	3.01408892	194.54	3.79098×10^{-7}	5.682764	5.211685	63.8
- 20	120	3.90201	0.03733662	2.666099	0.92394382	3.01404131	194.6	3.754441×10^{-7}	5.680142	5.186176	64.9
- 10	150	3.909665	0.03421463	2.674964	0.7851197	3.01411196	190.7	3.755718×10^{-7}	5.689077	5.120478	59.5
- 10	140	3.910195	0.0343889	2.673117	0.7936652	3.1411949	188.7	3.753552×10^{-7}	5.687238	5.070996	60.9
- 10	130	3.910459	0.03462108	2.671107	0.8034092	3.1411656	187.2	3.745828×10^{-7}	5.685225	5.028858	62.5
- 10	120	3.909204	0.03516146	2.668076	0.8142342	3.1402579	189.2	3.686784×10^{-7}	5.682103	5.035059	63.3
0	150	3.89805	0.0335185	2.671509	0.6698537	3.1351344	209.9	3.349111×10^{-7}	5.685024	5.281946	57.1
0	140	3.900602	0.03365495	2.670033	0.6800777	3.1355309	206.6	3.367442×10^{-7}	5.683587	5.224432	58
0	130	3.89597	0.03427304	2.666897	0.6917923	3.1345383	209.77	3.309636×10^{-7}	5.680352	5.245775	59.6
0	120	3.897835	0.03449559	2.665217	0.7038155	3.1348018	207.2	3.321496×10^{-7}	5.678698	5.195846	60.7
10	150	3.890006	0.03161962	2.672834	0.5465485	3.1308443	224.3	3.05595×10^{-7}	5.685919	5.380897	54.3
10	140	3.893901	0.03177692	2.671591	0.5583387	3.1314744	219.9	3.088227×10^{-7}	5.684739	5.315211	55.5
10	120	3.898705	0.03224053	2.668648	0.5844697	3.1324105	213.3	3.137625×10^{-7}	5.68189	5.209208	57.9



Şekil 23 Delikli Rafın Şematik Görünümü

Tablo 51. Değişik Çalışma Şartlarında Analizden Elde Edilen Raf Sayıları ve etkinlik ile ilgili sonuçlar

T _y °C	T _s °C	T _b °C	T _a °C	Kolon Etkinliği	Raf Sayıları	
					Teorik	Gerçek
30	28	-20	120	65,7	4	6
30	28	-20	130	64,5	4	6
30	28	-20	140	63,2	4	6
30	28	-20	150	61,8	4	6
30	28	-10	120	63,8	2	3
30	28	-10	130	62,6	2	3
30	28	-10	140	61,3	2	3
30	28	-10	150	59,9	3	5
30	28	0	120	61,6	1	2
30	28	0	130	60,4	1	2
30	28	0	140	59,2	2	3
30	28	0	150	57,9	2	3
30	28	10	120	59,0	1	2
30	28	10	130	57,8	1	2
30	28	10	140	56,5	1	2
30	28	10	150	55,2	1	2
27	25	-20	120	64,9	3	5
27	25	-20	130	63,8	3	5
27	25	-20	140	62,5	4	6
27	25	-20	150	61,1	4	7
27	25	-10	120	63,3	1	2
27	25	-10	130	62,2	2	3
27	25	-10	140	60,9	2	3
27	25	-10	150	59,5	2	3
27	25	0	120	60,7	1	2
27	25	0	130	59,6	1	2
27	25	0	140	58,4	2	3
27	25	0	150	57,1	2	4
27	25	10	120	57,9	1	2
27	25	10	140	55,5	1	2
27	25	10	150	54,3	1	2

Tablo 52. 30 °C Yoğuşturucu, 28 °C Soğurucu ve -20 °C Buharlaştırıcı Sıcaklıklarında 150 °C Ayırıcı Sıcaklığı İçin Grafik Çözümde Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T(K)	y	h_g	x	h_d
7	316,6105	0,999	1333,0798	0,726	20,207595
13	359,5971	0,97142	1476,9276	0,403	155,62033
14	367,1689	0,95714	1512,2122	0,364	198,58471
16	387,4625	0,89285	1636,8928	0,27	323,66103
4	424,6619	0,60714	2048,9206	0,123	567,54825

Tablo 53. 27 °C Yoğuşturucu, 25 °C Soğurucu ve 0° Buharlaştırıcı Sıcaklıklarında 150 °C Ayırıcı Sıcaklığı İçin Grafik Çözümde Elde Edilen Sonuçlar

Referans Noktaları	T(K)	y	h_g	x	h_d
7	314,4277	0,999	1332,584	0,712	3
13	357,2359	0,97142	1474,9527	0,396	145,769
4	412,8536	0,700213	1922,3601	0,152	497,91052
4'	448,1405	0,17142	2584,0033	0,027	727,1524

5.2. Bulgular

Amonyak/su akışkan çifti ile çalışan SSS'nin termodinamik analizi ve distilasyon kolonunun tasarımı yapılmış, sistemi oluşturan birimlerin bazı termodinamik parametreleri ile deflakmatör çıkışında 0,999 amonyak derişimini elde etmek için gerekli teorik raf sayısı, kolon çapı ve kolon etkinliği hesaplanmıştır.

1. 50, 60 ve 70 °C gibi düşük ayırıcı sıcaklıklarında SSS'nin çalışmadığı gözlenmiştir.

2. Bunun yanında 80, 90, 100 ve 110 °C ayırıcı sıcaklıklarında sistemin distilasyon kolonunda herhangi bir raf olmadan 0,999 derişimi yalnız deflakmatördeki soğutma ile elde edilebilmektedir.

3. Distilasyon kolonunun teorik raf sayısı analitik olarak ve Ponchon-Savarit grafik yöntemi ile belirlenmiş ve bilgisayar yardımıyla elde edilen analitik sonuçların daha hassas olduğu görülmüştür.

4. SSS'nin bu çalışma şartlarında maksimum teorik raf sayısı dört tanedir. Bunun anlamı amonyak/su'lu sistemlerde çok az teorik raf sayısı ile yüksek amonyak derişimleri elde edilebilmektedir.

5. Geliştirilen ve bilgisayar yardımıyla çözülen analitik yöntemde termodinamik denge şartları kullanılmıştır. Yaklaşım raflardaki basınç kayıplarını da içerir. Oldukça basit bir yöntemdir.

6. Teorik raf sayısı ayırıcı sıcaklığına çok bağımlı olmakla beraber buharlaştırıcı sıcaklığından da etkilenmektedir. Soğurucu ve yoğuşturucunun teorik raf sayısına etkisi ihmal edilecek kadar azdır.

7. Ayırıcı sıcaklığı arttıkça teorik raf sayısı artarken buharlaştırıcı sıcaklığı arttıkça raf sayısı az da olsa azalmaktadır.

8. Bu çalışmada SSS'nin soğutma yükü oldukça küçüktür. Literatürde verilen sanayi tipi distilasyon kolonlarının tasarımı için geliştirilen yöntemlerin SSS'de kullanımı oldukça sınırlıdır. Ürneğin sanayi tipi distilasyon kolonlarındaki taşma borusunda kalma süresi üç saniye kadarken bu süre SSS'de 200 saniyenin üzerine çıkmaktadır. Dolayısıyla SSS için daha gerçekçi bir distilasyon kolonu tasarımı yapılması istenirse SSS'nin soğutma yükü oldukça yüksek olmalıdır.

9. Tasarımda delikli raf tipi seçilmiştir ve delik çapı 3 mm'dir. Delikli tip raflar kabarcık başlıklı (Bubble-cap) raflarla karşılaştırıldığı zaman pratikte çok daha sık kullanılmaktadır.

5.3. Öneriler

Amonyak/su, soğutucu/soğurucu akışkan çifti ile çalışan SSS'nin termodinamik ve kolon tasarımını içeren analizi yapılmış ve Bölüm 5.1'de verilen sonuçlar elde edilmiştir. Verilen modeli geliştirmek ve daha duyarlı sonuçlar elde etmek için aşağıdaki çalışmaların yapılması gerekir.

a. SSS'nin bütün birimlerindeki ve bağlantı elemanlarında ki basınç kayıpları da dikkate alınarak bir analiz yapılmalıdır.

b. Deflakmatör çıkışındaki karışımın amonyak derişimi için farklı değerler alınarak analizin yapılması gerekir.

c. Farklı soğutma yükleri ve geri dönüş akı oranı için analiz yapılabilir.

d. Sistemin atık ısı ve güneş enerjisi kullanılabilirliği araştırılabilir.

e. Sistemin istenilen çalışma şartlarında optimum çalışma şartlarının belirlenmesi için bir analiz yapılabilir.

f. Sistemin ekonomik analizi yapılmalıdır.

g. Şekil 1'de görülen SSS bir ısı pompası gibi çalıştırılarak termodinamik analizi yapılabilir.



KAYNAKLAR

1. Ziegler, B. and Trepp, Ch., "Equation of state for ammonia-water mixtures", International Journal of Refrigeration, March, 101-106, (1984)
2. Alvares, S.G. and Trepp, Ch., "Simulation of solar driven aqua-ammonia absorption refrigeration system, Part 1: mathematical description and system optimization", Internal Journal of Refrigeration, January, 40-48 (1987)
3. Ataer, Ü.E., Göğüş, Y., "Amonyak/su soğurmalı sistemlerin analizi ve ısıl süreçlerdeki tersinmezliklerin karşılaştırılması", I. Balıkesir Mühendislik Sempozyumu, Balıkesir, 288-297 (Nisan 1988)
4. Anand, D.K. and Kumar, B., "Absorption machine irreversibility using new entropy calculations", Solar Energy, 39, 243-256, (1987)
5. Haselden, G.G. and Sutherland, J.P., "A study of plate-efficiency in the separation of ammonia-water solutions", Internal Symposium on Distillation, 27-32 (1960)
6. Lockett, M.j., Rahman, M.A. and Dhulesia, H.A., "Prediction of the Effect of Weeping on Distillation Tray Efficiency", AIChE Journal, May, 423-431, (1984)
7. Smith, W., "The Effects of Thermal Distillation on the Performance of Differential-Contact Distillation Columns", Chemical Engineering Science, 39, No.6, 997-1003, (1984)

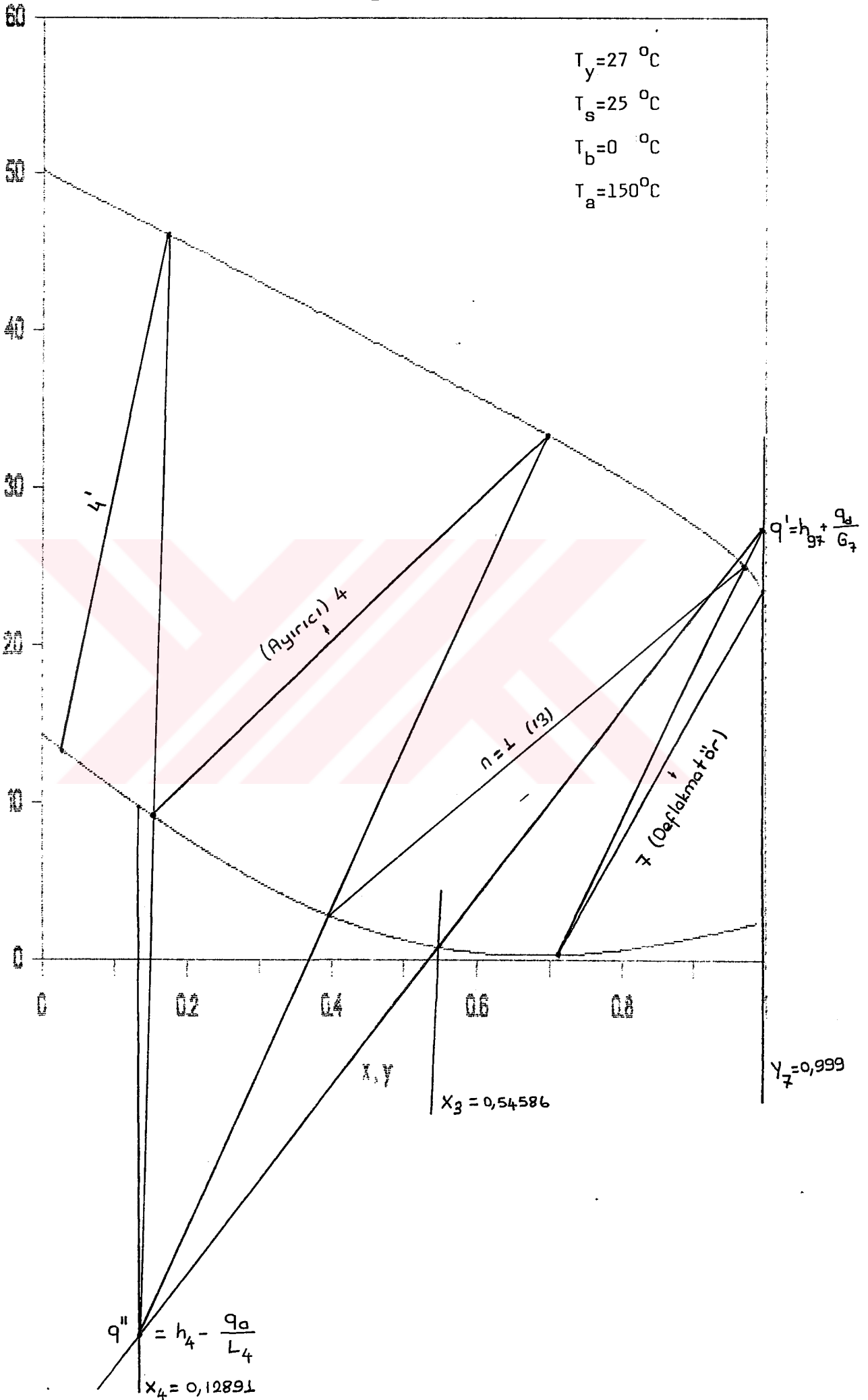
8. Szonyi, L. and Furzer, I.A., "Periodic Cycling of Distillation Columns Using a New Tray Design", AICHE Journal, October, 1707-1713 (1985)
9. Winkle, M.V., "Distillation" McGraw Book International Company Newyork, (1967)
10. Shulz, S.C.G., "Equations of state for the system ammonia-water for use with computers", I.I.R., Washington D.C., Commission II, (1971)
11. Bourseau, P. et Bugarel, R., "Refrigeration par cycle a absorption diffusion: comparaison des preformances des systems $\text{NH}_3\text{-H}_2\text{O}$ et $\text{NH}_3\text{-NaSCN}$ ", Internal Journal of Refrigeration, July, 206-214
12. Treybal, R.E., "Mass Transfer Operations", 3.Baskı, McGraw-Hill International Book Company. Tokyo (371-380), (1982)
13. Backhurst, J.R., Harker, J.H., "Process plant design" Heinemann Educational Books, London (163-179), (1979)
14. Aktaş, Z. ve Üncül, H. ve Ural, S., Sayısal Çözümleme, Cilt 1, O.D.T.Ü., 160-164 (1981)
15. Duffie, J.A., and Sheridan, N.R., "Lithium bromide-water refrigerations for solar operation", Mech. and Chem. Engng. Trans., The Institution of Engineers, Australia (1965)



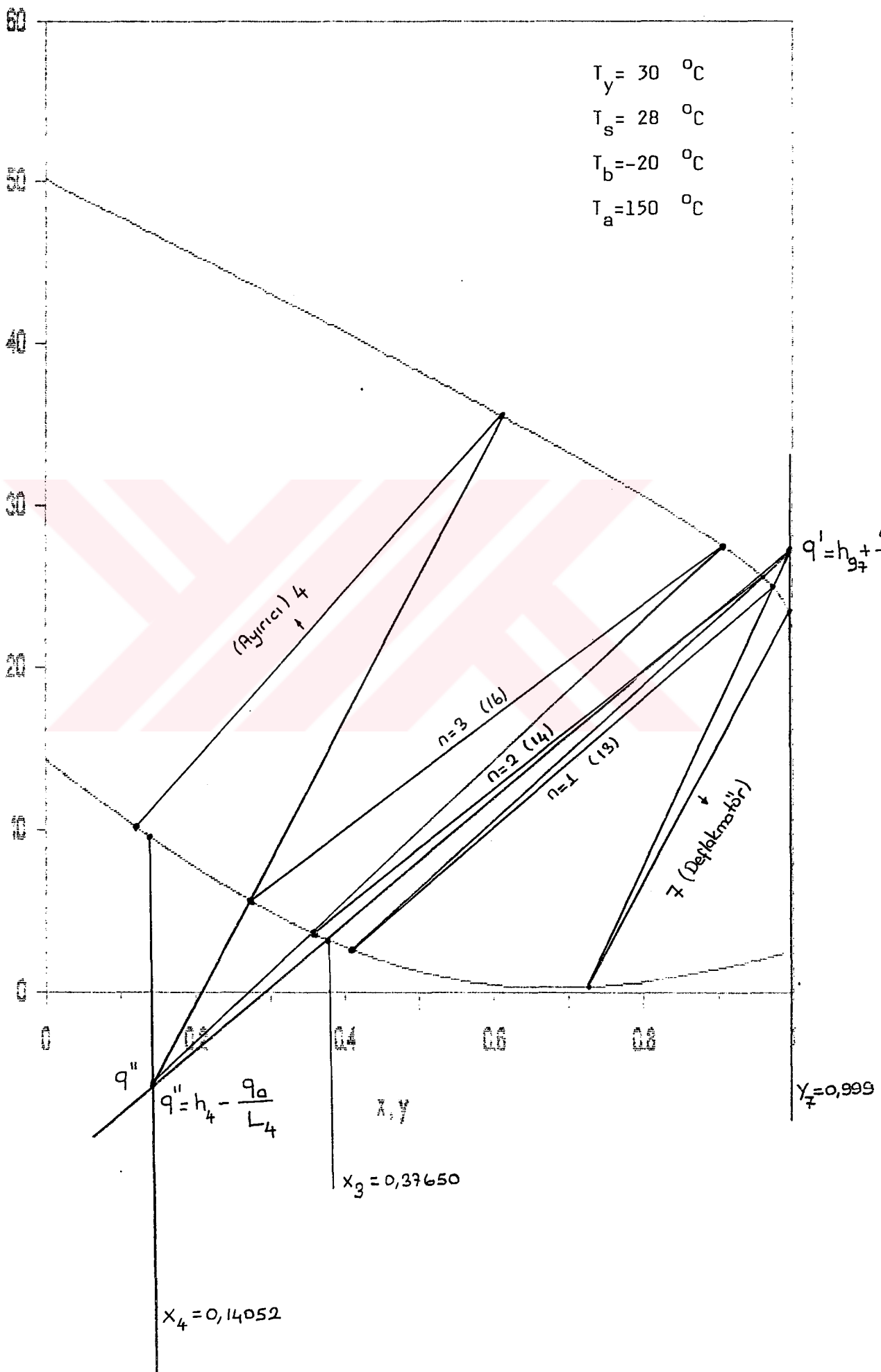
EK 1

PONCHON-SAVARİT GRAFİK YÖNTEMİ İLE ÖRNEK ÇÖZÜM

Entalpi, h (kJ/kg)
 (Titrerarenergi)



12.12.2013. 10 (10.12.2013) / (10.12.2013)



EK 2

BİLGİSAYAR PROGRAMI

Termodinamik analiz ve kolon tasarımı için BASIC dilinde bir bilgisayar programı geliştirilmiş ve bu program aşağıda verilmiştir.



EK 2

BİLGİSAYAR PROGRAMI

Termodinamik analiz ve kolon tasarımı için BASIC dilinde bir bilgisayar programı geliştirilmiş ve bu program aşağıda verilmiştir.

```

10 PRINT " *****"
20 PRINT " *****"
30 PRINT " *** AMONYAK/SU ILE CALISAN SOGURMALI SOGUTMA ***"
40 PRINT " *** SİSTEMİNİN TERMODİNAMİK ANALİZİ ***"
50 PRINT " *****"
60 PRINT " *****"
70 OPEN "0",#1,"B:F1.DAT"
80 OPEN "0",#2,"B:F2.DAT"
90 OPEN "0",#3,"B:F3.DAT"
100 CLS
110 'Termodinamik Analizde Kullanılan Veriler
120 'Soğurucu Sıcaklığı (K)
130 TS=301.15
140 'Yoğuşturucu Sıcaklığı (K)
150 TY=303.15
160 'Buharlaştırıcı Sıcaklığı (K)
170 TB=253.15
180 'Ayırıcı Sıcaklığı (K)
190 TA=423.15
200 'Sistemin Soğutma Yüğü (kW)
210 QBUH=1
220 'Ayırıcı Çıkışında Soğutucu Kütle Konsantrasyonu
230 Y7=.999
240 'Gaz Sabiti (kJ/kmol K)
250 R=8.314
260 'Termodinamik Analiz İçin Gerekli Değerlerin Hesaplanması
270 'Çevrimin Düşük Basıncı *PBé
280 'Buharlaştırıcı Çıkışı Tamamen Gaz Karışım
290 X10=Y7:Y11=X10:X11=Y11
300 T=TB:X=X11
310 GOSUB 7070
320 PB=P/(10^5)
330 PRINT "PB=";PB
340 'Çevrimin Yüksek Basıncı *PYé
350 T=TY:X=Y7
360 GOSUB 7070
370 PY=P/(10^5)
380 PRINT "PY=";PY
390 'X1'in Hesaplanması
400 P=PB*10^5*.925

```

```

410 T=TS
420 GOSUB 7110
430 X1EQ=X
440 'X4'ün Hesaplanması
450 P=(PY*1.05+.04)*10^5
460 T=TA
470 GOSUB 7110
480 XEQ4=X
490 'Ayrıcıdaki Denge Faktörü
495 NG=.98
500 X4=X1EQ-NG*(X1EQ-XEQ4)
510 X1=X4+.98*(X1EQ-X4)
520 X4=X1-NG*(X1-XEQ4)
530 PRINT "X1=";X1 "X4=";X4
540 'H8'in Hesaplanması
550 X=Y7:P=PY:T=TY
560 GOSUB 7690
570 GOSUB 7420
580 GOSUB 8080
590 X=Y7
600 GOSUB 8560
610 H8=H*R*TBB/MK
620 'Başlangıç Değeri Olarak H10'nun Hesaplanması
630 P=PB:T=TB:X=Y7
640 GOSUB 7690
650 GOSUB 7420
660 GOSUB 8080
670 X=Y7
680 GOSUB 8560
690 H10=H*R*TBB/MK
700 H9=H10
710 'H11'in Hesaplanması
720 T=TB:P=PB:Y1=Y11:X=Y1
730 GOSUB 7770
740 GOSUB 7850
750 GOSUB 7930
760 GOSUB 8560
770 H11=H*R*TBB/MK
780 'H11'in Hesaplanması
790 T=TS:P=PB*.925:X=X1
800 GOSUB 7690
810 GOSUB 7420
820 GOSUB 8080
830 X=X1
840 GOSUB 8560
850 H1=H*R*TBB/MK

```

```

860 'H4iün Hesaplanması
870 T=TA:P=PY*1.05:X=X4
880 GOSUB 7690
890 GOSUB 7420
900 GOSUB 8080
910 X=X4
920 GOSUB 8560
930 H4=H*R*TBB/MK
940 'Pompadan Dolayı Entalpi Artışı HPinin Hesaplanması
950 T=TS:P1=PB*.925:P2=PY*1.05:X=X1
960 GOSUB 7270
970 'H2inin Hesaplanması
980 H2=H1+HP
990 'M1iin Hesaplanması
1000 'T2 Sıcaklığı
1010 T=TS
1020 X=X1:P=PY*1.05
1030 GOSUB 7690:GOSUB 7420:GOSUB 8080:X=X1:GOSUB 8560
1040 H2T=H*R*TBB/MK
1050 IF ABS(H2-H2T)<.1 THEN GOTO 1090
1060 PRINT "H2=";H2 "H2T=";H2T "T=";T "TS=";TS
1070 T=T+.001
1080 GOTO 1020
1090 T2=T
1100 M11=QBUI/(H11-H10)
1110 'M1iin Hesaplanması
1120 M12=M11:X3=X1
1130 M1=M12*(Y7-X4)/(X3-X4):M4=M1-M12
1140 'Soğutucu Isı Değiştirgecindeki Tersinmezliklerin Hesaplanması
1150 IDE1=20
1160 TB=TY
1170 T11=TB
1180 T=TB
1190 GOSUB 8200
1200 GOSUB 8350
1210 X=Y7
1220 CMAX=M11*(CPLNH3*(X)+CPLH20*(1-X))
1230 PRINT "CMAX=";CMAX
1240 T=T11
1250 GOSUB 8250
1260 GOSUB 8300
1270 CMIN=M11*(CPGNH3*X+CPGH20*(1-X))
1280 PRINT "CMIN=";CMIN
1290 Z=CMIN/CMAX
1300 PRINT "Z=";Z
1310 'Isı Değiştirgecindeki Transfer Biriminin (N) Hesaplanması
1320 A=M11
1330 UA1=A^12
1340 UA=IDE1*UA1^(1/10)
1350 '* UA é ==> Toplam Isı Transfer Katsayısı*Isı Değiştirgecinin Alanı

```



```

1360 N=UA/CMIN
1370 EE=(1-EXP(-N*(1-Z)))/(1-Z*EXP(-N*(1-Z)))
1380 PRINT "EE=";EE,"N=";N
1390 T12=T11+EE*(T8-T11)
1400 PRINT "T12=";T12-273.15
1410 T9=T8-CMIN/CMAX*(T12-T11)
1420 PRINT "T9=";T9-273.15
1430 'H9 ,H10 'nun Hesaplanması
1440 T=T9;P=PY;X=Y7
1450 GOSUB 7690
1460 GOSUB 7420
1470 GOSUB 8080
1480 X=Y7
1490 GOSUB 8560
1500 H9=H*R*TBB/MK
1510 H10=H9
1520 MD=QBUH/(H11-H10)
1530 PRINT "MD=";MD,"M11=";M11
1540 IF ABS(M11-MD)<.000001 THEN 1570
1550 M11=MD
1560 GOTO 1160
1570 PRINT "EE=";EE
1580 IF EE>=.795 AND EE<=.8 THEN GOTO 1610
1590 IDE1=IDE1-.05
1600 GOTO 1160
1610 PRINT #3,"EE=";EE
1620 P=PB;X=Y7; T=T9
1630 T=T+.01
1640 GOSUB 7690
1650 GOSUB 7420
1660 GOSUB 8080;X=Y7;GOSUB 8560
1670 H106=H*R*TBB/MK
1680 PRINT "H9=";H9;"H106=";H106;"T9=";T9;"T10=";T
1690 IF ABS(H106-H9)<.1 THEN GOTO 1710
1700 X=Y7;P=PB;GOTO 1630
1710 T10=T;H10=H9
1720 PRINT "T10=";T10
1730 'H12'nin Hesaplanması
1740 T=T12;X=Y7;P=PB;Y1=Y7
1750 GOSUB 7770
1760 GOSUB 7850
1770 GOSUB 7930
1780 GOSUB 8560
1790 H12=H*R*TBB/MK
1800 'H12US nün Hesaplanması
1810 X=Y7;P=PB*.925;Y1=Y7;T=T12
1820 T=T-.01
1830 GOSUB 7770
1840 GOSUB 7850
1850 GOSUB 7930
1860 GOSUB 8560
1870 H12US=H*R*TBB/MK
1880 PRINT "H12=";H12;"H12US=";H12US;"T12=";T12;"T=";T
1890 IF ABS(H12US-H12)<.1 THEN GOTO 1910
1900 GOTO 1820

```

```

1910 T12US=T:H12US=M12
1920 'M12in Hesaplanması
1930 X3=X1:M12=M11
1940 M1=M12*(Y7-X4)/(X3-X4):M4=M1-M12
1950 'Karışım Isı Değiştirgecindeki Tersinmezliklerin Hesaplanması
1960 T4=TA
1970 T=T4
1980 GOSUB 8200
1990 CH2=CPLNH3
2000 GOSUB 8350
2010 CH1=CPLH20
2020 CH=(CH1*(1-X4)+CH2*X4)
2030 M=M4
2040 IF M4<0 THEN COP=0:CCOP=0:DO=0:DDO=0:ICOP=0:IAK=0:IYK=0:ISK=0:IKIK=0:ISIK=0
:IBK=0:IPK=0:GOTO 2050
2050 'Isı Değiştirgecindeki Transfer Biriminin (N) Hesaplanması
2060 IDE2=12
2070 CMIN=M*CH
2080 UA=IDE2*M^(.9)
2090 ' * UA é =====> Toplam Isı Transfer Katsayısı*Isı Değiştirgecinin Alanı
2100 N=UA/CMIN
2110 PRINT "CMIN=";CMIN
2120 PRINT "N=";N
2130 T=T2:GOSUB 8200:CH2=CPLNH3
2140 GOSUB 8350
2150 CH1=CPLH20 :CMAX=(CH1*(1-X1)+CH2*X1)*M1
2160 PRINT "CMAX=";CMAX
2170 Z=CMIN/CMAX:PRINT "Z=";Z
2180 EE=(1-EXP(-N*(1-Z)))/(1-Z*EXP(-N*(1-Z)))
2190 IF EE>=.795 AND EE<=.8 GOTO 2220
2200 IDE2=IDE2-.05
2210 GOTO 2070
2220 PRINT #3,"EE=";EE
2230 ' T5 Sıcaklığı
2240 T5=T4-EE*(T4-T2)
2250 'H5 ve H6 nın Hesaplanması
2260 P=PY*1.05:T=T5
2270 GOSUB 7690
2280 GOSUB 7420
2290 X=X4
2300 GOSUB 8080
2310 X=X4:GOSUB 8560
2320 H5=H*R*TBB/MK
2330 'T6 Sıcaklığı
2340 X=X4 : P=PB*.925: T=T5:REM Başlangıçta
2350 T=T+.001
2360 GOSUB 7690:GOSUB 7420:X=X4:GOSUB 8080:X=X4:GOSUB 8560
2370 H6=H*R*TBB/MK
2380 PRINT "H6=";H6; "H5=";H5;"T5=";T5;"T=";T
2390 IF ABS(H6-H5) < .1 THEN GOTO 2410
2400 GOTO 2350
2410 T6=T:H6=H5
2420 PRINT #3,"T5=";T5-273.14
2430 'T3 Sıcaklığı
2440 T3=T2+(T4-T5)*CMIN/CMAX
2450 'H3 entalpisi

```

```

2460 P=PY*1.05:T=T3
2470 GOSUB 7690
2480 GOSUB 7420
2490 X=X1
2500 GOSUB 8080
2510 X=X1
2520 GOSUB 8560
2530 H3=H*R*TBB/MK
2540 PRINT "T3=";T3-273.15;"H3=";H3
2550 'Distilasyon Kolonunun Tasarımı
2560 'Akı Oranı
2565 RR=.1
2570 Y7=.999
2580 'Deflakmatör Sıcaklığının Hesaplanması
2590 P=PY*1.05*10^5:XD=-.7485:Y7=.999
2600 XD=XD-.0001:X=XD
2610 GOSUB 8400
2620 PRINT "X=";X;"T7=";T
2630 T7=T:X=X:P=P/10^5:TBB=100:PBB=10
2640 GOSUB 7500:GOSUB 7600:GOSUB 7960
2650 PRINT "X=";X;"Y=";Y;"Y1=";Y1
2660 IF ABS(Y7-Y1)<=.0001 THEN GOTO 2680
2670 P=P*10^5:GOTO 2600
2680 T7=T:X7=X:PRINT "T7=";T;"X7=";X
2690 '7 Noktasındaki Buharın Entalpisinin Hesaplanması
2700 T=T7:P=PY*1.05:Y1=Y7*18/(17+Y7)
2710 GOSUB 7770
2720 GOSUB 7850
2730 GOSUB 7930
2740 X=Y1
2750 GOSUB 8580
2760 H7=H*R*TBB/MK
2770 PRINT "H7=";H7
2780 '7 Noktasındaki (def.kol.geri dönen) Sıvının Entalpisinin Hesaplanması
2790 T=T7:P=PY*1.05:X=X7
2800 GOSUB 7690
2810 GOSUB 7420
2820 GOSUB 8080
2830 X=X7
2840 GOSUB 8560
2850 HS7=H*R*TBB/MK
2860 PRINT "HS7=";HS7
2870 M7=M11:G7=M7:L7=RR*G7
2880 IF X3<.45 THEN GOTO 2920
2890 IF X3>.45 THEN GOTO 2900
2900 G13=L7+G7-L3
2910 Y13=(L7*X7+G7*Y7-L3*X3)/G13
2915 GOTO 2960
2920 '13 Noktasından Ayrılan Buhar Karışımındaki NH3 ün Kütle Kons.Hesaplanması
2930 X=X7:Y=Y7
2940 Y13=(Y+RR*X)/(RR+1)
2950 PRINT ",Y13=";Y13

```

```

2960 '13 Noktasının Sıcaklığının Hesaplanması
2970 P=(PY*1.05+8.000001E-03)*10^5: XN=.39
2980 XN=XN-.0001: X=XN
2990 GOSUB 8400
3000 PRINT "X="; X; "T13="; T
3010 T13=T: X=X: P=P/10^5: TBB=100: PBB=10
3020 GOSUB 7500: GOSUB 7600: GOSUB 7960
3030 PRINT "X="; X; "Y="; Y; "Y1="; Y1
3040 IF ABS(Y13-Y)<=.001 THEN GOTO 3060
3050 P=P*10^5: GOTO 2980
3060 T13=T : X13=X: PRINT "T13="; T; "X13="; X
3070 '13 Noktasından Ayrılan Buhar Karışımın Entalpisinin Hesaplanması
3080 T=T13: Y=Y13: Y1=18*Y/(17-Y*(17-18)): P=PY*1.05+8.000001E-03
3090 GOSUB 7770: GOSUB 7850: GOSUB 7930
3100 X=Y1
3110 GOSUB 8580
3120 H13=H*R*TBB/MK
3130 PRINT "H13="; H13
3140 '13 Noktasından Ayrılan Sıvı Karışımın Entalpisinin Hesaplanması
3150 T=T13: P=PY*1.05+8.000001E-03
3160 X=X13
3170 GOSUB 7690: GOSUB 7420
3180 GOSUB 8080
3190 X=X13
3200 GOSUB 8560
3210 HS13=H*R*TBB/MK
3220 IF X3<.45 THEN GOTO 3250
3230 IF X3>.45 THEN GOTO 3240
3240 QD=613*H13+L3*H3-L7*HS7-67*H7
3245 GOTO 3520
3250 QD=613*H13-L7*HS7-67*H7
3260 '14 Noktasından Ayrılan Buhar Karışımın NH3 ün Küt.Kons.Hesaplanması
3280 T14=T13+10
3290 P=(PY*1.05+.016)*10^5 : T=T14
3300 GOSUB 7110
3310 X14=X: PRINT "X14="; X
3320 T=T14: P=PY*1.05+.016: X=X14
3330 GOSUB 7500: GOSUB 7600: GOSUB 7960
3340 PRINT "Y="; Y; "Y1="; Y1; "X="; X
3350 Y14=Y: PRINT "Y14="; Y14
3360 '14 Noktasından Ayrılan Buhar Karışımın Entalpisinin Hesaplanması
3370 T=T14: P=PY*1.05+.016: Y1=Y14*18/(17+Y14)
3380 GOSUB 7770: GOSUB 7850: GOSUB 7930
3390 X=Y1
3400 GOSUB 8580
3410 H14=H*R*TBB/MK
3420 PRINT "H14="; H14
3430 G7=M7
3440 L13=G7*(Y7-Y14)/(Y14-X13)
3450 G14=L13+G7

```

```

3460 IF ABS(H14-H614)<1! THEN GOTO 3511
3470 IF (H14-H614)<0! THEN GOTO 3500
3480 IF ABS(H14-H614)>0! THEN GOTO 3510
3490 GOTO 3511
3500 T14=T14+.05: GOTO 3290
3510 T14=T14-.05: GOTO 3290
3511 '14 Noktasından Ayrılan Sıvı Karışımın Entalpisinin Hesaplanması
3512 T=T14:P=PY*1.05+.016:X=X14
3513 GOSUB 7690:GOSUB 7420:GOSUB 8080
3514 X=X14
3515 GOSUB 8580
3516 HS14=H*R*TBB/MK
3517 PRINT "HS14=";HS14
3520 'Ayrılcıdan Yükselen Buhar Karışımındaki NH3 ün Küt.Kons.Hesaplanması
3530 T=TA:P=PY*1.05+.04:X=X4
3540 GOSUB 7500:GOSUB 7600:GOSUB 7960
3550 YA=Y:PRINT "Y=";Y;"Y1=";Y1;"YA=";YA
3560 'Ayrılcıdan Yükselen Buhar Karışımın Entalpisinin Hesaplanması
3570 T=TA:P=PY*1.05+.04:Y1=18*YA/(17+YA)
3580 GOSUB 7770:GOSUB 7850:GOSUB 7930
3590 X=Y1 :GOSUB 8580
3600 HA=H*R*TBB/MK
3610 PRINT "HA=";HA
3630 '16 Noktasından Ayrılan Sıvı Karışımındaki NH3 ün Küt.Kons.Hesaplanması
3640 T16=(TA-307.15)+273.15
3660 T=T16:P=(PY*1.05+.032)*10^5
3670 GOSUB 7120:PRINT "X=";X
3680 '16 Noktasından Ayrılan Sıvı Karışımın Entalpisinin Hesaplanması
3690 T=T16:P=PY*1.05+.032:X16=X:X=X16
3700 GOSUB 7690:GOSUB 7420
3710 GOSUB 8080
3720 X=X16:GOSUB 8560
3730 H16=H*R*TBB/MK
3740 L4=M4:GA=L4*(X16-X4)/(YA-X16)
3750 L16=L4+GA
3760 QAYIRICI=M7*H7+M4*H4+QD-M1*H3:PRINT "QAYIRICI=";QAYIRICI
3770 G7=M1:L3=M1:L7=RR*G7
3780 HL16=(L4*H4+GA*HA-QAYIRICI)/L16
3790 IF ABS(H16-HL16)<2! THEN GOTO 3850
3800 IF (H16-HL16)<0! THEN GOTO 3830
3810 IF ABS(H16-HL16)>0! THEN GOTO 3840
3820 GOTO 3850
3830 T16=T16+.05:GOTO 3660
3840 T16=T16-.05:GOTO 3660
3850 PRINT "H16=";H16
3860 PRINT "L16=";L16;"HL16=";HL16
3870 '16 Noktasından Ayrılan Buhar Karışım.NH3 ün Küt.Kons.Hesaplanması
3880 T=T16: P=PY*1.05+.032:X=X16
3890 GOSUB 7500:GOSUB 7600:GOSUB 7960
3900 Y16=Y:PRINT "Y=";Y;"Y1=";Y1

```

```

3910 '16 Noktasından Ayrılan Buhar Karışımın Entalpisinin Hesaplanması
3920 T=T16:P=PY*1.05+.032:Y1=18*Y16/(17+Y16)
3930 GOSUB 7770:GOSUB 7850:GOSUB 7930
3940 X=Y1:GOSUB 8580
3950 HG16=H*R*TBB/MK
3960 PRINT "HG16=";HG16
3970 '15 Noktasından Ayrılan Sıvı Kar. NH3 ün Küt. Kon. Hesaplanması
3980 T15=(T16-285.15)+273.15
4000 T=T15:P=(PY*1.05+.024)*10^5:GOSUB 7120
4010 PRINT "X=";X
4020 '15 Noktasından Ayrılan Sıvı Karışımın Entalpisinin Hesaplanması
4030 T=T15:P=PY*1.05+.024:X15=X:X15
4040 GOSUB 7690:GOSUB 7420:GOSUB 8080
4050 X=X15:GOSUB 8560
4060 H15=H*R*TBB/MK
4070 PRINT "H15=";H15
4080 G16= L4*(X4-X15)/(X15-Y16)
4090 PRINT "G16=";G16
4100 L15=G16+L4
4110 PRINT "L15=";L15
4120 HL15=(G16*HG16+L4*H4-QAYIRICI)/L15
4130 PRINT "HL15=";HL15
4140 IF ABS(H15-HL15)<1! THEN GOTO 4200
4150 IF ABS(H15-HL15)<0! THEN GOTO 4180
4160 IF ABS(H15-HL15)>0! THEN GOTO 4190
4170 GOTO 4200
4180 T15=T15+.05:GOSUB 4000
4190 T15=T15-.5:GOSUB 4000
4200 REM 15 Noktasından Ayrılan Buhar Karışım. NH3 ün Küt. Kons. Hesaplanması
4210 T=T15:P=PY*1.05+.024:X=X15
4220 GOSUB 7500:GOSUB 7600:GOSUB 7960
4230 Y15=Y:PRINT "Y15=";Y15;"Y1=";Y1;"Y=";Y
4240 REM 15 Noktasından Ayrılan Buhar Karışımın Entalpisinin Hesaplanması
4250 T=T15:P=PY*1.05+.024:Y1=18*Y15/(17+Y15)
4260 GOSUB 7770:GOSUB 7850:GOSUB 7930
4270 X=Y1:GOSUB 8580
4280 HG21=H*R*TBB/MK
4290 PRINT "HG21=";HG21
4310 'Delik Rafı Kolon Tasarımı
4320 GB=G13:L=L7:YB=18*Y13/(17+Y13):MV=17*YB+(1-YB)*18
4330 'Amonyak ve Suyun Fiziksel özelliklerinin Belirlenmesi
4340 'Amonyak/Su Buhar Karışımının Yoğunluğu,DV *kg/m^3e
4350 T=T13:Y=YB:P=PY*1.05+8.000001E-03
4360 GOSUB 8990
4365 R=8.314:TBB=100:PBB=10
4370 VY=R*TBB*10^-2*VGM/MV:DV=1/VY
4380 'Amonyak/Su Sıvı Karışımının Yoğunluğu
4390 TORT=(T7+TA)/2:T=TORT :P=PY*1.05
4395 X3=X1
4400 XL=18*X3/(17+X3)
4410 NL=17*XL+(1-XL)*18
4420 X=XL
4430 GOSUB 9080
4440 VM=VLM*R*TBB*10^-2/(ML*PBB):DL=1/VM
4450 QB=GB/DV:QS=L/DL

```

```

4460 PRINT "QB=";QB;"QS=";QS
4470 'YGL 'j/m2é Sıvı Yüzey Gerilim Katsayısı
4475 T=TORT; X=T-273.15:GOSUB 9160
4476 YN=VGNH3
4477 T=TORT;X=T-273.15:GOSUB 9190
4478 YH=YGH20
4490 X=XL;YGL=(X*YN+(1-X)*YH)*10-3
4500 'VL 'Ns/m2é Sıvı Viskozitesi
4515 T=TORT; X=T-273.15:GOSUB 9220
4516 VN=YVNH3
4517 T=TORT; X=T-273.15:GOSUB 9250
4518 VH=YVH20
4519 X=XL;VL=(X*VN+(1-X)*VH)*10-3
4520 'FLV Akış Parametresi
4530 FLV=(L/GB)*(DV/DL).5
4540 'Raf Aralığı ,S 'mé
4550 S=.1
4560 'Delik Çapı ,DR 'mmé
4565 DR=3
4570 DM=6
4580 ALFA=.0744*S+.01173*S
4590 PRINT "ALFA=";ALFA
4600 W1=ALFA
4610 BETA=.0304*S+.015*S
4620 PRINT "BETA=";BETA
4630 W2=BETA
4640 AHBAA=.907*(DR/DM)2
4650 IF AHBAA<.1 GOTO 4700
4655 IF AHBAA>.1 GOTO 4660
4660 'CF , Kapasite Parametresi
4670 CF=(W1*(LOG(1/FLV)/LOG(10))+W2)*(YGL/.02).2
4680 PRINT "CF=";CF
4685 GOTO 4720
4690 'LOG(1/FLV)=(LOG(1/FLV)/LOG(10))
4700 CF=(W1*(LOG(1/FLV)/LOG(10))+W2)*(YGL/.02).2*(5*AHBAA+.5)
4710 'PRINT "CF=";CF
4720 'UF, Doğrusal Buhar Hızı
4730 UF=CF*(DL-DV)/DV.5
4740 PRINT "UF=";UF
4750 PRINT "Taşma Yaklaşım Yüzdesini Giriniz"
4760 INPUT "Yüzde Taşma Yaklaşımı=";FTY
4770 F=FTY;U=UF*F
4780 PRINT "U=";U
4790 'AT,Kolon Alanı
4800 AT=QB/(.88*U)
4810 PRINT "AT=";AT
4820 D=(4*AT/3.14).5
4830 PRINT "D=";D
4840 'AD,Taşma Borusu Alanı
4845 AD=.12*AT
4850 PRINT "AD=";AD

```

```

4860 'AN,Net Alan
4865 AN=.88*AT
4870 PRINT "AN=";AN
4880 'Aa,Etkin Alan
4885 AA=.76*AT
4890 PRINT "AA=";AA
4900 'Ah,Delik Alanı
4905 AH=.1*AT
4910 PRINT "AH=";AH
4920 'Taşma Yaklaşımının Kontrolü
4930 UN=QB/AN
4940 PRINT "UN=";UN
4950 FF=F*(UN/U)
4960 PRINT "FF=";FF
4970 X=FLV
4980 IF FTY=.3 THEN GOSUB 8850
4990 IF FTY=.8 THEN GOSUB 8870
5000 FI=Y:PRINT "FI=";Y
5030 'E,Toplam Sızma Kesri
5040 E=(FI*L)/(1-FI)
5050 PRINT "E=";E
5060 'Toplam Basınç Düşüşü
5070 'UH,Delik Hızı
5080 UH=QB/AH
5090 PRINT "UH=";UH
5100 RT=1.5
5110 'Raf Kalınlığının Delik Çapına Oranı
5115 RD=RT/DR
5120 PRINT "RD=";RD
5130 'Delik Alanının Etkin Alana Oranı
5135 DAE=AH/AA
5140 PRINT "DAE=";DAE
5150 X=DAE*100
5160 GOSUB 8885
5170 HDKG=Y:PRINT "HDKG=";Y
5180 BASINCKAYBI=5.08*(DV/DL)*UH^2*HDKG
5190 BK=BASINCKAYBI
5200 PRINT "BK=";BK
5210 IF FI>.1 GOTO 5230
5220 IF FI<.1 GOTO 5260
5230 DUZBASINCKAYBI=BK*(15*(FI*FLV/(1-FI))+1)
5240 DBK=DUZBASINCKAYBI
5250 PRINT "DBK=";DBK
5260 FVA=(QB/AA)*DV^.5
5270 LW=.77*D
5280 HOW=66.6*(QS/LW)^.67: '***CMé ***
5290 'Set Yüksekliği 'mmé
5295 HW=30
5300 X=FVA
5310 GOSUB 8905
5320 QP=Y:PRINT "QP=";QP
5330 PRINT "QP=";QP
5340 X=FVA
5350 GOSUB 8925
5360 KSI=Y:PRINT "KSI=";KSI
5370 PRINT "KSI=";KSI

```



```

5410 HAA=QP*(.1*HW+HOW)
5420 PRINT "HAA=";HAA
5430 TOPLAMBASINCKAYBI=BK+HAA
5440 TBK=TOPLAMBASINCKAYBI
5450 PRINT "TBK=";TBK
5460 HDEL=4.14*10^4*YGL/(DL*DR) '*** SIZMA NOKTASI***
5470 PRINT "HDEL=";HDEL
5480 EK=BK+HDEL
5490 PRINT "EK=";EK
5500 BER=.1*HW+HOW
5510 PRINT "BER=";BER
5520 'Taşma Borusunda Kalma Süresi
5530 L=L7
5540 VD=L/(AD*DL)
5550 PRINT "VD=";VD
5560 KALMASURESI=S/VD '***sé***
5570 KS=KALMASURESI:PRINT "KS=";KS
5580 'Sıvı Dağılımı
5590 HF=HAA/(2*QP-1):'***'cmé***
5600 PRINT "HF=";HF
5610 DF=(LW+D)/2 : '***'mé***
5620 PRINT "DF=";DF
5630 RH=HF*DF/(2*HF+100*DF)
5640 PRINT "RH=";RH
5650 UFF=100*QS/(HF*KSI*DF)
5660 PRINT "UFF=";UFF
5670 'Reynold Modülü
5680 REH=RH*UFF*DL/VL
5690 PRINT "REH=";REH
5700 LW=.77*D: '***'mé***
5710 'Yerçekimi İvmesi
5715 GI=9.807
5720 PRINT "REH ve HW Değerine Karşılık Gelen Değeri Giriniz
5730 INPUT "REH.ve.HW.Değ.Kar.Gel.Nok=";FS
5740 DEL=100*FS*UFF^2*LW/(RH*GI)
5750 PRINT "DEL=";DEL
5760 'Downcomer Açıklığı
5770 DW=25 : '*** (mm) ***
5780 ADA=DW*10^-3*.77*D
5790 PRINT "ADA=";ADA
5800 HDA=16.5*(QS/ADA)^2 : '***'cmé***
5810 PRINT "HDA=";HDA
5820 HDC=TBK+.1*HW+HOW+DEL+HDA
5830 PRINT "HDC=";HDC
5840 SIVIYUKSEKLIGI=HDC/QP
5850 SY=SIVIYUKSEKLIGI:PRINT "SY=";SIVIYUKSEKLIGI
5860 'Raf Etkinliğinin Belirlenmesi
5870 'Buharın Kütleli Debisi ,GK (lb/h*ft^2)
5880 GK=GB/AT
5890 PRINT "GK=";GK
5900 'Düzeltilme Faktörü

```

```

5910 DFF=737.302
5920 GD=GK*DFF
5930 PRINT "GD=";GD
5940 'Serbest Alan,FFA
5950 FFA=AH/AT
5960 A=(FFA)^-.28
5970 PRINT "A=";A
5980 'İç Dönüş Akı Oranı,(L7/613)
5990 RF=L/GB
6000 B=RF^.024
6010 PRINT "B=";B
6020 HWW=2
6030 C=HWW^.241
6040 PRINT "C=";C
6050 DJ=GD^-.013
6060 PRINT "DJ=";DJ
6070 'Doğrusal Buhar Hızı,UV (cm/s)
6080 UV=U*100
6090 PRINT "UV=";UV
6100 EJ=(YGL*10^3/(VL*10^3*UV))^0.044
6110 PRINT "EJ=";EJ
6120 'Sıvı Yoğunluğu,DLL (g/cm^3)
6130 DLL=DL*10^-3
6140 PRINT "DLL=";DLL
6150 'Volumetrik Diffüzyon Katsayısı,DABL
6160 'Suyun Molekül Ağırlığı,MB (kg/kmol)
6170 MB=18
6180 'Su İçin Association Faktör,ASS
6190 ASS=2.26
6200 'Normal Kaynama Noktasında Çözünen Maddenin Molal Hacmi (m^3/kmol)
6210 VANH3=25.8*10^-3
6220 VA=VANH3
6225 T=TORT
6230 DABL=((117.3*10^-18)*(ASS*MB)^.5*T)/(VL*VA^.6)
6240 'Volumetrik Sıvı Diffüzivitesi,DD (cm^2/s)
6250 DD=DABL*10^4
6260 PRINT "DD=";DD
6270 FL=((VL*10^3)/(DLL*DD))^0.137
6280 PRINT "FL=";FL
6290 'Bağıl Uçuculuk ,AL
6295 Y7=.999;X7=.7339062
6300 AL=(Y7*(1-X7))/((1-Y7)*X7)
6310 PRINT "AL=";AL
6320 RE=(10.84*A*B*C*DJ*EJ*FL)*((AL)^-.028)
6330 PRINT "RE=";RE
6340 'Çevrimin Performans Katsayısının ( COP ) Hesaplanması
6350 COP=BBUH/(QAYIRICI+M1*HP)
6360 DD=M1/M7
6370 PRINT #2,TAB(2);" No ";TAB(13);" H (kj/kg) ";TAB(28);" T (*K) ";TAB
(41);" x (kk) ";TAB(53);" y (kk) ";TAB(66);" M (kg/s)"
6380 PRINT #2,
6390 PRINT #2,TAB(2);" 1 ";TAB(13);H1;TAB(28);T5;TAB(41);X1;TAB(53);Y1;TAB(6
6);M1
6400 PRINT #2,TAB(2);" 2 ";TAB(13);H2;TAB(28);T2

```

6410 PRINT #2, TAB(2); " 3 "; TAB(13); H3; TAB(28); T3
 6420 PRINT #2, TAB(2); " 4 "; TAB(13); H4; TAB(28); T4; TAB(41); X4; TAB(66); M4
 6430 PRINT #2, TAB(2); " 5 "; TAB(13); H5; TAB(28); T5
 6440 PRINT #2, TAB(2); " 6 "; TAB(13); H6; TAB(28); T6
 6450 PRINT #2, TAB(2); " 7 "; TAB(13); H7; TAB(28); T7; TAB(53); Y7; TAB(66); M7
 6460 PRINT #2, TAB(2); " 7S "; TAB(13); HS7; TAB(28); T7; TAB(41); X7; TAB(66); L7
 6470 PRINT #2, TAB(2); " 8 "; TAB(13); H8; TAB(28); T8
 6480 PRINT #2, TAB(2); " 9 "; TAB(13); H9; TAB(28); T9
 6490 PRINT #2, TAB(2); " 10 "; TAB(13); H10; TAB(28); T10
 6500 PRINT #2, TAB(2); " 11 "; TAB(13); H11; TAB(28); T11
 6510 PRINT #2, TAB(2); " 12 "; TAB(13); H12; TAB(28); T12
 6520 PRINT #2, TAB(2); " 12US "; TAB(13); H12US; TAB(28); T12US
 6530 PRINT #2, TAB(2); " 13 "; TAB(13); H13; TAB(28); T13; TAB(53); Y13; TAB(66); G13
 6540 PRINT #2, TAB(2); " 13S "; TAB(13); HS13; TAB(28); T13; TAB(41); X13; TAB(66); L13
 6550 PRINT #2, TAB(2); " 14 "; TAB(13); H14; TAB(28); T14; TAB(53); Y14; TAB(66); G14
 6555 PRINT #2, TAB(2); " 14 "; TAB(13); HS14; TAB(28); T14; TAB(41); X14; TAB(66); L14
 6560 PRINT #2, TAB(2); " 15 "; TAB(13); H15; TAB(28); T15; TAB(41); X15; TAB(66); L15
 6570 PRINT #2, TAB(2); " 615 "; TAB(13); H615; TAB(28); T15; TAB(53); Y15; TAB(66); G15
 6580 PRINT #2, TAB(2); " 16 "; TAB(13); H16; TAB(28); T16; TAB(41); X16; TAB(66); L16
 6590 PRINT #2, TAB(2); " 616 "; TAB(13); H616; TAB(28); T16; TAB(53); Y16; TAB(66); G16
 6600 PRINT #2, TAB(2); "Ayırıcı"; TAB(13); HA; TAB(28); TA; TAB(53); YA; TAB(66); GA
 6605 PRINT #2, TAB(2); " QD "; TAB(13); QD
 6606 PRINT #2, TAB(2); " QA "; TAB(13); QAYIRICI
 6610 PRINT #3, TAB(5); "Tablo Raf ve Kolon Tasarım Sonuçları"
 6620 PRINT #3,
 6630 PRINT #3,
 6640 PRINT #3, TAB(3); "Buhar ve Sıvı özellikleri"; TAB(40); "Kolon ve Raf özellikleri"
 6650 PRINT #3,
 6660 PRINT #3,
 6670 PRINT #3, " GB (kg/s) "; TAB(18); GB; TAB(38); " AT (m²) "; TAB(56); AT
 6680 PRINT #3, " L7 (kg/s) "; TAB(18); L7; TAB(38); " AD (m²) "; TAB(56); AD
 6690 PRINT #3, " QB (m³/s) "; TAB(18); QB; TAB(38); " AN (m²) "; TAB(56); AN
 6700 PRINT #3, " QS (m³/s) "; TAB(18); QS; TAB(38); " AA (m²) "; TAB(56); AA
 6710 PRINT #3, " DV (kg/m³) "; TAB(18); DV; TAB(38); " AH (m²) "; TAB(56); AH
 6720 PRINT #3, " DL (kg/m³) "; TAB(18); DL; TAB(38); " D (m) "; TAB(56); D
 6730 PRINT #3, " μ (Ns/m²) "; TAB(18); VL; TAB(38); " S (m) "; TAB(56); S
 6740 PRINT #3, " r (J/m²) "; TAB(18); YGL; TAB(38); " Dr (mm) "; TAB(56); DR
 6750 PRINT #3, " Unf (m/s) "; TAB(18); UF; TAB(38); " Dm (mm) "; TAB(56); DM
 6760 PRINT #3, " Un (m/s) "; TAB(18); U; TAB(38); " Ah/Aa "; TAB(56); DAE
 6770 PRINT #3, " Uh (m/s) "; TAB(18); UH; TAB(38); " Rt (mm) "; TAB(56); RT
 6780 PRINT #3, " Uf (m/s) "; TAB(18); UFF; TAB(38); " Lw (m) "; TAB(56); LW
 6790 PRINT #3, " Cf (m/s) "; TAB(18); CF; TAB(38); " How (cm) "; TAB(56); HOW
 6800 PRINT #3, " Flv (-) "; TAB(18); FLV; TAB(38); " Hw (mm) "; TAB(56); HW
 6810 PRINT #3, " Fva "; TAB(18); FVA; TAB(38); " Hr (cm) "; TAB(56); HDEL
 6820 PRINT #3, " F "; TAB(18); FTY; TAB(38); " HdC (cm) "; TAB(56); HDC
 6830 PRINT #3, " F. "; TAB(18); FF; TAB(38); " Hda (cm) "; TAB(56); HDA
 6840 PRINT #3, " e "; TAB(18); FI; TAB(38); " Ada (cm) "; TAB(56); ADA
 6850 PRINT #3, " E (kg/s) "; TAB(18); E; TAB(38); " Rt/Dr "; TAB(56); RD

```

6860 PRINT #3, " Cvo      ";TAB(18);HDKG;TAB(38);" Dw (mm) ";TAB(56);DW
6870 PRINT #3, " Qp      ";TAB(18);QP;TAB(38);" Sy (cm)  ";TAB(56);SY
6880 PRINT #3, " δ      ";TAB(18);KSI;TAB(38);" Ha (cm)   ";TAB(56);HAA
6890 PRINT #3, " f      ";TAB(18);FS;TAB(38);" Hf (cm)   ";TAB(56);HF
6900 PRINT #3, "      ";TAB(18);DEL;TAB(38);" Df (m)    ";TAB(56);DF
6910 PRINT #3, " VD     ";TAB(18);VD;TAB(38);" Rh (m)    ";TAB(56);RH
6920 PRINT #3, " Reh    ";TAB(18);REH;TAB(38);" Pk (cm)   ";TAB(56);BK
6930 PRINT #3, " KS     ";TAB(18);KS;TAB(38);" Pt (cm)   ";TAB(56);TBK
6940 PRINT #3, " GD (lb/ft²h)";TAB(18);GD;TAB(38);" DJ      ";TAB(56);DJ
6950 PRINT #3, " FFA    ";TAB(18);FFA;TAB(38);" A      ";TAB(56);A
6960 PRINT #3, " RF     ";TAB(18);RF;TAB(38);" B      ";TAB(56);B
6970 PRINT #3, " Hww (in) ";TAB(18);HWW;TAB(38);" C      ";TAB(56);C
6980 PRINT #3, " EJ     ";TAB(18);EJ;TAB(38);" DLL (g/cm³)";TAB(56);DLL
6990 PRINT #3, " ASS    ";TAB(18);ASS;TAB(38);" VA (m³/kmol)";TAB(56);VA
7000 PRINT #3, " DABL (m²/s) ";TAB(18);DABL;TAB(38);" DD (cm²/s)";TAB(56);DD
7010 PRINT #3, " FL     ";TAB(18);FL;TAB(38);" AL     ";TAB(56);AL
7020 PRINT #3, " RE     ";TAB(18);RE;TAB(38);" COP    ";TAB(56);COP
7030 CLOSE #2
7040 CLOSE #1
7050 END
7060 'Basınç Hesapları
7070 A=10.44-1.767*X+.9823*X^2+.3627*X^3
7080 B=2013.8-2155.7*X+1540.9*X^2-194.7*X^3
7090 P=10^(A-(B/T))
7100 RETURN
7110 'Regula Falsi Yöntemi * X é
7120 XL=0:XR=1:REM XL(Başlangıç),XR (Bitiş) Sınırları
7130 NMAX=2000:REM NMAX(Maksimum İterasyon Sayısı)
7140 EPS=.001:REM EPS (Hata Miktarı)
7150 DEF FN F(X)=(.3627*T+194.7)*X^3+(.9823*T-1540.9)*X^2+(-1.767*T+2155.7)*X+10
.44*T-2013.8-(LOG(P)/LOG(10))*T
7160 N=1
7170 XA=FN F(XL):XB=FN F(XR)
7180 X=(XR*XA-XL*XB)/(XA-XB)
7190 FX=FN F(X)
7200 IF ABS(FX)<=EPS THEN RETURN
7210 IF N>NMAX THEN PRINT"KOK BULUNAMADI:":STOP
7220 N=N+1:S=XB*FX
7230 ON SGN(S)+2 GOTO 7240,7260,7250
7240 XL=X:GOTO 7180
7250 XR=X:GOTO 7180
7260 PRINT N;"İTERASYONDA KOK=";X:RETURN
7270 'Doymuş NH3 ün Sıvı Fazdaki özgül Hacmi VN * m³/kg é
7280 J1=3.971423*10^-2:J2=-1.790557*10^-5:J3=-1.308905*10^-2:J4=3.752836*10^-3
7290 Q=T/TBB
7300 VN=R*TBB*((J1+J3*Q+J4*Q^2)/PBB+J2*P1/(PBB^2))/(100*18)
7310 K1=2.748796*10^-2:K2=-1.016665*10^-5:K3=-4.452025*10^-3:K4=8.389246*10^-4
7320 'Doymuş H2O'nun Sıvı Fazdaki özgül Hacmi VH * m³/kg é
7330 VH=R*TBB*((K1+K3*Q+K4*Q^2)/PBB+K2*P1/(PBB^2))/(100*18)
7340 V=X*VN+(1-X)*VH
7350 HP=V*(P2-P1)*100

```

```

7360 RETURN
7370 'H3=(1-X3)/(1-X4)*(H4-H5)+H2
7380 RETURN
7390 '*****
7400 'Gibbs Fonksiyonu ile Entalpilerin Bulunması
7410 '*****
7420 'Doymuş H2O'nun Sıvı Fazdaki Entalpisi
7430 HQLR=21.821141#;AL1=2.748796*10^-2;AL2=-1.016665*10^-5;AL3=-4.452025*10^-3
7440 AL4=8.389246*10^-4 ;TBB=100;PBB=10
7450 TOLR=5.0705;POLR=3 ;SOLR=5.733498
7460 BL1=1.214557*10;BL2=-1.898065;BL3=2.911966*10^-1
7470 PP=P/PBB;Q=T/TBB
7480 HLH2O=HQLR-BL1*TOLR-BL2*(Q^2+TOLR^2)/2-BL3*(2*Q^3+TOLR^3)/3+BL1*Q+BL2*Q^2+B
L3*Q^3-(AL4*Q^2-AL1)*(PP-POLR)+AL2*(PP^2-POLR^2)/2
7490 RETURN
7500 'Doymuş H2O'un Sıvı Fazdaki Gibbs Fonksiyonunun Değerinin Bulunması
7510 BL1=1.214557*10;BL2=-1.898065;BL3=2.911966*10^-1
7520 HQLR=21.821141#;AL1=2.748796*10^-2;AL2=-1.016665*10^-5;AL3=-4.452025*10^-3
7530 AL4=8.389246*10^-4
7540 TOLR=5.0705;POLR=3 ;HQLR=21.821141#;SOLR=5.733498
7550 TBB=100;PBB=10
7560 Q=T/TBB;PP=P/PBB
7570 PRINT "Q=";Q;"PP=";PP
7580 GLH2O=HQLR-Q*SOLR+BL1*(Q-TOLR)+BL2*(Q^2-TOLR^2)/2+BL3*(Q^3-TOLR^3)/3-Q*(BL1
+LQ6(Q/TOLR)+BL2*(Q-TOLR)+BL3*(Q^2-TOLR^2)/2)+(AL1+AL3*Q+AL4*Q^2)*(PP-POLR)+AL2*
(PP^2-POLR^2)/2
7590 RETURN
7600 'H2O nun Sıvı Fazdaki Gibbs Fonksiyonunun Değerinin Bulunması
7610 PP=P/PBB;Q=T/TBB
7620 E1=-4.626129*10;E2=2.060225*10^-2;E3=7.292369;E4=-1.032613*10^-2
7630 E5=80.74824;E6=-8.461214*10;E7=2.452882*10;E8=95.98767*10^-4
7640 E9=-1.475383;E10=-5.038107*10^-3;E11=-9.640398*10;E12=1.226973*10^2
7650 E13=-7.582637;E14=6.012445*10^-4;E15=5.487018*10;E16=-7.667596*10
7660 X=18*X/(17-X*(17-18));'Molar Konsantrasyon
7670 WH2O=GLH2O+Q*LQ6(1-X)+(E1+E2*PP+(E3+E4*PP)*Q+E5/Q+E6/Q^2)*X^2+(E7+E8*PP+(E9
+E10*PP)*Q+E11/Q+E12/Q^2)*(-3*X^2+4*X^3)+(E13+E14*PP+E15/Q+E16/Q^2)*(12*X^4-16*X
^3+5*X^2)
7680 RETURN
7690 'Doymuş NH3'ün Sıvı Fazındaki Entalpisi
7700 HDR=4.878573;AR1=3.971423*10^-2;AR2=-1.790557*10^-5;AR3=-1.308905*10^-2
7710 AR4=3.752836*10^-3;PBB=10;TBB=100
7720 TOR=3.2252;POR=2
7730 BN1=1.634519*10;BN2=-6.508119;BN3=1.448937
7740 PP=P/PBB;Q=T/TBB
7750 HLNH3=HDR-BN1*TOR-BN2*(Q^2+TOR^2)/2-BN3*(2*Q^3+TOR^3)/3+BN1*Q+BN2*Q^2+BN3*Q
^3-(AR4*Q^2-AR1)*(PP-POR)+AR2*(PP^2-POR^2)/2
7760 RETURN
7770 TBB=100;PBB=10;'Doymuş NH3'ün Gaz Fazındaki Entalpisi
7780 PP=P/10;Q=T/100
7790 DK1=3.673647;DK2=9.989629*10^-2;DK3=3.617622*10^-2
7800 HOGH3=26.468879#;CK1=-1.049377*10^-2;CK2=-8.288224#;CK3=-6.647257*10^2;CK4=-
3.045352*10^3;TOR=3.2252;POR=2

```

```

7910 GK1=H0GR-DK1*T0R-DK2*(Q^2+T0R^2)/2-DK3*(2*Q^3+T0R^3)/3+DK1*Q+DK2*Q^2+DK3*Q^
3
7820 GK2=CK1*(PP-P0R)+4*CK2*(PP/Q^3-P0R/T0R^3)+12*CK3*(PP/Q^11-P0R/T0R^11)+4*CK4
*(PP^3/T^11-P0R^3/T0R^11)
7830 HGNH3=GK1+GK2
7840 RETURN
7850 'Doymuş H2O'nun Gaz Fazındaki Entalpisi
7860 DHK1=4.01917;DHK2=-5.17555*10^-2;DHK3=1.951939*10^-2
7870 HH0GR=60.965058#;CHK1=2.136131*10^-2;CHK2=-3.169291*10;CHK3=-4.634611*10^4;
CHK4=0;S0GR=13.45343#;T0R=5.0705;P0R=3
7880 PP=P/10;Q=T/100
7890 GHK1=HH0GR-DHK1*T0R-DHK2*(Q^2+T0R^2)/2-DHK3*(2*Q^3+T0R^3)/3+DHK1*Q+DHK2*Q^2
+DHK3*Q^3
7900 GHK2=CHK1*(PP-P0R)+4*CHK2*(PP/Q^3-P0R/T0R^3)+12*CHK3*(PP/Q^11-P0R/T0R^11)+4
*CHK4*(PP^3/T^11-P0R^3/T0R^11)
7910 HGH20=GHK1+GHK2
7920 RETURN
7930 'Doymuş NH3/H2O Karışımının Gaz Fazındaki Entalpisi
7940 H=(1-Y1)*HGH20+Y1*HGNH3
7950 RETURN
7960 'H2O'nun Gaz Fazındaki Kimyasal Potansiyeli
7970 DHK1=4.01917;DHK2=-5.17555*10^-2;DHK3=1.951939*10^-2
7980 HH0GR=60.965058#;CHK1=2.136131*10^-2;CHK2=-3.169291*10;CHK3=-4.634611*10^4;
CHK4=0;S0GR=13.45343#;T0LR=5.0705;P0LR=3!
7990 Q=T/TBB;PP=P/PBB
8000 GGH201=HH0GR-Q*S0GR+DHK1*(Q-T0LR)+DHK2*(Q^2-T0LR^2)/2+DHK3*(Q^3-T0LR^3)/3-Q
*(DHK1*LOG(Q/T0LR)+DHK2*(Q-T0LR)+DHK3*(Q^2-T0LR^2)/2)+Q*LOG(PP/P0LR)+CHK1*(PP-P0
LR)+CHK2*(PP/Q^3-4*P0LR/T0LR^3+3*P0LR*Q/T0LR^4)
8010 GGH203=CHK3*(PP/Q^11-12*P0LR/T0LR^11+11*P0LR*Q/T0LR^12)+CHK4*(PP^3/Q^11-12*
P0LR^3/T0LR^11+11*P0LR^3*Q/T0LR^12)/3
8020 GGH20=GGH201+GGH202+GGH203
8030 PRINT"WH20=";WH20,"GGH20=";GGH20
8040 'Gaz Fazındaki Amonyakın Kütle Konsantrasyonu
8050 Y1=1-EXP((WH20-GGH20)/Q)
8060 Y=17*Y1/(17*Y1+(1-Y1)*18)
8070 RETURN
8080 'Doymuş NH3-H2O Karışımının Sıvı Fazdaki Entalpisi
8090 E5=80.74824;E6=-8.461214*10;E7=2.452882*10;E8=95.98767*10^-4
8100 E9=-1.475383;E10=-5.038107*10^-3;E11=-9.640398*10;E12=1.226973*10^2
8110 E13=-7.582637;E14=6.012445*10^-4;E15=5.487018*10;E16=-7.667596*10
8120 E1=-4.626129*10;E2=2.060225*10^-2;E3=7.292369;E4=-1.032613*10^-2
8130 PP=P/PBB;Q=T/TBB
8140 X=18*X/(17-X*(17-18))
8150 H=HLH20*(1-X)+HLNH3*X+(E1+E2*PP+2*E5/Q+3*E6/Q^2+(E7+E8*PP+2*E11/Q+3*E12/Q^2
)*(2*X-1)+(E13+E14*PP+2*E15/Q+3*E16/Q^2)*(2*X-1)^2)*X*(1-X)
8160 RETURN
8170 'Doymuş NH3-H2O Karışımının Sıvı Fazdaki Entalpisi'nin Alt Programı
8180 H=(1-X)*HH20+X*HNNH3+GF
8190 RETURN
8200 'NH3iün Sıvı Fazdaki * CP é İsi

```

```

8210 B1=16.34519:B2=-6.508119:B3=1.448937
8220 Q=T/TBB
8230 CPLNH3=(B1+B2*Q+B3*Q^2)*R/17
8240 RETURN
8250 'NH3ün Gaz Fazdaki * CP é 'si
8260 D1=3.673647:D2=9.989629*10^-2:D3=3.617622*10^-2
8270 Q=T/TBB
8280 CPGNH3=(D1+D2*Q+D3*Q^2)*R/17
8290 RETURN
8300 ' H20ünun Gaz Fazdaki * CP é 'si
8310 DH1=4.01917:DH2=-5.17555*10^-2:DH3=1.951939*10^-2
8320 Q=T/TBB
8330 CPGH20=(DH1+DH2*Q+DH3*Q^2)*R/18
8340 RETURN
8350 ' H20ünun Sıvı Fazdaki * CP é 'si
8360 BH1=12.14557:BH2=-1.898065:BH3=.2911966
8370 Q=T/TBB
8380 CPLH20=(BH1+BH2*Q+BH3*Q^2)*R/18
8390 RETURN
8400 'Regula Falsi Yöntemi ***** * T é *****
8410 TLL=5+273.14:TRR=170+273.14:REM TLL(Başlangıç),TRR (Bitiş) Sınırları
8420 NMAX=2000:REM NMAX(Maksimum İterasyon Sayısı)
8430 EPS=.001:REM EPS (HATA MIKTARI)
8440 DEF FN F(T)=(.3627*T+194.7)*X^3+(.9823*T-1540.9)*X^2+(-1.767*T+2155.7)*X+10
      .44*T-2013.8-(LOG(P)/LOG(10))*T
8450 N=1
8460 TAA=FN F(TLL):TBB=FN F(TRR)
8470 T=(TRR*TAA-TLL*TBB)/(TAA-TBB)
8480 FT=FN F(T)
8490 IF ABS(FT)<=EPS THEN RETURN
8500 IF N>NMAX THEN PRINT"KOK BULUNAMADI:":STOP
8510 N=N+1:S=TBB*FT
8520 ON SGN(S)+2 GOTO 8530,8550,8540
8530 TLL=T:GOTO 8470
8540 TRR=T:GOTO 8470
8550 PRINT N;"İTERASYONDA KOK =" ;T:RETURN
8560 'Karışımın Mol Kütlesi
8570 X=18*X/(17-X*(17-18))
8580 HK=17*X+18*(1-X)
8590 RETURN
8600 'Regula Falsi Yöntemi *** *Xé *** Sıvı Faz Bileşiminin Hesaplanması***
8610 XL=.000005:XR=.99999:'XL:Başlangıç,XR:Bitiş Sınırları
8620 PP=P/PBB:Q=T/TBB
8630 E1=-4.626129*10:E2=2.060225*10^-2:E3=7.292369:E4=-1.032613*10^-2
8640 E5=80.74824:E6=-8.461214*10:E7=2.452882*10:E8=95.98767*10^-4
8650 E9=-1.475383:E10=-5.038107*10^-3:E11=-9.640398*10:E12=1.226973*10^2
8660 E13=-7.582637:E14=6.012445*10^-4:E15=5.487018*10:E16=-7.667596*10
8670 NMAX=4000:REM NMAX(MAX İTERASYON SAYISI)
8680 EPS=.00001:REM EPS (HATA MIKTARI)
8690 DEF FN F(X)=1-EXP((GLH20+Q*LOG(1-(1-X)))+(E1+E2*PP+(E3+E4*PP)*Q+E5/Q+E6/Q^2)
      *(1-X)^2+(E7+E8*PP+(E9+E10*PP)*Q+E11/Q+E12/Q^2)*(4*(1-X)^3-3*(1-X)^2)+(E13+E14*P
      P+E15/Q+E16/Q^2)*(12*(1-X)^4-16*(1-X)^3+5*(1-X)^2)-GGH20/Q)-Y1
8700 N=1
8710 XA=FN F(XL)

```

```

8720 XB=FN F(XR)
8730 X=(XR*XA-XL*XB)/(XA-XB)
8740 PRINT "X=";X
8750 FX=FN F(X)
8750 FX=FN F(X)
8760 IF ABS(FX)<=EPS THEN RETURN
8770 IF N>NMAX THEN PRINT "KOK BULUNAMADI:";STOP
8780 N=N+1;S=XB*FX
8790 DN SGN(S)+2 GOTO 8800,8820,8810
8800 XL=X :GOTO 8730
8810 XR=X :GOTO 8730
8820 PRINT N;" ITERASYONDA KOK=";X;RETURN
8885 '(1/Cvo) Degerinin hesaplanması
8890 Y=2.47850417641223*-1.978283057540518*X+1.874321651030315*10^-2*X^2-8.329
522175912096*10^-4*X^3+1.442518007255122*10^-5*X^4-5.25327077888647*10^-8*X^5
-3.730555916062893*10^-10*X^6
8900 RETURN
8905 'FVA Değerine Karşılık Gelen Qp Değerinin Hesaplanması
8910 Y=.9999942341892369*-7.298342452830079*X+.8456871351110405*X^2-.657144861
4083172*X^3+.2959865544287147*X^4-6.886170609149466*10^-2*X^5+6.3982574245376
76*10^-3*X^6
8920 RETURN
8925 'FVA Değerine Karşılık Gelen İ Değerinin Hesaplanması
8930 Y=.9999843364587841*-1.720305852806961*X+2.260009576676188*X^2-1.81711801
435186*X^3+.81738389821883*X^4-.1882142678253174*X^5+1.726737229083413*10^-2
*X^6
8940 RETURN
8990 REM Amonyak ve Su Buhar Karışımının Yoğunluğunun Hesaplanması
9000 REM Amonyak İçin Verilen Sabitlerin Değerleri
9010 C1=-1.049377*10^-2;C2=-8.288225;C3=-6.647257*10^2;C4=-3.045352*10^3
9020 VGNH3=(Q/P)+(C1/PBB)+(C2/(Q^3*PBB))+(C3/(Q^11*PBB))+(C4*P^2/(Q^11*PBB^3))
9030 REM Su İçin Verilen Sabitlerin Değerleri
9040 C5=2.136131*10^-2;C6=-3.169291*10;C7=-4.634611*10^4;C8=0
9050 VGH20=(Q/P)+(C5/PBB)+(C6/(Q^3*PBB))+(C7/(Q^11*PBB))+(C8*P^2/(Q^11*PBB^3))
9060 VGM=Y*VGNH3+(1-Y)*VGH20
9070 RETURN
9080 REM Amonyak ve Su Sıvı Karışımının Yoğunluğunun Hesaplanması
9090 REM Amonyak İçin Verilen Sabitlerin Değerleri
9095 TBB=100;PBB=10;Q=T/TBB
9100 A1=3.971423*10^-2;A3=-1.308905*10^-2;A4=3.752836*10^-3;A2=-1.790557*10^-5
9110 REM Su İçin Verilen Sabitlerin Değerleri
9120 A5=2.748796*10^-2;A6=-1.016665*10^-5;A7=8.389246*10^-4;A8=-1.016665*10^-5
9130 E2=2.060225*10^-2;E4=-1.032613*10^-2;E8=9.598768*10^-3;E10=-5.038107*10^-3;
E14=6.012445*10^-4
9140 VLM=(1-X)*(A1+A3*Q+A4*Q^2+(P*A2))+X*(A5+A7*Q+A8*Q^2+(A6*P))+(X-X^2)*(E2+E4
*Q+(2*X-1)*(E8+E10*Q)+(2*X-1)^2*E14))
9150 RETURN
9160 'Sıvı Amonyakın Yüzey Gerilim Katsayısının Hesaplanması
9170 YGNH3=26.16023871449397*-2.546061535912724*X+5.347669612692794*10^-4*X^2
9180 RETURN
9190 'Sıvı Suyun Yüzey Gerilim Katsayısının Hesaplanması
9200 YGH20=75.46821613712377*-1.090549258598404*X-2.072145743589906*10^-3*X^2+
4.538528343839899*10^-5*X^3-5.36841005796087*10^-7*X^4+2.403505209844009*10^-
9*X^5

```


9210 RETURN

9220 'Sıvı Amonyagın Viskozitesinin Hesaplanması

9230 $YVNH31 = 1.1983300334434404 \times 10^{-5} - 7.33519402538654 \times 10^{-3} X + 1.095205953317379 \times 10^{-4} X^2 - 7.807244618728792 \times 10^{-7} X^3 - 1.036760100722214 \times 10^{-8} X^4 + 2.072031974132234 \times 10^{-10} X^5$

9235 $YVNH32 = -2.139260456422449 \times 10^{-14} X^6 - 2.072503303430163 \times 10^{-14} X^7 + 1.322900366796088 \times 10^{-16} X^8 - 1.597561337857443 \times 10^{-19} X^9$

9236 $YVNH3 = YVNH31 + YVNH32$

9240 RETURN

9250 'Sıvı Suyun Viskozitesinin Hesaplanması

9260 $YVH201 = 1.715426883718847 \times 10^{-4} - 4.29408628986999 \times 10^{-2} X + 7.096461805608891 \times 10^{-4} X^2 - 2.763447265399773 \times 10^{-6} X^3 - 1.31620817138687 \times 10^{-7} X^4$

9265 $YVH202 = 1.577455421599031 \times 10^{-9} X^5 + 9.598133028583545 \times 10^{-12} X^6 - 1.991759916215601 \times 10^{-13} X^7 + 3.332779831013226 \times 10^{-16} X^8 + 3.027318782698051 \times 10^{-18} X^9$

9266 $YVH20 = YVH201 + YVH202$

9270 RETURN



EK 3

Ponchan-Savarit Grafik Yöntemi için gerekli olan Entalpi-bileşim verilerini elde etmek için geliştirilen bilgisayar programı aşağıda verilmiştir.



EK 3

Ponchan-Savarit Grafik Yöntemi için gerekli olan Entalpi-bileşim verilerini elde etmek için geliştirilen bilgisayar programı aşağıda verilmiştir.

```
10 OPEN "0",#1, "B:EK-22.DAT"
40 OPEN "0",#3, "B:EK-HX22.DAT"
50 CLS
60 REM *** HXY DİYAGRAMININ ÇİZİLMESİNDE KULLANILAN VERİLERİN HESAPLANMASI ***
70 TY=303.15 : '*** 30 (C) YOGUSTURUCU SICAKLIĞI
80 Y7=.999 : '*** Y7 *** AYIRICI ÇIKIŞINDA SOĞUTUCU KÜTLE KONSANTRASYONU ***
90 R=8.314 : '*** GAZ SABİTİ *KJ/KG-MOL-Ké
100 REM *** CEVRİMİN YÜKSEK BASINCI * PY-N/M^2 é ***
110 T=TY:X=Y7
120 GOSUB 470
130 PY=P/(10^5)
140 PRINT #3, "PY=";PY
150 XX=0
160 FOR XX=1 TO 1000
170 REM *** "X" KÜTLE KESRİ ***
180 X=.001*XX
190 P=1.05*PY*10^5
200 REM *** SICAKLIKLARIN HESAPLANMASI ***
210 GOSUB 1570
220 REM *** SIVI FAZDAKİ ENTALPİLERİN HESAPLANMASI ***
230 P=1.05*PY
240 GOSUB 820
250 GOSUB 1090
260 GOSUB 1480
270 HL=H*R*TBB
280 X=.001*XX
290 REM *** BUHAR FAZINDAKİ KÜTLE KONSANTRASYONLARININ HESAPLANMASI ***
300 P=1.05*PY
310 GOSUB 900
320 GOSUB 1000
330 GOSUB 1370
340 REM *** BUHAR FAZINDAKİ ENTALPİLERİN HESAPLANMASI ***
350 P=1.05*PY
360 X=.001*XX
370 GOSUB 1260
380 GOSUB 1170
390 GOSUB 1340
400 HG=H*R*TBB
410 REM *** LPRINT "T=";T, "X=";X, "HL=";HL, "Y1=";Y1, "HG=";HG
```

```

420 PRINT #3,T,X,HL,Y1,HG
430 NEXT XX
440 CLOSE #3
450 END
460 REM *** BASINC ALT PROGRAMI ***
470 A=10.44-1.767*X+.9823*X^2+.3627*X^3
480 B=2013.8-2155.7*X+1540.9*X^2-194.7*X^3
490 P=10^(A-(B/T))
500 RETURN
510 REM *** REGULA FALSI YONTEMI * X é ***
520 XL=0:XR=1:REM XL(BASLANGIC),XR (BITIS) SINIRLARI
530 NMAX=2000:REM NMAX(MAXIMUM ITERASYON SAYISI)
540 EPS=.001:REM EPS (HATA MIKTARI)
550 DEF FN F(X)=(.3627*T+194.7)*X^3+(.9823*T-1540.9)*X^2+(-1.767*T+2155.7)*X+10.
44*T-2013.8-(LOG(P)/LOG(10))*T
560 N=1
570 XA=FN F(XL):XB=FN F(XR)
580 X=(XR*XA-XL*XB)/(XA-XB)
590 FX=FN F(X)
600 IF ABS(FX)<=EPS THEN RETURN
610 IF N>NMAX THEN PRINT"KOK BULUNAMADI:":STOP
620 N=N+1:S=XB*FX
630 ON SGN(S)+2 GOTO 640,660,650
640 XL=X:GOTO 580
650 XR=X:GOTO 580
660 PRINT N;"ITERASYONDA KOK=":X:RETURN
790 '*****
800 *** GIBBS FONKSIYONU ILE ENTALPILERIN BULUNMASI ***
810 '*****
820 REM *** DOYMUS H2O'NIN SIVI FAZDAKI ENTALPISI ***
830 HOLR=21.821141#:AL1=2.748796*10^-2:AL2=-1.016665*10^-5:AL3=-4.452025*10^-3
840 AL4=8.389246*10^-4 :TBB=100:PBB=10
850 TOLR=5.0705:POLR=3 :SOLR=5.733498
860 BL1=1.214557*10:BL2=-1.898065:BL3=2.911966*10^-1
870 PP=P/PBB:Q=T/TBB
880 HLH2O=HOLR-BL1*TOLR-BL2*(Q^2+TOLR^2)/2-BL3*(2*Q^3+TOLR^3)/3+BL1*Q+BL2*Q^2
+BL3*Q^3-(AL4*Q^2-AL1)*(PP-POLR)+AL2*(PP^2-POLR^2)/2
890 RETURN
900 REM *** DOYMUS H2O'UN SIVI FAZDAKI GIBBS FONKSIYONUN HESAPLANMASI ***
910 BL1=1.214557*10:BL2=-1.898065:BL3=2.911966*10^-1
920 HOLR=21.821141#:AL1=2.748796*10^-2:AL2=-1.016665*10^-5:AL3=-4.452025*10^-3
930 AL4=8.389246*10^-4
940 TOLR=5.0705:POLR=3 :SOLR=5.733498
950 Q=T/TBB:PP=P/PBB
980 GLH2O=HOLR-Q*SOLR+BL1*(Q-TOLR)+BL2*(Q^2-TOLR^2)/2+BL3*(Q^3-TOLR^3)/3-Q*(BL1*
LOG(Q/TOLR)+BL2*(Q-TOLR)+BL3*(Q^2-TOLR^2)/2)+(AL1+AL3*Q+AL4*Q^2)*(PP-POLR)
+AL2*(PP^2-POLR^2)/2

```

```

990 RETURN
1000 REM *** H2O NUN SIVI FAZDAKI KIMYASAL POTANSİYELİNİN HESAPLANMASI ***
1010 PP=P/PBB:Q=T/TBB
1020 E1=-4.626129*10:E2=2.060225*10^-2:E3=7.292369:E4=-1.032613*10^-2
1030 E5=80.74824:E6=-8.461214*10:E7=2.452882*10:E8=95.98767*10^-4
1040 E9=-1.475383:E10=-5.038107*10^-3:E11=-9.640398*10:E12=1.226973*10^2
1050 E13=-7.582637:E14=6.012445*10^-4:E15=5.487018*10:E16=-7.667596*10
1060 X=18*X/(17-X*(17-18)):MOLAR KONSANTRASYON
1070 WH20=GLH20+Q*LOG(1-X)+(E1+E2*PP+(E3+E4*PP)*Q+E5/Q+E6/Q^2)*X^2+(E7+E8*PP+(E9
+E10*PP)*Q+E11/Q+E12/Q^2)*(-3*X^2+4*X^3)+(E13+E14*PP+E15/Q+E16/Q^2)*(12*X^4
-16*X^3+5*X^2)
1080 RETURN
1090 REM *** DOYMUS NH3'UN SIVI FAZINDAKİ ENTALPİSİ ***
1100 HOR=4.878573:AR1=3.971423*10^-2:AR2=-1.790557*10^-5:AR3=-1.308905*10^-2
1110 AR4=3.752836*10^-3:PBB=10:TBB=100
1120 TOR=3.2252:POR=2
1130 BN1=1.634519*10:BN2=-6.508119:BN3=1.448937
1140 PP=P/PBB:Q=T/TBB
1150 HLNH3=HOR-BN1*TOR-BN2*(Q^2+TOR^2)/2-BN3*(2*Q^3+TOR^3)/3+BN1*Q+BN2*Q^2+BN3*Q
^3-(AR4*Q^2-AR1)*(PP-POR)+AR2*(PP^2-POR^2)/2
1160 RETURN
1170 REM *** DOYMUS NH3'UN GAZ FAZINDAKİ ENTALPİSİ ***
1180 TBB=100:PBB=10
1190 PP=P/10:Q=T/100
1200 DK1=3.673647:DK2=9.989629*10^-2:DK3=3.617622*10^-2
1210 HOGR=26.468879#:CK1=-1.049377*10^-2:CK2=-82.88224*10^-1:CK3=-6.647257*10^2:
CK4=-3.045352*10^3:TOR=3.2252:POR=2
1220 GK1=HOGR-DK1*TOR-DK2*(Q^2+TOR^2)/2-DK3*(2*Q^3+TOR^3)/3+DK1*Q+DK2*Q^2+DK3*Q
^3
1230 GK2=CK1*(PP-POR)+4*CK2*(PP/Q^3-POR/TOR^3)+12*CK3*(PP/Q^11-POR/TOR^11)+4*CK4
*(PP^3/T^11-POR^3/TOR^11)
1240 HGNH3=GK1+GK2
1250 RETURN
1260 REM *** DOYMUS H2O'UN GAZ FAZINDAKİ ENTALPİSİ ***
1270 DHK1=4.01917:DHK2=-5.17555*10^-2:DHK3=1.951939*10^-2
1280 HHOGR=60.965058#:CHK1=2.136131*10^-2:CHK2=-3.169291*10:CHK3=-4.634611*10^4:
CHK4=0:SOGR=13.45343#:TOR=5.0705:POR=3
1290 PP=P/10:Q=T/100
1300 GHK1=HHOGR-DHK1*TOR-DHK2*(Q^2+TOR^2)/2-DHK3*(2*Q^3+TOR^3)/3+DHK1*Q+DHK2*Q^2
+DHK3*Q^3
1310 GHK2=CHK1*(PP-POR)+4*CHK2*(PP/Q^3-POR/TOR^3)+12*CHK3*(PP/Q^11-POR/TOR^11)+4
*CHK4*(PP^3/T^11-POR^3/TOR^11)
1320 HGH20=GHK1+GHK2
1330 RETURN
1340 REM *** DOYMUS NH3/H2O KARISIMININ GAZ FAZINDAKİ ENTALPİSİ ***
1350 H=(1-Y1)*HGH20+Y1*HGNH3
1360 RETURN
1370 REM *** H2O'UN GAZ FAZINDAKİ GIBBS FONKSİYONU ***
1380 DHK1=4.01917:DHK2=-5.17555*10^-2:DHK3=1.951939*10^-2
1390 HHOGR=60.965058#:CHK1=2.136131*10^-2:CHK2=-3.169291*10:CHK3=-4.634611*10^4:
CHK4=0:SOGR=13.45343#:TOLR=5.0705:POLR=3!
1400 Q=T/TBB:PP=P/PBB

```

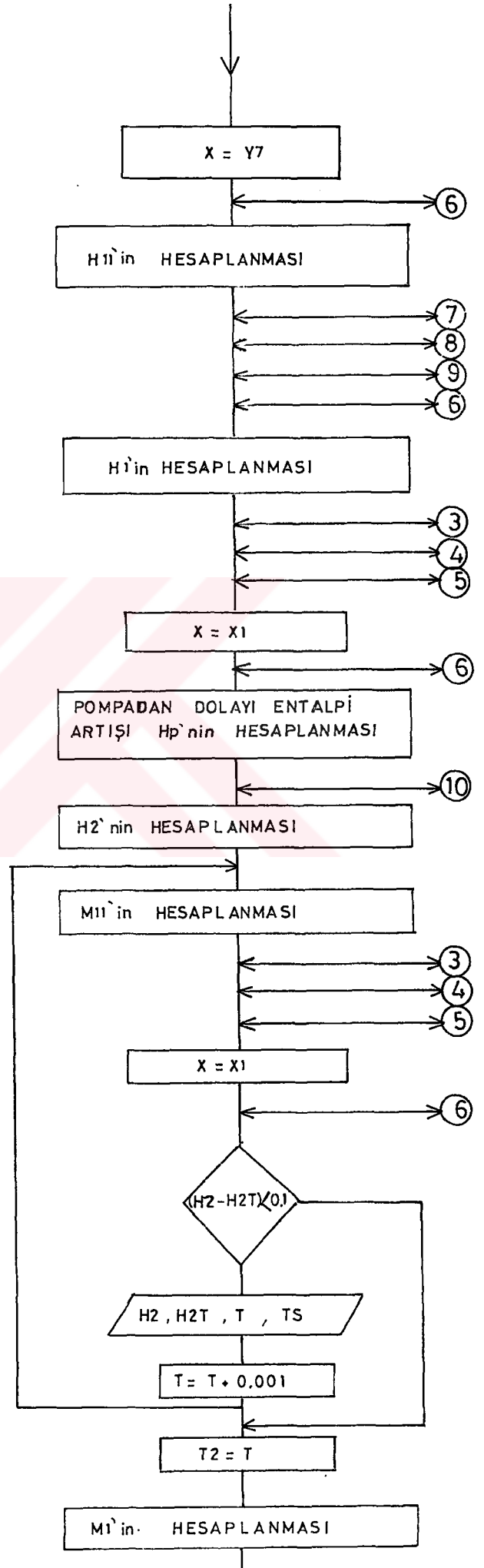
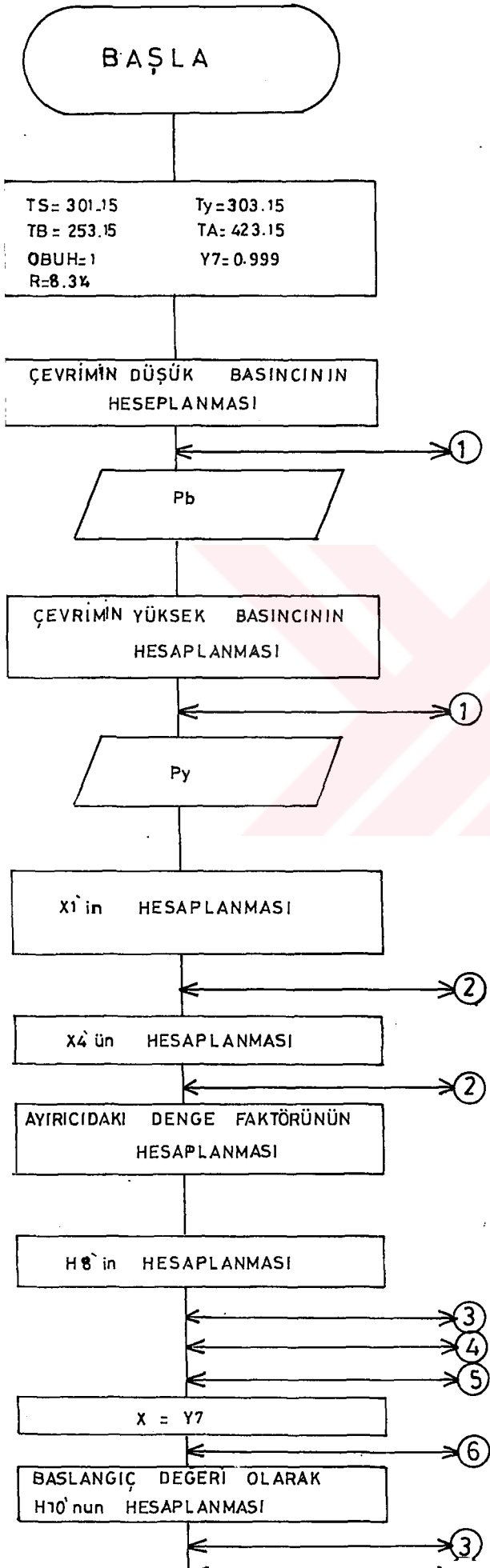
```

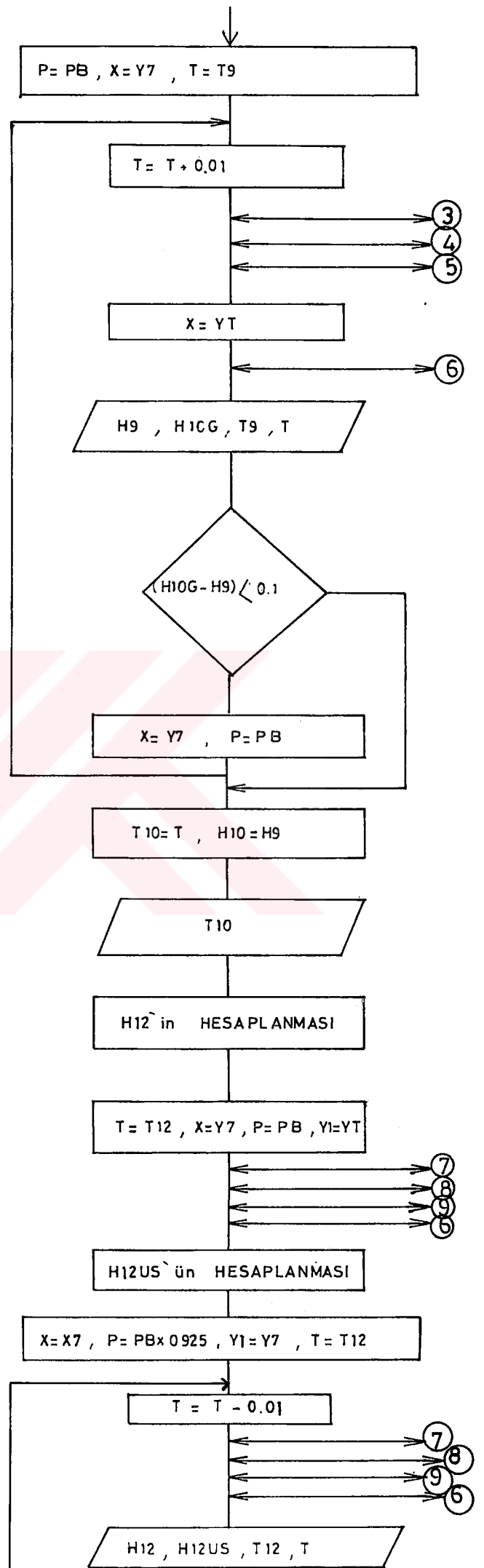
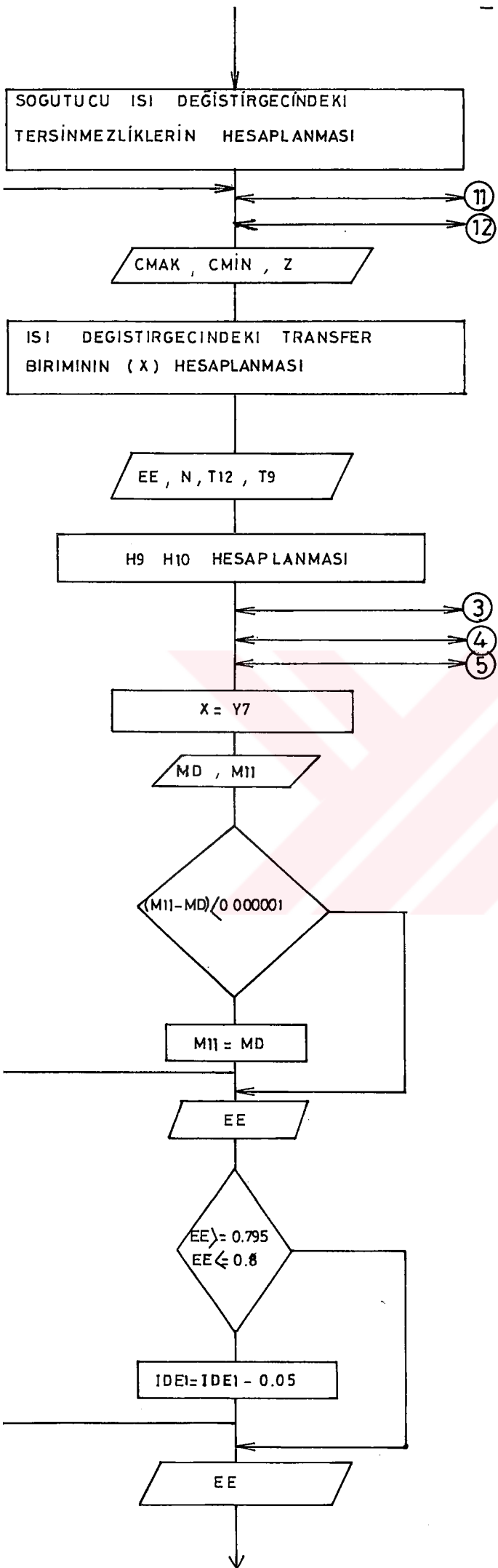
1410 GGH201=HHOGR-Q*SDGR+DHK1*(Q-TOLR)+DHK2*(Q^2-TOLR^2)/2+DHK3*(Q^3-TOLR^3)/3-Q
      *(DHK1*LOG(Q/TOLR)+DHK2*(Q-TOLR)+DHK3*(Q^2-TOLR^2)/2)+Q*LOG(PP/POLR)+CHK1*(
      PP-POLR)+CHK2*(PP/Q^3-4*POLR/TOLR^3+3*POLR*Q/TOLR^4)
1420 GGH203=CHK3*(PP/Q^11-12*POLR/TOLR^11+11*POLR*Q/TOLR^12)+CHK4*(PP^3/Q^11-12*
      POLR^3/TOLR^11+11*POLR^3*Q/TOLR^12)/3
1430 GGH20=GGH201+GGH203
1450 REM ***GAZ FAZINDAKI AMONYAGIN KUTLE KONSANTRASYONU ***
1460 Y1=1-EXP((MH20-GGH20)/Q)
1470 RETURN
1480 REM *** DOYMUS NH3-H2O KARISIMININ SIVI FAZDAKI ENTALPISI ***
1490 E5=80.74824;E6=-8.461214*10;E7=2.452882*10;E8=95.98767*10^-4
1500 E9=-1.475383;E10=-5.038107*10^-3;E11=-9.640398*10;E12=1.226973*10^2
1510 E13=-7.582637;E14=6.012445*10^-4;E15=5.487018*10;E16=-7.667596*10
1520 E1=-4.626129*10;E2=2.060225*10^-2;E3=7.292369;E4=-1.032613*10^-2
1530 PP=P/PBB;Q=T/TBB
1540 X=18*X/(17-X*(17-18))
1550 H=HLH20*(1-X)+HLNH3*X+(E1+E2*PP+2*E5/Q+3*E6/Q^2+(E7+E8*PP+2*E11/Q+3*E12/Q^2
      )*(2*X-1)+(E13+E14*PP+2*E15/Q+3*E16/Q^2)*(2*X-1)^2)*X*(1-X)
1560 RETURN
1570 REM ***REGULA FALSI YONTEMI ***** * T é *****
1580 TLL=5+273.14;TRR=170+273.14;REM TLL(BASLANGIC),TRR (BITIS) SINIRLARI
1590 NMAX=2000;REM NMAX(MAXIMUM ITERASYON SAYISI)
1600 EPS=.001;REM EPS (HATA MIKTARI)
1610 DEF FN F(T)=(.3627*T+194.7)*X^3+(.9823*T-1540.9)*X^2+(-1.767*T+2155.7)*X+10
      .44*T-2013.8-(LOG(P)/LOG(10))*T
1620 N=1
1630 TAA=FN F(TLL);TBB=FN F(TRR)
1640 T=(TRR*TAA-TLL*TBB)/(TAA-TBB)
1650 FT=FN F(T)
1660 IF ABS(FT)<=EPS THEN RETURN
1670 IF N>NMAX THEN PRINT"KOK BULUNAMADI: ";STOP
1680 N=N+1;S=TBB*FT
1690 ON SGN(S)+2 GOTO 1700,1720,1710
1700 TLL=T;GOTO 1640
1710 TRR=T;GOTO 1640
1720 PRINT N;"ITERASYONDA KOK =";T;RETURN
1730 REM *** KARISIMIN MDL KUTLESİ
1740 X=18*X/(17-X*(17-18))
1750 MK=17*X+18*(1-X)
1760 RETURN

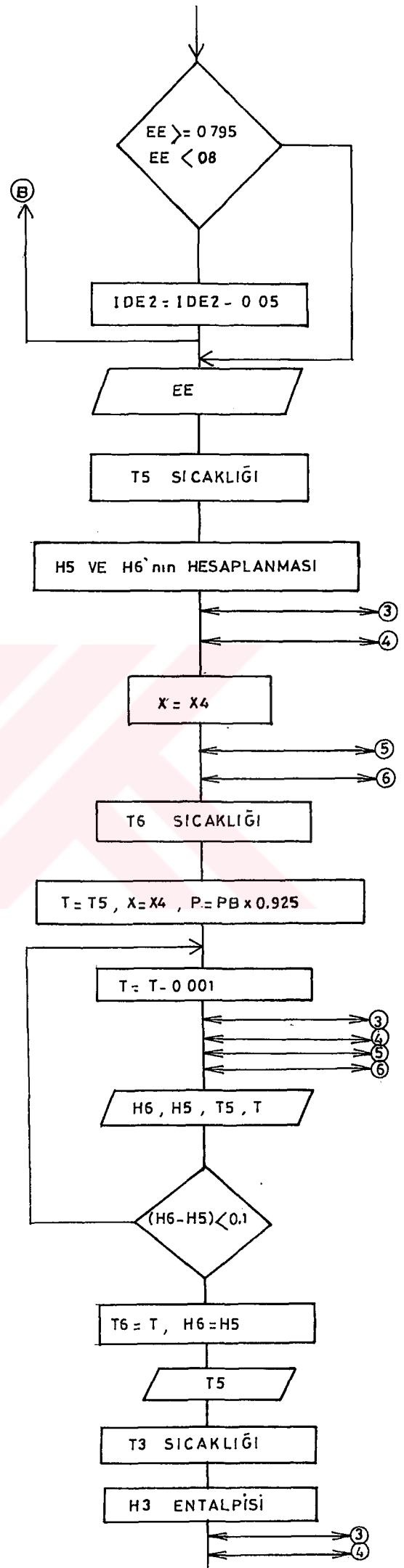
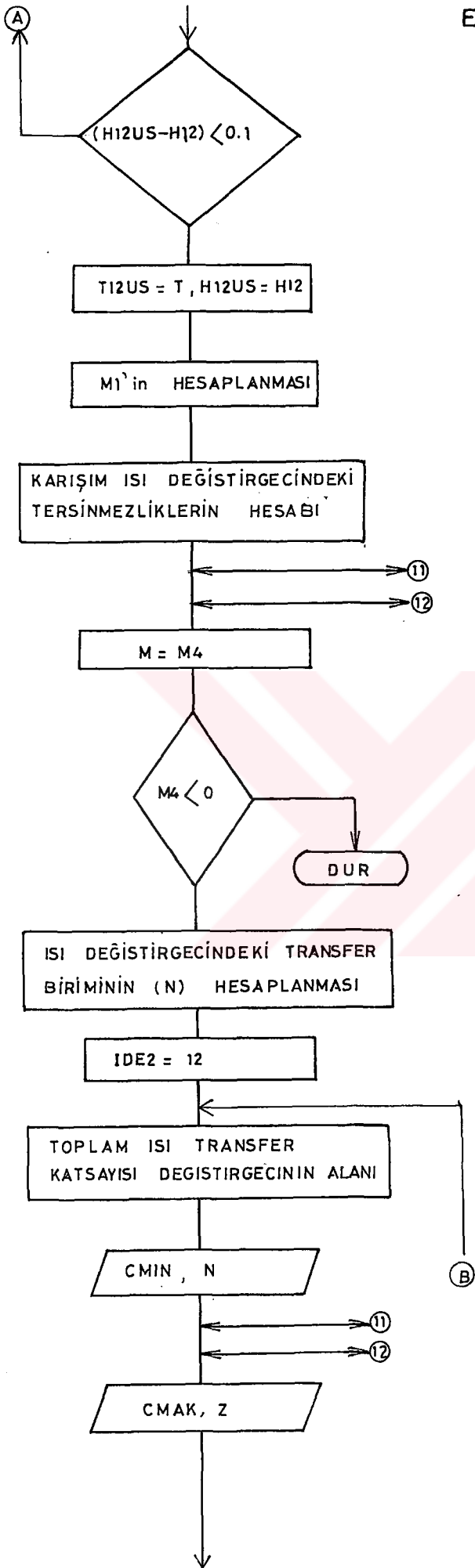
```

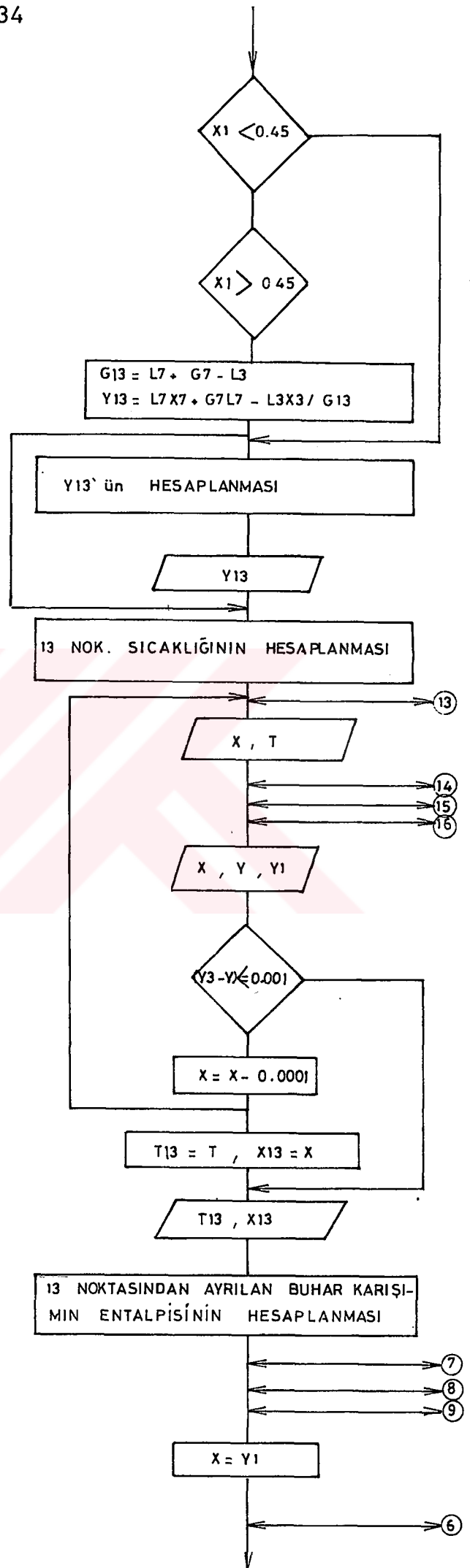
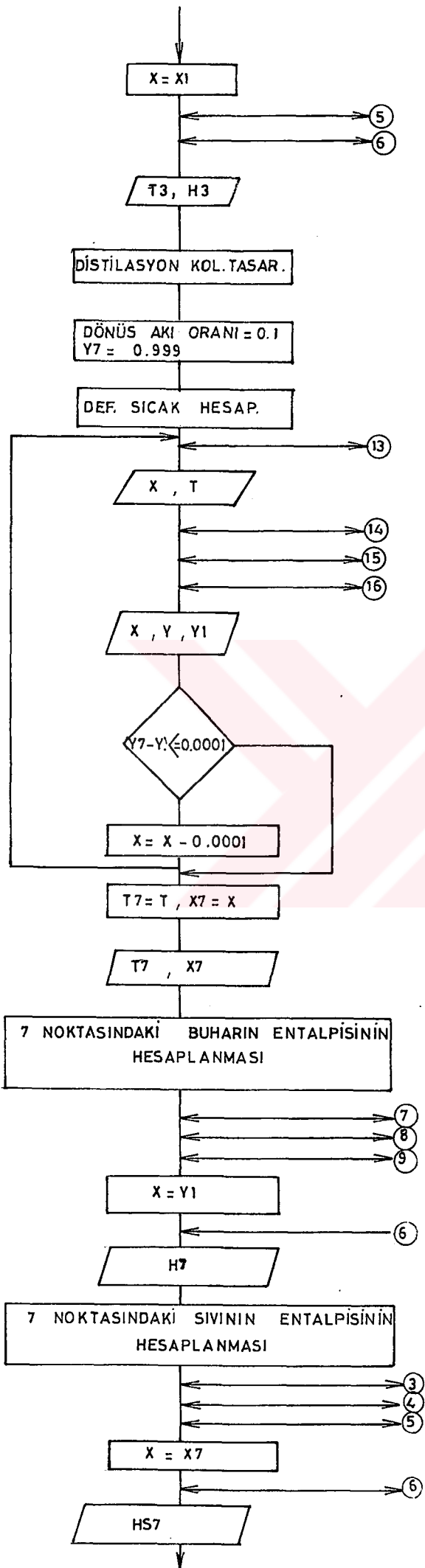
BİLGİSAYAR PROGRAMI İÇİN ÇİZİLEN AKIŞ DİYAGRAMI

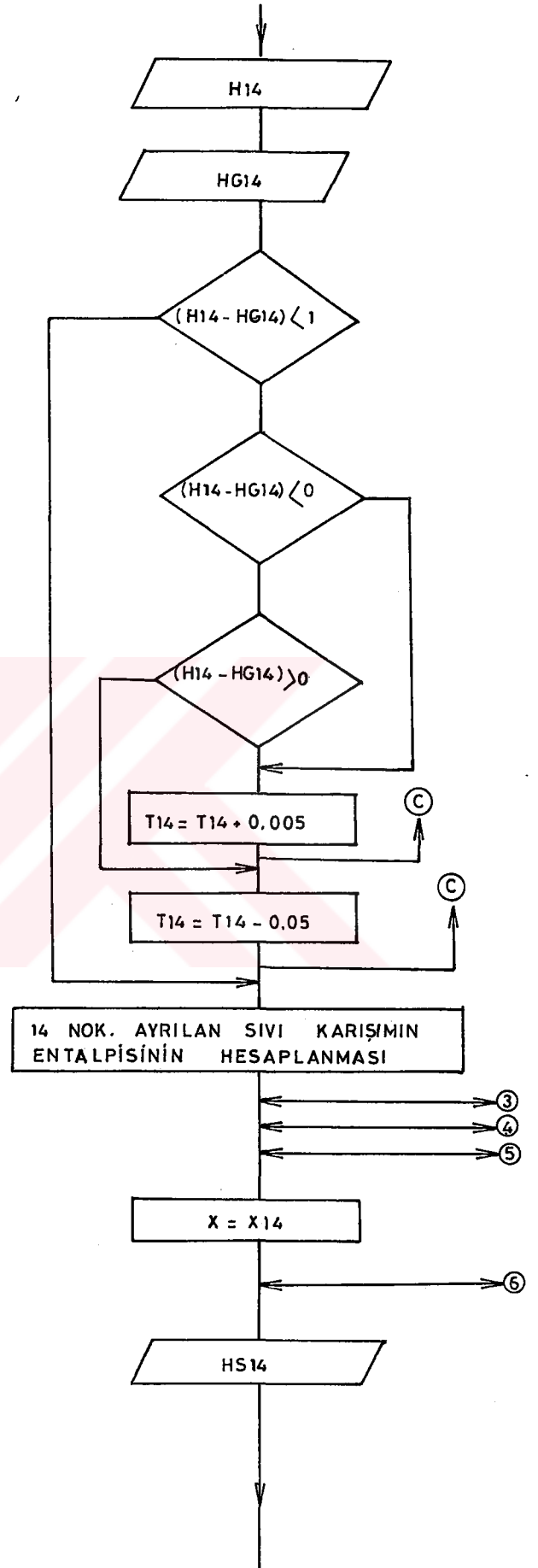
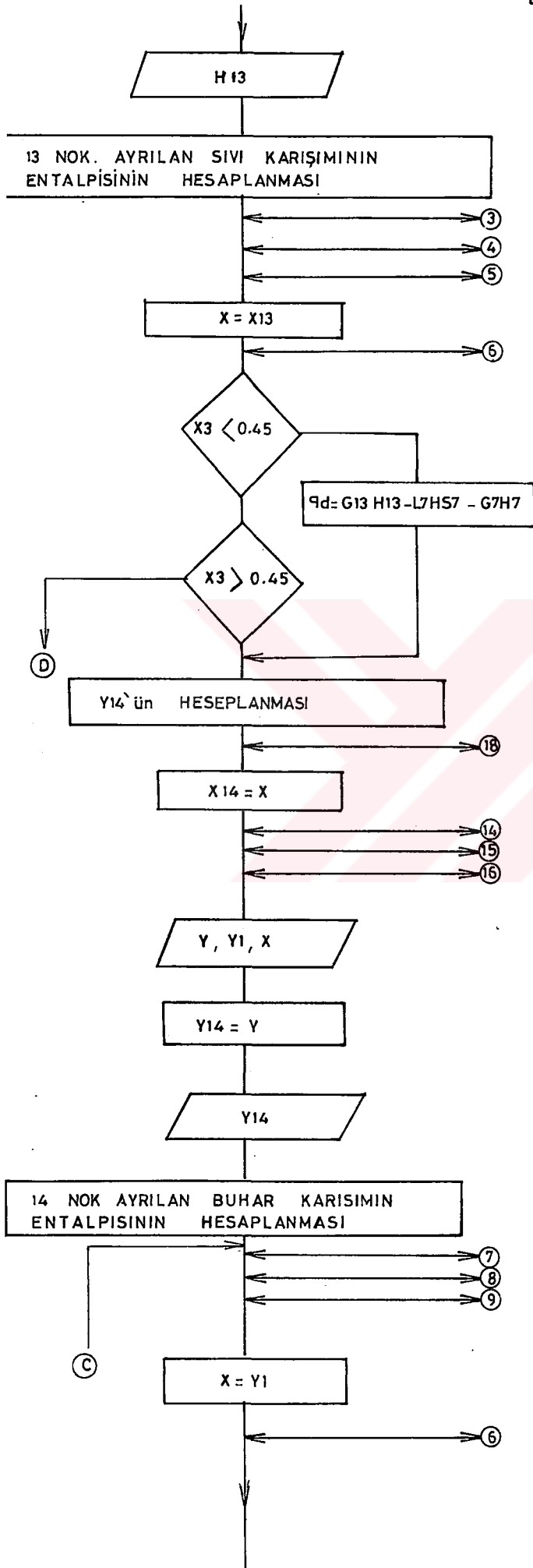


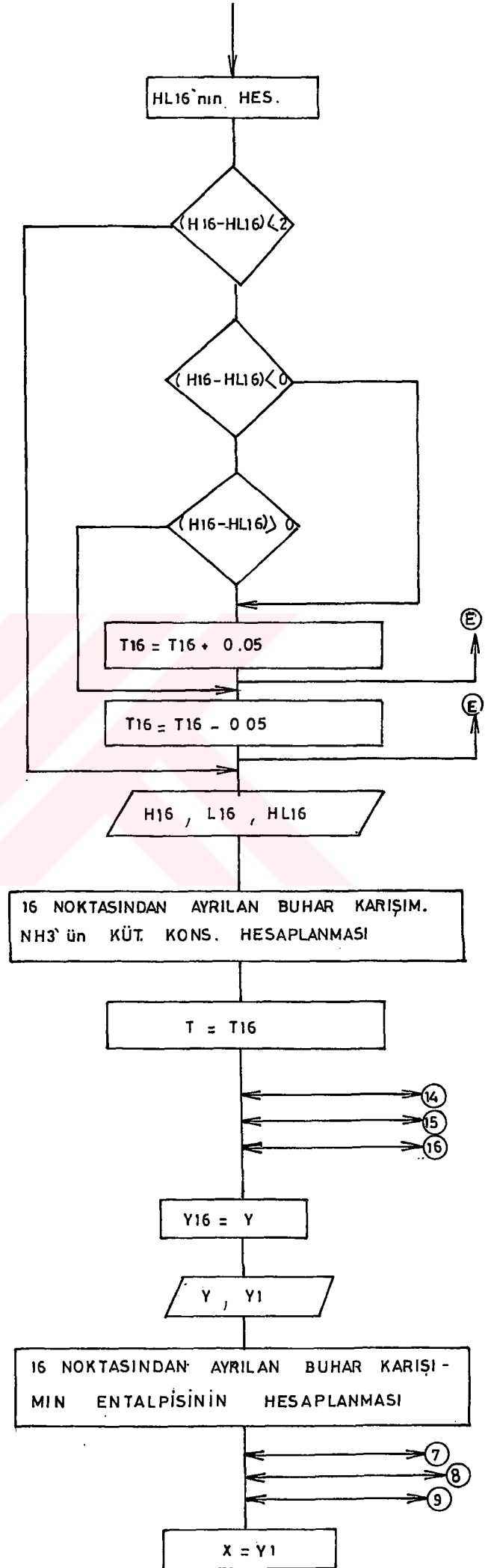
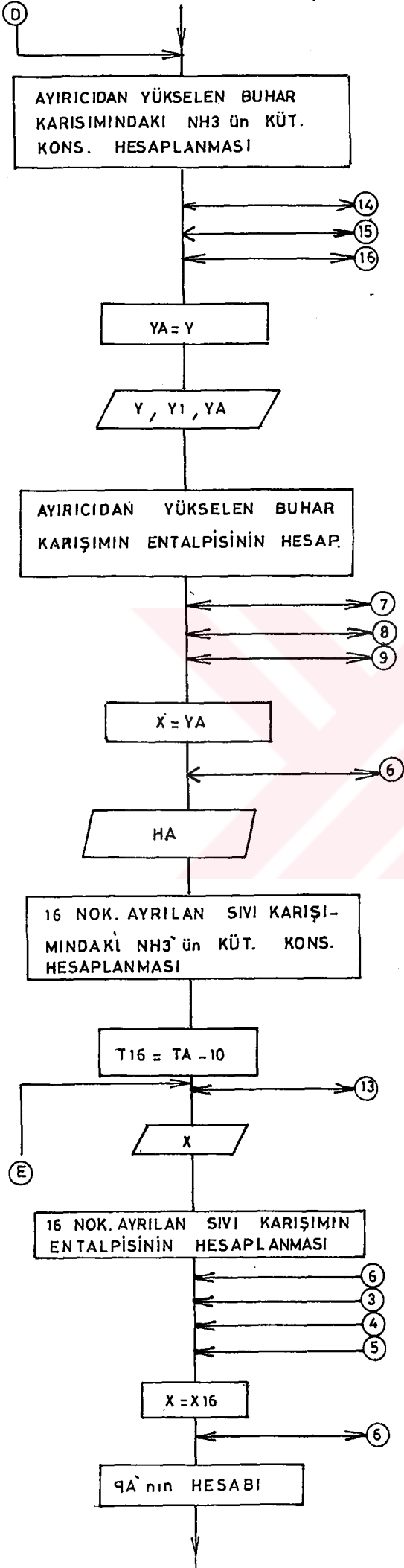


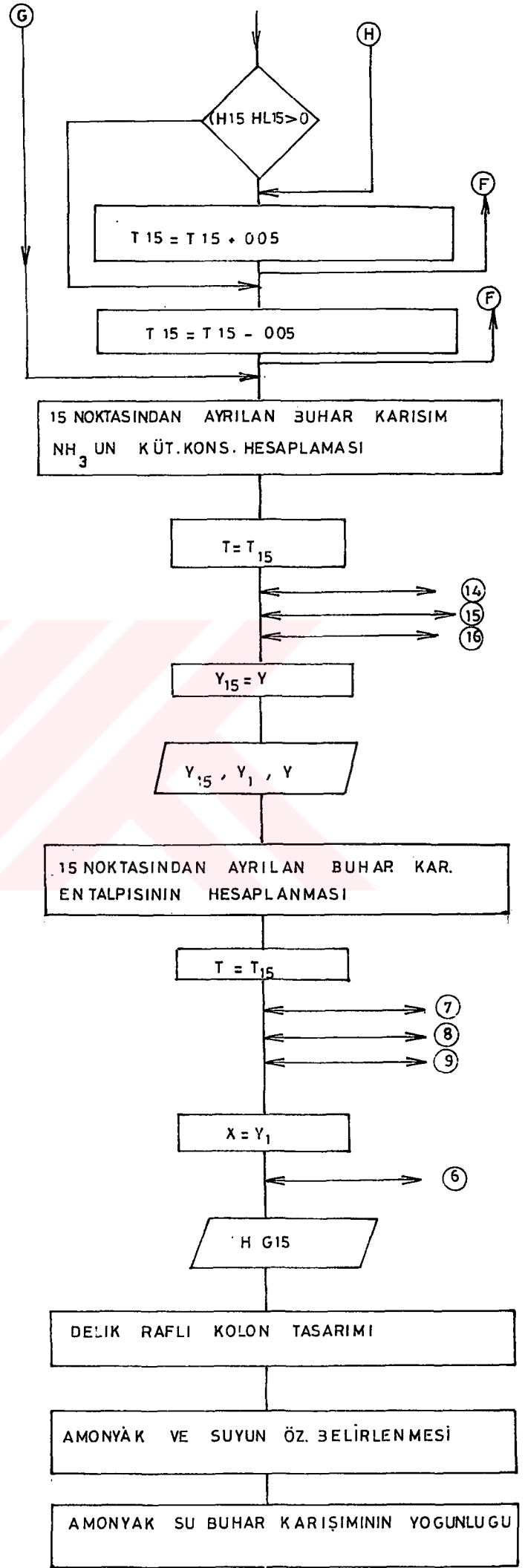
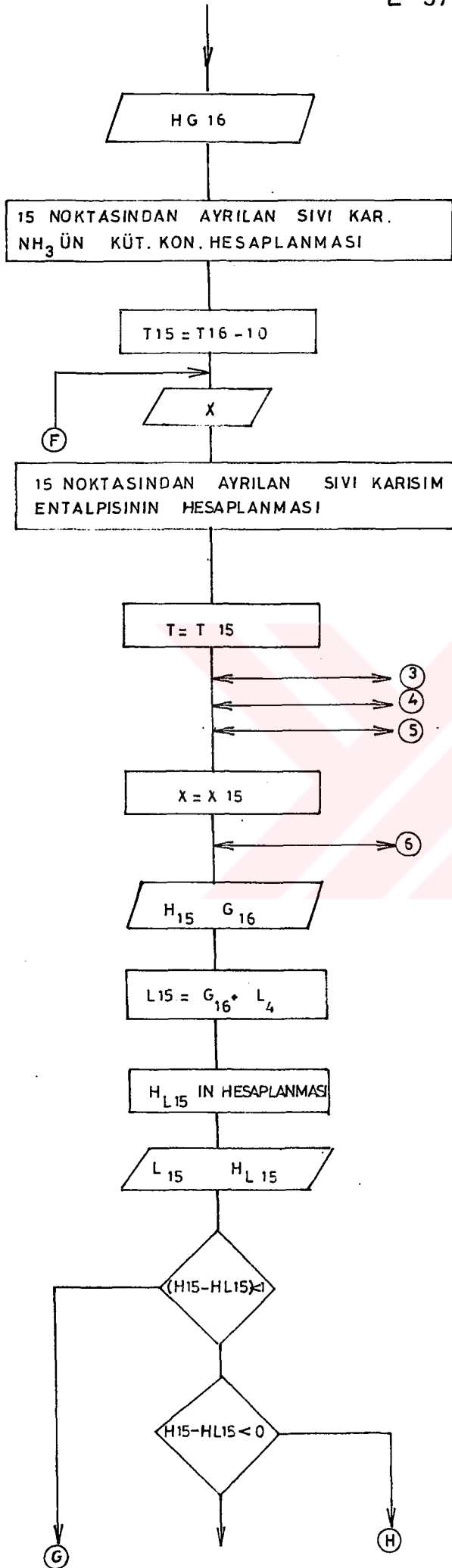


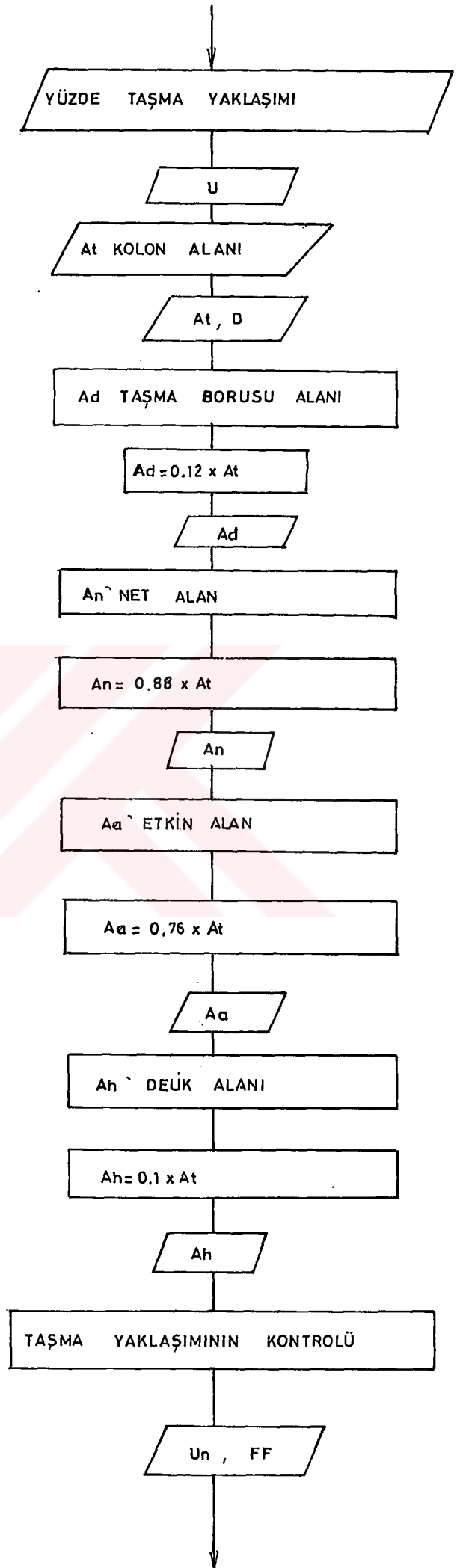
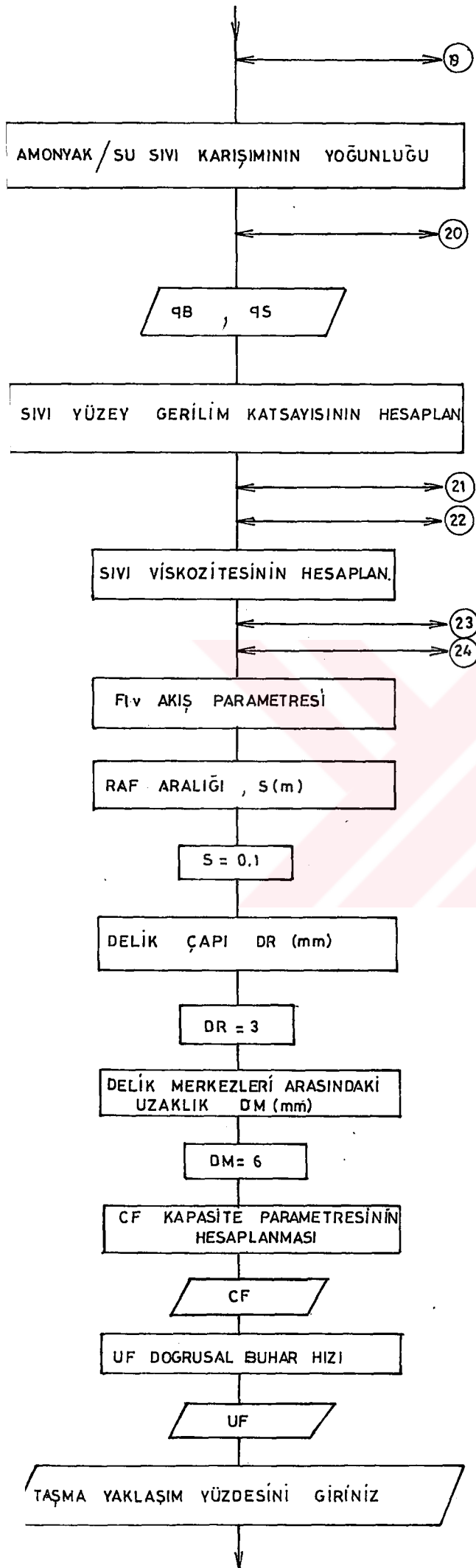


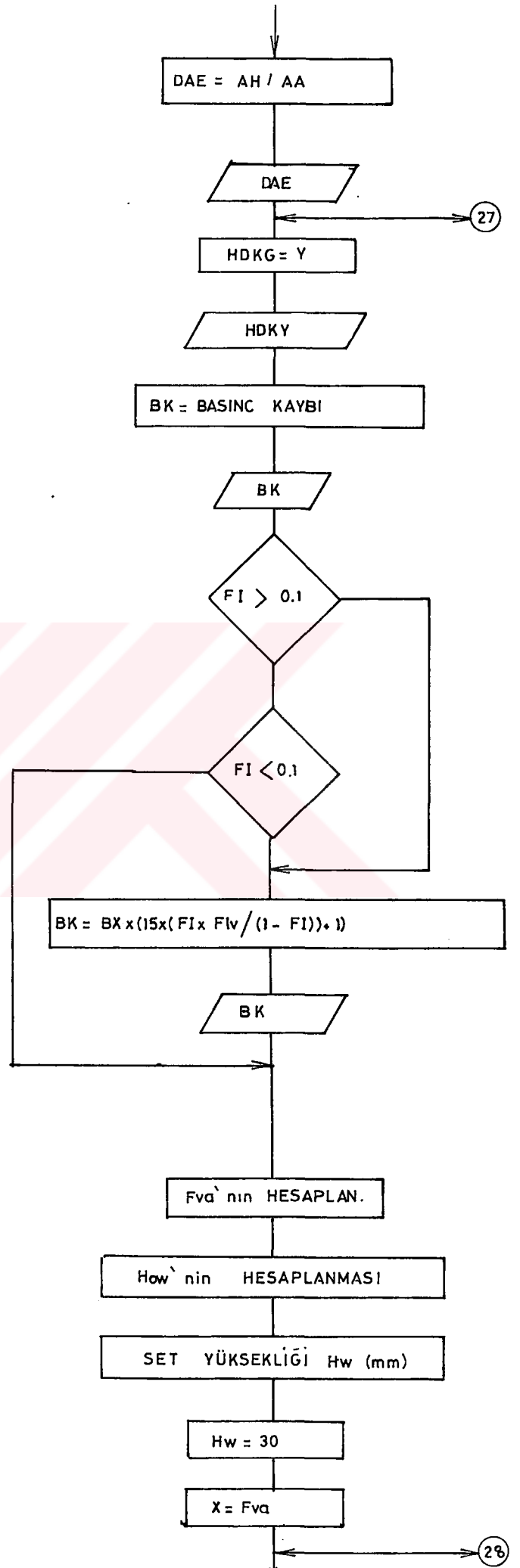
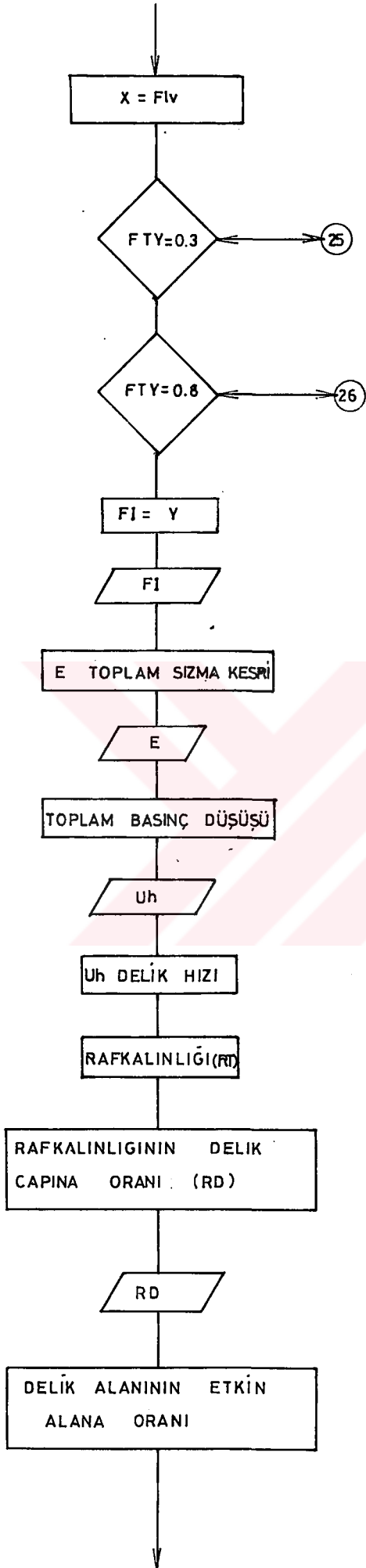


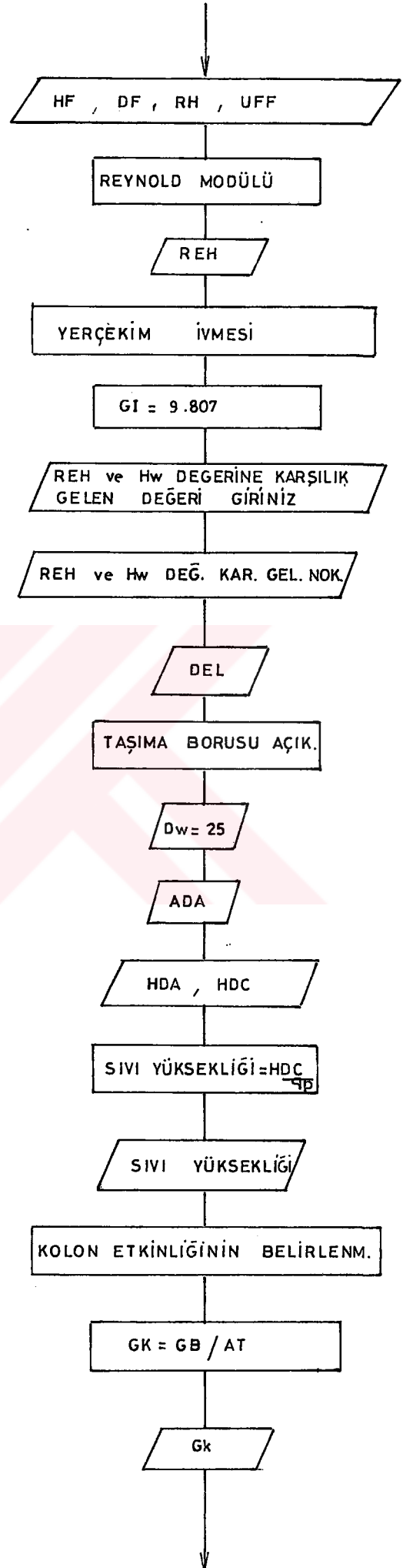
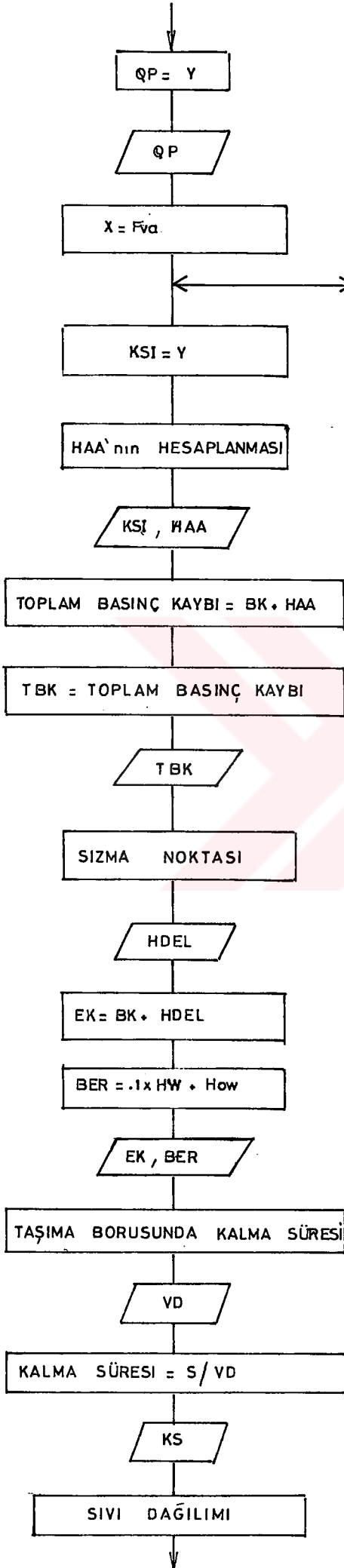


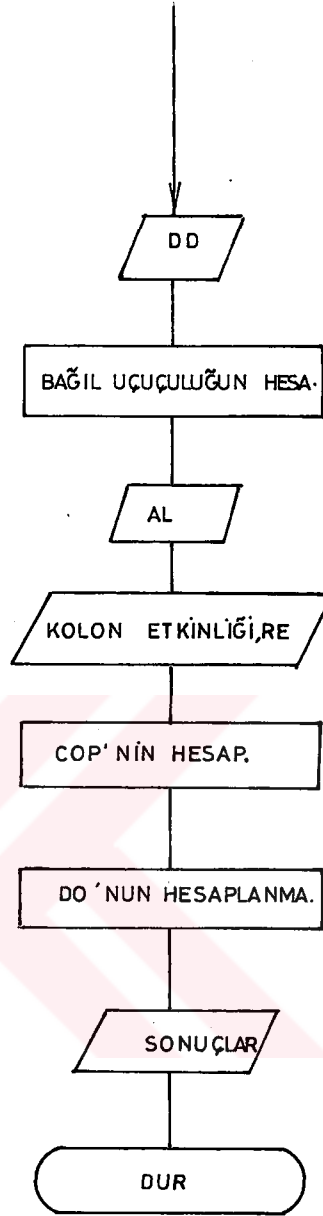
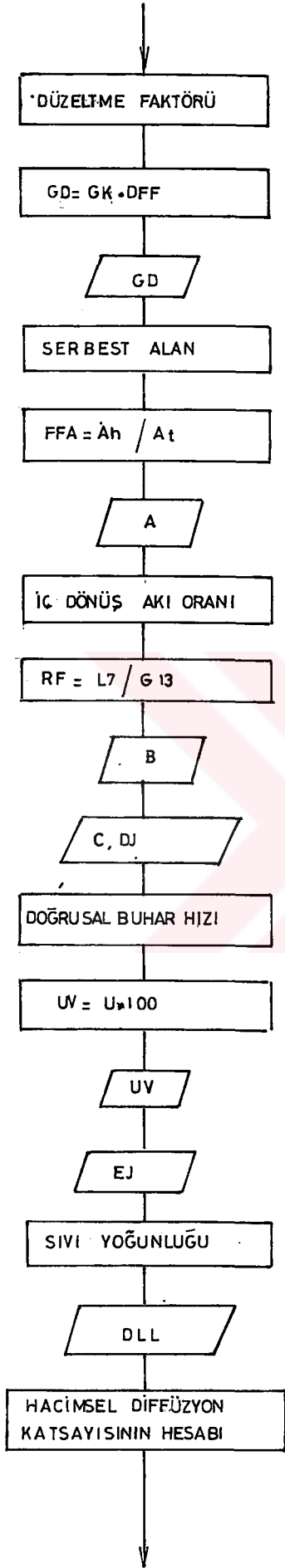













1. Basınç hesaplama alt programı.
2. Regüla falsi Yöntemi ile kütle kesri hesaplama alt programı.
3. Amonyanın sıvı fazdaki entalpisini hesaplama alt programı.
4. Suyun sıvı fazdaki entalpisini hesaplama alt programı.
5. Amonyak/su sıvı karışımının entalpisini hesaplama alt programı.
6. Mol ağırlığı hesaplama alt programı.
7. Amonyanın gaz fazındaki entalpisini hesaplama alt programı.
8. Suyun gaz fazındaki entalpisini hesaplama alt programı.
9. Amonyak/su gaz karışımının entalpisini hesaplama alt programı.
10. Amonyak/su karışımının sıvı fazdaki özgül hacmini hesaplama alt programı.
11. Amonyanın sıvı fazdaki ısınma ısısını hesaplama alt programı.
12. Suyun sıvı fazdaki ısınma ısısını hesaplama alt programı.
13. Regüla Falsi Yöntemi ile sıcaklık hesaplama alt programı.
14. Suyun sıvı fazdaki Gibbs fonksiyonunun değerini hesaplama alt programı.
15. Suyun sıvı fazdaki kimyasal potansiyelini hesaplama alt programı.
16. Suyun gaz fazındaki Gibbs fonksiyonunun değerini ve gaz karışımındaki amonyanın kütle kesrini hesaplama alt programı.
19. Amonyak/su Buhar karışımının yoğunluğunu hesaplama alt programı.
20. Amonyak/su sıvı karışımının yoğunluğunu hesaplama alt programı.
21. Amonyanın yüzey gerilim katsayısını hesaplama alt programı.
22. Suyun yüzey gerilim katsayısını hesaplama alt programı.
23. Amonyanın viskozitesini hesaplama alt programı.
24. Suyun viskozitesini hesaplama alt programı.
25. Taşma yaklaşım % 30 iken sızıntı kesrini hesaplama alt programı.
26. Taşma yaklaşım % 80 iken sızıntı kesrini hesaplama alt programı.
27. $(1/Cvo)^2$ hesaplama alt programı.
28. Havalandırma faktörü Qp 'yi hesaplama alt programı.
29. Köpük yoğunluğu ϕ 'yi hesaplama alt programı.



Ö Z G E Ç M İ Ş

ÖZGEÇMİŞ

1962 yılında Muş'ta doğdu. İlk ve orta öğrenimini Muş'ta tamamladıktan sonra lisans öğrenimini 1986 yılında G.Ü.M.M.F. Kimya Mühendisliği Bölümü'nde tamamladı. 1987-1989 yılları arasında Ankara Yenisehir İlaç Laboratuvarı Ltd. Şti.'de kalite-kontrol sorumlusu olarak çalıştı. 1990 Haziran ayında Van Köy Hizmetleri 9.Bölge Müdürlüğü'nde Kimya Mühendisi olarak çalışmaya başladı ve halen bu görevine devam etmektedir.

