

**YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ**  
**FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**İNTERAKTİF GRAFİKSEL BİLGİSAYAR  
PROGRAMLAMA İLE ÇOK BİLEŞENLİ  
DİSTİLASYON KOLON TASARIMI**

**Kimya Müh. İ. Serkan BARIŞ**

**F.B.E. Kimya Mühendisliği Anabilim Dalında  
Hazırlanan**

**YÜKSEK LİSANS TEZİ**

**Tez Danışmanı : Doç. Dr. Mualla ÖNER**

**İSTANBUL, 1997**

## İÇİNDEKİLER

Sayfa No

<b>SEMBOL LİSTESİ</b>	<b>III</b>
<b>ŞEKİL LİSTESİ</b>	<b>V</b>
<b>TABLO LİSTESİ</b>	<b>VI</b>
<b>TEŞEKKÜR</b>	<b>VII</b>
<b>ÖZET</b>	<b>VIII</b>
<b>SUMMARY</b>	<b>IX</b>
<b>1. GİRİŞ</b>	<b>1</b>
<b>2. KAYNAK TARAMASI</b>	<b>2</b>
2.1.1 Ponchon-Savarit Yöntemi	2
2.1.2 Zenginleştirme Bölgesi	2
2.1.3 Sıyırma Bölgesi	7
2.1.4 Artan Geri Akış Oranı	10
2.1.5 Toplam Geri Akış	11
2.1.6 Minimum Geri Akış Oranı	11
<b>2.2 Çok Kademeli Raf İçeren Kolonlara McCabe-Thiele Yönteminin Uygulanması</b>	<b>13</b>
2.2.1 Zenginleştirme Bölgesi; Tüm Yoğuşturucu Kaynama Noktasında Geri akış	13
2.2.2 Sıyırma Bölgesi	14
2.2.3 Besleme Bölgesi	16
2.2.4 Besleme Rafının Yeri	19
2.2.5 Tüm Geri Akış Oranı	20
2.2.6 Minimum Geri akış Oranı	21
<b>2.3 Çok Bileşenli Kompleks Kolon Tasarımı</b>	<b>23</b>
2.3.1 Eşitliklerin Türetilmesi	24
2.3.2 Çoklu Beslemeler	25
2.3.3 Bir Veya Daha Çok Ürün	30
2.3.4 Verilen Ya da Alınan Isı	33
2.3.5 Yöntem Sırası ve Minimum Geri Akış	34
<b>2.4 Fenske Underwood Gilliland (F-U-G) Metodu :</b>	<b>37</b>
2.4.1 Fenske Eşitliği.	37
2.4.2 Underwood Minimum Riflaks Eşitliği.	39
2.4.3 Gilliland Korelasyonu	40
<b>3. PROGRAMLARIN TANITIMI</b>	<b>41</b>
<b>3.1 WDISTIL1.0 Programı ve Alt Formları</b>	<b>41</b>
3.1.1 McCABE-THIELE Formu	41
3.1.2 Ponchon-Savarit Formu .	47
3.1.3 DESTIL10.BAS Ana altprogram :	52

<b>3.2 Programı Kullanımı</b>	<b>56</b>
<b>3.3 WCOMP1.0 Programı ve Alt Programları:</b>	<b>62</b>
3.3.1 COMP2D.BAS Modülü Alt Prosedürleri :	62
3.3.2 COMP2D.FRM (KKF Formu) Alt Prosedürleri :	67
3.3.3 COMP2D.FRM (KKF Formu) Alt Prosedürleri :	70
3.3.4 IMGF FORMU (IMGF Formu) Alt Prosedürleri :	73
3.3.5 ONIZLE (ONIZLET Formu) Alt Prosedürleri:	73
3.3.6 ONIZLEM.FRM (ONIZLE Formu) Alt Prosedürleri :	73
3.3.7 Programın Kurulumu ve Kullanımı :	74
<b>4. SONUÇLAR</b>	<b>76</b>
<b>4.1 McCabe-Thiele Yöntemi</b>	<b>77</b>
4.1.1 ÖRNEK 1 (benztol2.gmt)	77
<b>4.2 Ponchon-Savarit Yöntemi</b>	<b>82</b>
4.2.1 ÖRNEK 2 (etansu1.gps)	82
<b>4.3 Kompleks Kolon Tasarımları</b>	<b>85</b>
4.3.1 Örnek 3 (Depropan) Çok bileşenli distilasyon kompleks kolon tasarımı[8].	85
4.3.2 Örnek 4 (benztol.kkg) İkili sistemler için kompleks kolon tasarımı.	97
4.3.3 Örnek 5 (Örnek1.kkg) Tek beslemeli çok bileşenli distilasyon kolon tasarımı.	101
4.3.4 Örnek 6 (Örnek2.kkg) Tek beslemeli kolonlarda çok bileşenli distilasyon kolonu tasarımı.	104
<b>5. GENEL SONUÇLAR VE ÖNERİLER</b>	<b>107</b>
<b>6. KAYNAKLAR</b>	<b>111</b>
<b>ÖZGEÇMİŞ</b>	<b>112</b>

## SEMBOL LİSTESİ

D	-Distilat debisi
F	-Besleme debisi
V	-Zenginleştirme bölgesi, buhar
V	-Buhar debisi, sıyırma bölgesi
H	-Molar entalpi
L	-Zenginleştirme bölgesi sıvı debisi
L	-Sıyırma bölgesi sıvı debisi
L <sub>o</sub>	-Geri akıştan dolayı kolona ilk giren sıvı debisi
M	-Molekül ağırlığı
N <sub>m</sub>	-Minimum raf sayısı
Q	-Isı miktarı
Q <sub>B</sub>	-Kaynatıcıya ilave edilen ısı
Q <sub>C</sub>	-Yoğuşturucudan uzaklaştırılan ısı.
R	-Geri akış oranı
R <sub>min</sub>	-Minimum geri akış oranı
x	-Sıvıdaki konsantrasyon
y	-Sıvı ile dengedeki buhar konsantrasyonu
$\alpha$	-Göreceli uçuculuk
f	-Beslemede anahtar olmayan hafif bileşenlerin akış hızı
f	-Beslemede anahtar olmayan ağır bileşenlerin akış hızı
F	-Besleme hızı
K	-Denge oranı
P	-Yan ürünlerin akış hızı
q	-Beslemenin durumu
R	-Geri akış oranı
Y	-Buhardaki hafif anahtar bileşenin mol kesri
X	-Sıvıdaki hafif anahtar bileşenin mol kesri
Z	-Beslemedeki hafif anahtar bileşenin mol kesri
B	-Dip ürün akımı kmol/saat

b'	-ağır bileşenlerin dip ürünündeki miktarı kmol/saat.
d	-hafif bileşenlerin distilattaki miktarı. kmol/saat
d'	-ağır bileşenlerin distillattaki miktarı. kmol/saat
DH	-Isı alışı veya verışı. kJ/saat
p	-Yan akımdaki hafif bileşenler, kmol/saat
p'	-Yan akımdaki ağır bileşenler, kmol/saat
x	-Sıvıdaki hafif bileşenin mol kesri
y	-Buhardaki hafif bileşenin mol kesri
y(0)	-Opsayon doğrularının y-eksenini kestiği nokta

#### Alt İndisler :

e	-Anahtar bileşenlerin eşdeğer çifti
HK	-Ağır anahtar bileşen
HNK	-Ağır anahtar olmayan bileşen
i	-Hafif anahtar olmayan bileşenlerin indisi
j	-Ağır anahtar olmayan bileşenlerin indisi
J	-Bir kompleks kolonda bölüm numarası
k	-Bölüm sayacı
B	-Dip kısımdaki
D	-Distilataki
int	-Opsayon doğruların, 45° diyagonalini kestiği nokta
min	-Minimum
LK	-Hafif anahtar bileşen
LNK	-Hafif anahtar olmayan bileşen
N+1	-Bir kompleks kolonda bölümlerin sayısı

## ŞEKİL LİSTESİ

Şekil 2.1	Distilasyon kolonu için kütle ve entalpi dengesi	3
Şekil 2.2	Zenginleştirme bölgesi, tüm yoğuşturucu, kaynama noktasının altında geri akış	5
Şekil 2.3	Kısmi yoğuşturucu	7
Şekil 2.4	Ayırma bölgesi	9
Şekil 2.5	Kaynama noktası altında besleme ve tüm yoğuşturucu	10
Şekil 2.6	Toplam geri akış ve minimum raf	11
Şekil 2.7	Minimum geri akış oranı	12
Şekil 2.8	Zenginleşme bölgesi	14
Şekil 2.9	Çıkış Bölgesi	15
Şekil 2.10	Beslemenin girişi	17
Şekil 2.11	Besleme şartları için $q$ doğrusu değişimi	19
Şekil 2.12	Besleme rafının yeri	20
Şekil 2.13	Tüm geri akış ve minimum raf sayısı	21
Şekil 2.14	Minimum geri akış oranı ve sonsuz raf	22
Şekil 2.15	Distilasyon kulesi taban ve baş kısma ayıran J bölümü	26
Şekil 2.16	Birden çok beslemeli ve yan ürün çıkışlı $N+1$ bölümlü kompleks kolon	30
Şekil 3.1	McCabe-Thiele Algoritması	57
Şekil 3.2	Seçilmiş McCabe-Thiele programı	58
Şekil 3.3	Ponchon-Savarit algoritması	60
Şekil 3.4	Ponchon-Savarit giriş seçenekleri	61
Şekil 3.5	WCOMP1.0 programının genel algoritması	75
Şekil 4.1	Örnek uygulamanın veri giriş ekranı	78
Şekil 4.2	Örnek uygulamanın çözüm diyagramı	79
Şekil 4.3	Mathcad ile minimum geri akış bulunması	80
Şekil 4.4	Mathcad ile aynı örnek uygulama için yapılan hesaplamaların dökümü	81
Şekil 4.5	Örnek Uygulamanın veri girişi	84
Şekil 4.6	Örnek uygulamanın çözüm diyagramı	84
Şekil 4.7	Başka bir program ile aynı örnek uygulamanının çözümü	85
Şekil 4.8	Kolon profili	87

<b>Şekil 4.9</b> Örnek uygulamadaki kolonun raf sayısının hesaplanması	<b>91</b>
<b>Şekil 4.10</b> Çok bileşenli kompleks kolon tasarım programı	<b>94</b>
<b>Şekil 4.11</b> Çok bileşenli kompleks kolon tasarımı çözüm ekranı	<b>95</b>
<b>Şekil 4.12</b> Benzen-Toluen kompleks distilasyon kolonu	<b>98</b>
<b>Şekil 4.13</b> Benzen-Toluen kompleks kolon tasarımı giriş veri ekranı.	<b>100</b>
<b>Şekil 4.14</b> Benzen-toluen kompleks kolon tasarımı grafik çözüm ekranı	<b>100</b>
<b>Şekil 4.15</b> Örnek 5. için tek beslemeli çok bileşenli distilasyon kolon tasarımı	<b>102</b>
<b>Şekil 4.16</b> Örnek 5. için tek beslemeli çok bileşenli distilasyon kolonu grafik çözüm ekranı	<b>103</b>
<b>Şekil 4.17</b> Örnek 6. için tek beslemeli çok bileşenli distilasyon kolonu veri giriş ekranı.	<b>105</b>
<b>Şekil 4.18</b> Örnek 6. çok bileşenli basit distilasyon kolonu çözüm ekranı	<b>105</b>



## TABLO LİSTESİ

Tablo 2.1 Beslemenin ısı şartları	18
Tablo 4.1 Etanol-su entalpi denge verileri	82
Tablo 4.2 Kolona giren ve çıkan akımlar ve besleme durumları	86
Tablo 4.3 Besleme akımlarının miktarları ve buharlaşan mol kesirleri	87
Tablo 4.4 Yapılan kütle dengesi ile hesaplanan tepe, dip ve yan ürün dağılımları.	88
Tablo 4.5 beslemeler ve yan akım için 2.18, 2.30, 2.33 eşitlikleri ile hesaplanan $q_e$ değerleri	89
Tablo 4.6 Eşdeğer ikili besleme mol kesirleri ve besleme durumu	89
Tablo 4.7 Operasyon doğrularının $x=y$ doğrusunu kestiği noktalar	90
Tablo 4.8 Örnek uygulamanındaki kolonun sıvı ve buhar debi hesapları (kmol/saat).	92
Tablo 4.9 Besleme Akımları	97
Tablo 4.10 Operasyon doğrularının $x=y$ doğrusu kesimleri	98
Tablo 5.1 Örnek 1 uygulaması çözümlerinin sonuçları.	107
Tablo 5.2 Örnek 2 uygulaması çözümlerinin sonuçları.	107
Tablo 5.3 Örnek 3 uygulaması çözümlerinin sonuçları.	108
Tablo 5.4 Örnek 4 uygulaması çözümlerinin sonuçları.	108
Tablo 5.5 Örnek 5 uygulaması çözümlerinin sonuçları.	108
Tablo 5.6 Örnek 6 uygulaması çözümlerinin sonuçları.	109

## **TEŞEKKÜR**

İki bileşenli ve çok bileşenli kompleks distilasyon kolonlarının veya iki bileşenli basit distilasyon kolonların tasarımı amacıyla, interaktif grafiksel bilgisayar programları oluşturulması amacıyla tezin bana verilmesini sağlayan Bۆlüm Baőkanımız Sayın Prof. Dr. Salih DİNÇER' e, tezi hazırlamamda yardımcı olan değerli danıőman hocam Sayın Doç. Dr. Mualla ÖNER 'e, emeği geçen Sayın Doç. Dr. Gürses ÖNER' e, ve araőtırma görevlisi arkadaőım Fevzi ÖZKAN' a, değerli yardımlarından dolayı da Sayın Suna İPEK 'e teőekkürlerimi sunmayı borç bilirim.

## ÖZET

Ayrırma proseslerinin öğretiminde ve ilgili problemlerin çözümlenmesinde iki bilgisayar programı geliştirilmiştir.

İlk program, WDISTIL10, McCabe-Thiele, ve Ponchon-Savarit grafiksel çözüm yöntemlerini kullanmakta esnek, hızlı, anlaşılır olması açısından kimya mühendisliği lisans eğitiminde kullanılabilir. İkinci program WCOMP1.0 ise besleme akımı verileri ve istenilen ürün saflıklarının verilmesi halinde çok bileşenli distilasyon kolonunun gerekli raf sayısını bulmak için tasarlanmıştır.

## **SUMMARY**

Two computer programs were developed to teach separation processes and to solve related problems.

The first program WDISTIL1.0, uses McCabe-Thiele and Ponchon-Savarit graphical solution techniques that was a general, flexible, fast, understandable and easy to use for problem solving. WDISTIL10 was used in senior level Chemical Engineering course and proved to be a very successfull learning tool. The second program WCOMP1.0 was designed to find stage requirements of a complex multicomponent distillation tower given feed stream information and desired product purities.

## 1. GİRİŞ

Kimya mühendisliği eğitiminde grafiksel çözüm yöntemleri kademeli proseslerin tasarımında en çok kullanılan yöntemlerdir. Distilasyon tasarımında McCabe-Thiele ve Ponchon-Savarit yöntemleri uzun yıllardan beri kullanılmaktadır. Distilasyon kolonlarının nümerik yoldan tasarımı, uzun ve güç hesaplamalar gerektiren oldukça kompleks bir tasarımdır. Bu tasarım yöntemlerine girilmeden, kullanım ve çözüm kolaylığı nedeniyle pekçok problemi grafiksel yöntemlerle çözmek mümkündür ve bu yöntemler özellikle lisans eğitimde kullanılmaktadır. Bütün bu klasik yöntemlerde, öğrenci zamanının büyük çoğunluğunu tasarım adımlarında kaybetmekte, bu da öğrenciye tasarım sonuçlarının değerlendirilmesi için yeterli zaman bırakmamaktadır. Parametrik değişiklikler yapılarak kısa süre içinde çözüme gidilmesi oldukça zordur.

Bilgisayar teknolojisindeki gelişmeler grafiksel yöntemlerin artık kolaylıkla ekrana aktarılabilmesini sağlamıştır. Bu imkan ise kimya mühendisliği öğrencilerinin konuyu daha iyi ve hızlı anlamasını mümkün kılmakta, ayrıca eğitim sürecinde öğrenci pasif durumdan aktif hale daha verimli şekilde geçmektedir [1-2].

Kimyasal proseslerde kullanılan temel işlem proseslerinden biri de distilasyon işlemidir. Distilasyon, sıvı bir çözeltiyi bileşenlerine ayırmak için kullanılan bir yöntemdir. Bu yöntem bileşenlerin buhar ve sıvı evreleri arasındaki dağılımına bağlıdır. Bileşenlerin distilasyonla ayrılmasının temel şartı, buhar bileşiminin kaynama noktasında dengede bulunduğu sıvının bileşiminden farklı olmasıdır. Distilasyon, bileşenleri uçucu olan çözeltilere uygulanır. Distilasyon işleminin en önemli tasarımı da distilasyon kolonlarıdır.

Bu çalışmada rektifikasyonlu distilasyon kolonu tasarımı için McCabe-Thiele ve Ponchon-Savarit yöntemini doğrudan doğruya bilgisayar ortamına aktaracak Visual-Basic ile derlenmiş WDISTIL 1.0 bilgisayar paket programı geliştirilmiştir.

İkinci programda ise çok bileşenli kompleks distilasyon kolonları için Kister tarafından verilmiş olan yöntem kullanılarak yine Visual-Basic ile derlenmiş WCOMP1.0 interaktif programı geliştirilmiştir.

## 2. KAYNAK TARAMASI

### 2.1.1 Ponchon-Savarit Yöntemi

Bu yöntemde çözüm ikili sistemin entalpi bileşim diyagramı üzerinden olmaktadır. Doymuş buhar ve sıvı eğrileri arasında, fark noktaları ve denge değerleri kullanılarak raflar çizilir, minimum geri akış ve minimum raf sayısı bulunabilir. Bileşenlerin molar buharlaşma ısılarının birbirinden farklı olduğu ve önemli derecede karışma ısıları olduğunda çoğunlukla kullanılır [3].

### 2.1.2 Zenginleştirme Bölgesi

Zenginleştirme bölgesinin Şekil 2.1'de gösterildiği gibi (III ile gösterilen kısım) n. rafta olduğunu düşünelim. n. raf bu bölgedeki herhangi bir raftır. Bu bölge için madde dengeleri ;  
Toplam madde için,

$$V_{n+1} = L_n + D \quad (2.1)$$

A bileşeni için,

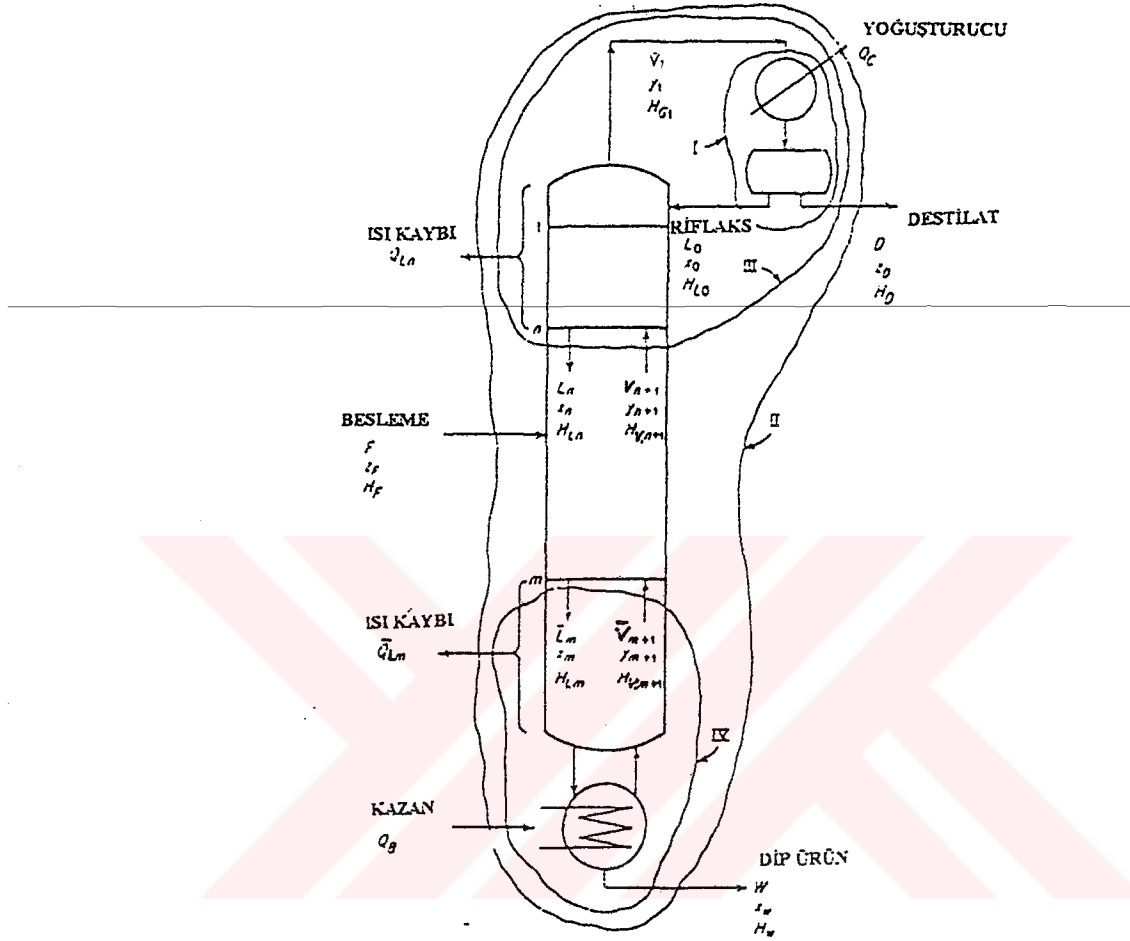
$$V_{n+1} y_{n+1} = L_n x_n + D x_D \quad (2.2)$$

$$V_{n+1} y_{n+1} - L_n x_n = D x_D \quad (2.3)$$

şeklindedir. 2.3 eşitliğinin sol tarafı A bileşeninin yukarıdan aşağıya veya yukarı doğru akış hızındaki farkı gösterir. Distilasyon için sağ taraf sabit olduğundan fark veya A'nın yukarı doğru net akış hızı sabittir, kolonun bu bölgesindeki raf sayısından bağımsızdır ve en üstten devamlı olarak alınan miktara eşittir [4].

İhmal edilen kayıp ısı miktarı ile birlikte entalpi dengesi,

$$V_{n+1} H_{V_{n+1}} = L_n H_{L_n} + Q_c + D H_D \quad (2.4)$$



Şekil 2.1 Distilasyon kolonu için kütle ve entalpi dengesi

şeklinde yazılabilir.  $Q'$  yoğuşturucuda uzaklaştırılan ısı ise sürekli olarak uzaklaştırılan distilatın herbir molüne karşılık,

$$Q' = \frac{Q_c + DH_D}{D} = \frac{Q_c}{D} + H_D \quad (2.5)$$

ve

$$V_{n+1} HV_{n+1} - L_n HL_n = D Q' \quad (2.6)$$

yazılabilir. 2.6 eşitliğinin sol tarafı yukarıdan aşağı veya yukarı doğru net ısı akışındaki farklılığı gösterir. Sağ taraf sabit olduğu için fark veya yukarı doğru net ısı akış hızı da sabittir, kolonun bu bölgesindeki raf sayısından bağımsızdır ve yoğuşturucudaki distilat ile üst taraftan sürekli olarak alınan madde miktarına eşittir[4].

D' nin 2.1 ve 2.2 eşitlikleri arasından yok edilmesiyle 2.1 ve 2.6 eşitlikleri arasında

$$\frac{L_n}{V_{n+1}} = \frac{x_D - y_{n+1}}{x_D - x_n} = \frac{Q' - H_{V_{n+1}}}{Q' - H_{L_n}} \quad (2.7)$$

yazıldığında,  $L_n / V_{n+1}$  içsel geri akış oranı olarak adlandırılır. Hxy diyagramında 2.7 eşitliği  $\Delta_D$  'de  $(Q', x_D)$ ,  $L_n$  'de  $(H_{L_n}, x_n)$  ve  $V_{n+1}$  'de  $(H_{V_{n+1}}, y_{n+1})$  boyunca uzanan doğruya eşittir. Koordinatlar akış hızlarındaki farklılıkları gösterdiği için,

$$Q' = \frac{\text{ısı akışındaki fark yukarı} - \text{aşağı}}{\text{net toplam madde çıkışı}} = \frac{\text{net ısı çıkışı}}{\text{net mol çıkışı}}$$

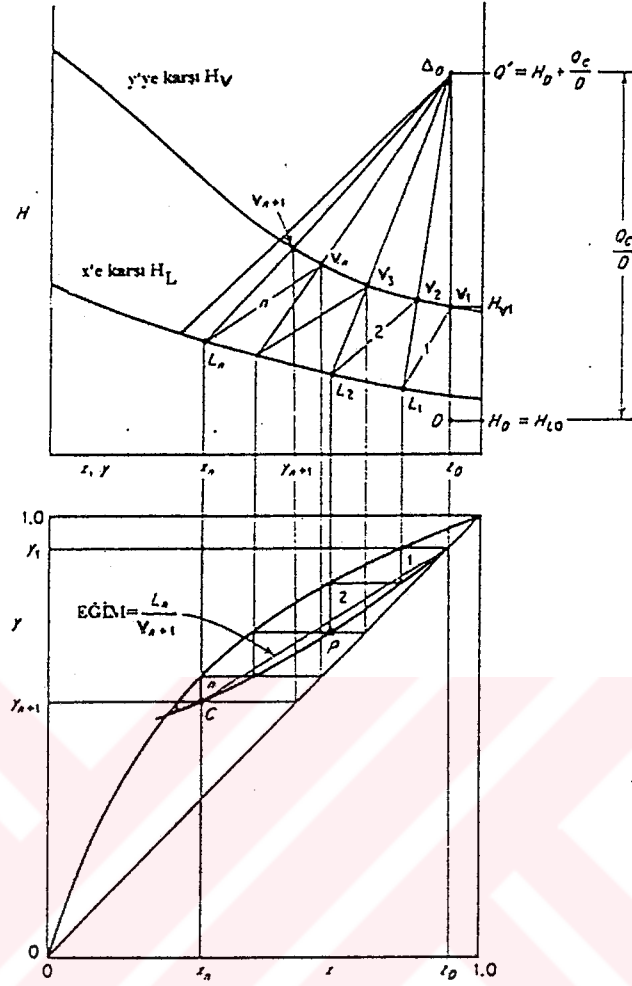
$\Delta_D$

$$x_D = \frac{A' \text{ nin akışındaki fark, yukarı} - \text{aşağı}}{\text{net toplam madde çıkışı}} = \frac{\text{net çıkan A miktarı}}{\text{net çıkan mol miktarı}}$$

$\Delta_D$  fark noktası olarak adlandırılır. Burada,  $\Delta_D$  hayali bir adımdır ve  $(Q', x_D)$  özelliklerine sahip olan dışarı doğru çıkış hızına eşittir.

$$V_{n+1} - L_n = \Delta_D \quad (2.8)$$

xy diyagramında 2.7 eşitliği  $y = x = x_D$  ve  $(y_{n+1}, x_n)$  boyunca uzanan  $L_n / V_{n+1}$  eğimli doğrudur. Her iki diyagram da Şekil 2.2 'de olduğu gibi çizilebilir.



Şekil 2.2 Zenginleştirme bölgesi, tüm yoğuşturucu, kaynama noktasının altında geri akış

Şekil 2.2 toplam yoğuşturucu için çizilmiştir. D distilatı ve  $L_0$  geri akışı D noktasında çizilen eşdeğer koordinatlara sahiptir. Bu bölge kaynama noktasının altını gösterir. Eğer bunlar kaynama noktasında ise D doygun sıvı eğrisi üzerinde olacaktır. Üst raftaki doygun buhar  $V_1$  tamamen yoğunlaştığı zaman D ve  $L_0$  olarak aynı bileşime sahiptir. Birinci rafı terk eden  $L_1$  sıvısı  $V_1$  ile dengededir ve 1. bağlantı doğrusunun sonunda yer alır. 2.7 eşitliği bu bölgedeki tüm raflara uygulandığı için  $V_2 - L_1$ ' den  $\Delta D$  'ye kadar uzanan doygun buhar eğrisi üzerinde yer alır. Bu nedenle bağlantı doğruları ve  $\Delta D$  boyunca uzanan doğrular zenginleştirme bölgesindeki konsantrasyon değişimini adım adım gösterir. Alttaki diyagrama bakıldığında

doygun entalpi eğrisi ile  $\Delta_D$  'den uzanan doğrunun (yani  $V_3$  ve  $L_2$  gibi noktaların) kesişimi P noktasını verir. Bu  $y = x = x_D$  'den CP operasyon eğrisini tersine döndürür. Bağlantı doğruları aşağı doğru çizildiği zaman denge -dağılım eğrisi kademe kademe raf sayısına bağlı olarak konsantrasyon değişimini gösterir.  $\Delta_D$  fark noktası zenginleştirme bölgesindeki tüm raflar için besleme rafına kadar aşağı doğru çizimi anlatmak için kullanılmıştır[4].

Zenginleştirme rafları  $\Delta_D$  'ye ve bağlantı doğrularına karşılık olarak çizilen doğrular yardımıyla  $H_{xy}$  diyagramında gösterilebilir ve her bir bağlantı doğrusu ideal rafı gösterir. Öte yandan  $\Delta_D$ 'den rastgele uzatılan doğrular  $H_{V_y}$  ve  $H_{L_x}$  eğrilerini kesiştirir ve raflar, bu tip diyagramların basamak şeklinde çizilmesiyle bulunur.

Herhangi bir n rafındaki  $L_n / V_{n+1}$  oranı ; alt diyagramda gösterildiği gibi uygun bir eğimle veya Şekil 2.2' deki üst diyagramda yer alan  $\Delta_D V_{n+1} / \Delta_D L_n$  uzunluklarının oranıyla bulunur.  $V_{n+1}$  'in 2.1 ve 2.7 eşitlikleri arasında yok edilmesi ile

$$\frac{L_n}{D} = \frac{Q' - H_{V_{n+1}}}{H_{V_{n+1}} - H_{L_n}} = \frac{x_D - y_{n+1}}{y_{n+1} - x_n} \quad (2.9)$$

elde edilir. Üst rafa bu ifadenin uyarlanmasıyla dış geri akış oranı,

$$R = \frac{L_o}{D} = \frac{Q' - H_{V_1}}{H_{V_1} - H_{L_o}} = \frac{\Delta_D V_1 \text{ doğrusu}}{V_1 L_o \text{ doğrusu}} = \frac{\Delta_D V_1 \text{ doğrusu}}{V_1 D \text{ doğrusu}} \quad (2.10)$$

olarak elde edilir.

Şekil 2.3' de görüldüğü gibi kısmi yoğuşturucu kullanıldığı durumlarda doygun buhardan oluşan distilat (D) alınır ve kondensat geri akışı sağlar. Bu, uygun yoğuşturucu sıcaklıklarında  $V_1$  buharının yoğuşması için basınç gerekli olduğu zaman yapılır ve çok büyük miktarlardadır.  $\Delta_D$  alınan distilatın bileşimine karşılık  $y_D$  absisinde çizilir. Denge yoğuşması olduğu varsayılırsa  $L_0$  geri akışı C bağlantı doğrusunun sonunda yer alır.  $V_1$ ,  $L_0$   $\Delta_D$  doğrusu üzerindedir. Altteki diyagramda MN doğrusu denge problemini çözer. 2.10 eşitliğinin kullanılmasıyla geri akış oranı  $R = L_0 / D = \Delta_D V_1 \text{ doğrusu} / V_1 L_0 \text{ doğrusu}$  şekline gelir. Bu da dengedeki kısmi kondanserin rektifikasyon denge rafının değerini gösterir. Buna rağmen



şeklinde yazılabilir.  $Q''$  ifadesi, kalanın her bir molü için alttan alınan ısının net akışıdır.

$$Q'' = \frac{W H_W - W_B}{W} = H_W - \frac{Q_B}{W} \quad (2.15)$$

ve

$$\bar{L}_m H_{Lm} - \bar{V}_{m+1} H_{V_{m+1}} = W Q'' \quad (2.16)$$

yazılabilir. 2.16 Eşitliğinin sol tarafı aşağıdan yukarı ısının akış hızında görülen farktır, daha sonra bu bölgedeki tüm raflar için sabit olarak alınır.

$W$ 'nin 2.11 ve 2.12 eşitlikleri arasında yok edilmesiyle 2.11 ve 2.16 eşitlikleri arasında

$$\frac{\bar{L}}{\bar{V}_{m+1}} = \frac{y_{m+1} - x_W}{x_m - x_W} = \frac{H_{V_{m+1}} - Q''}{H_{Lm} - Q''} \quad (2.17)$$

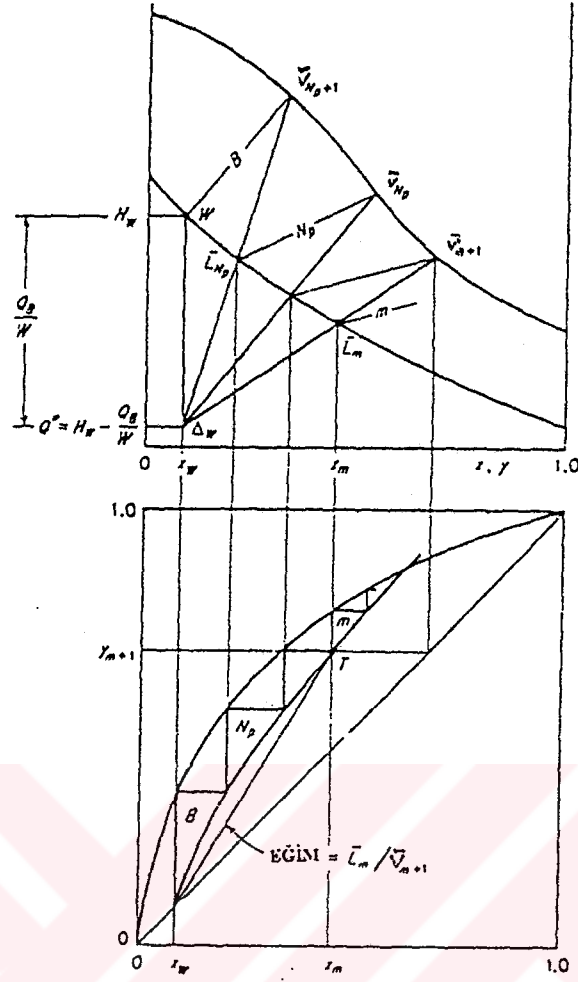
ilişkisi ortaya çıkar. Hxy diyagramında 2.17 eşitliği  $\Delta W$ 'de ( $Q''$ ,  $x_W$ ),  $\bar{L}_m$ 'de ( $H_{Lm}$ ,  $x_m$ ) ve  $\bar{V}_{m+1}$ 'de ( $H_{V_{m+1}}$ ,  $y_{m+1}$ ) doğrularındır ve  $\Delta W$  fark noktası olarak bilinir. Koordinatlar açısından anlamı,

$$\Delta W \left\{ \begin{array}{l} Q'' = \frac{\text{ısı akışındaki fark, yukarı - aşağı}}{\text{net toplam madde ç ıkışı}} = \frac{\text{net ısı ç ıkışı}}{\text{net mol ç ıkışı}} \\ x_W = \frac{A' \text{ nın akışındaki fark, yukarı - aşağı}}{\text{net toplam madde ç ıkışı}} = \frac{\text{ç ıkan A miktarı}}{\text{ç ıkan mol miktarı}} \end{array} \right.$$

Bu nedenle,  $\Delta W$  hayali bir adımdır ve ( $Q''$ ,  $x_W$ ) özelliklerine sahip olan dışarı doğru çıkış hızına eşittir.

$$\bar{L}_m - \bar{V}_{m+1} = \Delta W \quad (2.18)$$

xy diyagramında 2.17 eşitliği  $y = x = x_W$  ve ( $y_{m+1}$ ,  $x_m$ ) boyunca uzanan  $\bar{L}_m / \bar{V}_{m+1}$  eğimli bir doğrudur. Bu doğrular her bir diyagram için Şekil 2.4 'de çizilmiştir.



Şekil 2.4 Ayırma bölgesi

2.17 Eşitliği sıyırma bölgesinin tüm raflarına uygulandığı için Şekil 2.4'deki  $H_{xy}$  doğrusu  $\bar{V}_{Np+1}$ 'den  $\Delta W$ 'ye kadar  $\bar{L}_{Np}$ 'deki doymuş sıvı entalpisini keser, sıvı alt raftan çıkar. Alt rafı terk eden  $\bar{V}_{Np}$  buharı  $\bar{L}_{Np}$  sıvısı ile dengededir ve  $N_p$  bağlantı doğrusu üzerinde yer alır.  $xy$  diyagramına doğru gelen bağlantı doğruları denge eğrisindeki noktaları oluşturur ve  $\Delta W$  boyunca uzanan eğriler operasyon eğrisindeki  $T$  gibi noktaları oluşturur. 2.11 Eşitliğinin 2.17 eşitliğinde yer almasıyla

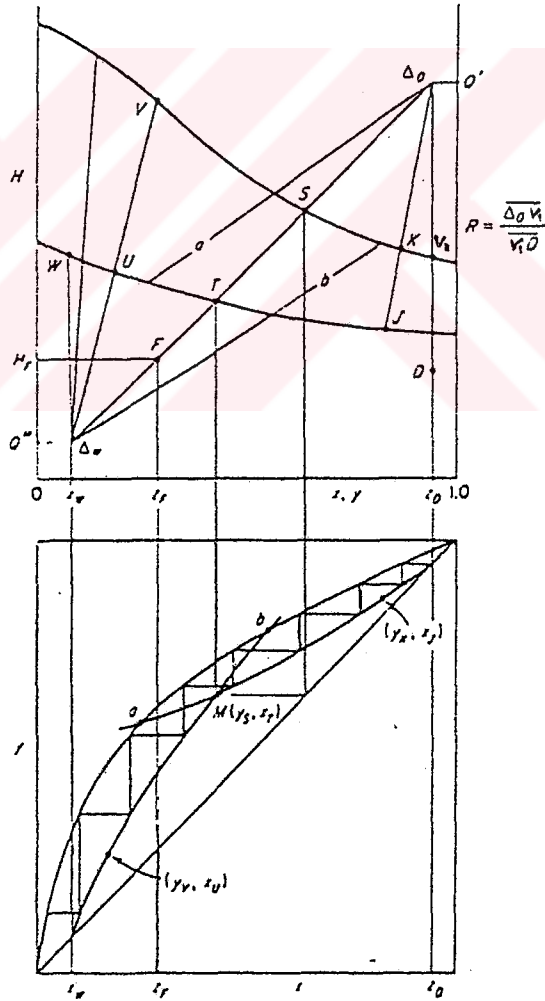
$$\frac{\bar{L}_m}{W} = \frac{y_{m+1} - x_W}{y_{m+1} - x_m} = \frac{H_{V_{m+1}} - Q''}{H_{V_{m+1}} - H_{L_m}} \quad (2.19)$$

eşitliği ortaya çıkar. Diyagramlar, kazan için çizildiğinde kazanı terk eden buhar taban ürünle dengededir. Bu nedenle kazan, zenginleştirmenin denge rafını oluşturur (Şekil 2.4'deki bağlantı doğrusu). Denge rafı için her bir bağlantıyı gösteren doğrular ve  $\Delta W$  ile birleşen doğrular sayesinde  $H$ - $xy$  diyagramı üzerinde sıyırma bölgesine ait rafların sayısı bulunabilir. Ayrıca  $\Delta W$

'den rastgele uzatılan doğrular ile  $H_{Gy}$  ve  $H_{Lx}$  eğrileri kesiştirildiğinde xy diyagramı üzerinde operasyon eğrisi elde edilir ve basamak şeklinde çizilerek kademeler hesaplanabilir.

#### 2.1.4 Artan Geri Akış Oranı

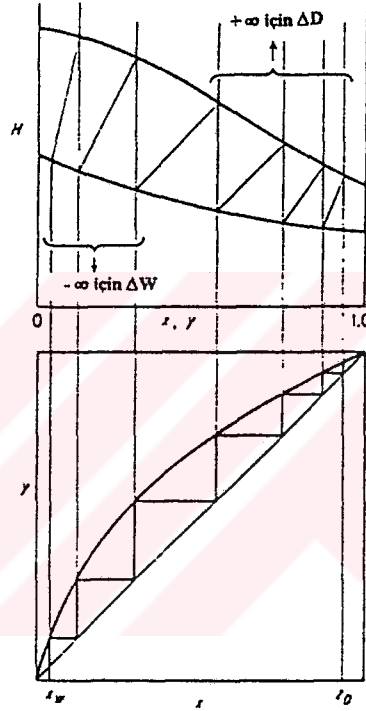
Geril akış oranı  $R = L_0 / D$  arttığıında Şekil 2.5' deki  $\Delta_D$  fark noktası daha yüksek  $Q'$  noktalarında yer alır.  $\Delta_D$ ,  $F$  ve  $\Delta_W$  daima aynı doğru üzerinde yer aldığı için artan geril akış oranı  $\Delta_W$  'yi azaltır. Bu değişme  $L_n / V_{n+1}$  oranının büyümesine  $\bar{L}_m / \bar{V}_{m+1}$  oranının azalmasına ve xy diyagramındaki operasyon eğrilerinin  $45^\circ$  'lik diagonele yaklaşmasına neden olur. Birkaç raf daha gereklidir ama  $QC$ ,  $QW$ ,  $L$ ,  $L$ ,  $V$  ve  $V$  artar, yoğuşturucu ve kazan yüzeyleri ile kolon kesit alanı da artmalıdır.



Şekil 2.5 Kaynama noktası altında besleme ve tüm yoğuşturucu

### 2.1.5 Toplam Geri Akış

$R = \infty$  olduğu zaman  $L_n / V_{n+1} = \bar{L}_m / \bar{V}_{m+1} = 1$  olur. Operasyon eğrileri  $xy$  üzerindeki  $45^\circ$  'lik doğru ile çakışır ve  $\Delta$  noktaları  $Hxy$  eğrisinde sonsuzluk yaratır ve gerekli raf sayısı minimum  $N_m$  olur. Bu Şekil 2.6'de gösterilmiştir. Bu, tüm kolonların kaynaması ve geri akış olarak üst rafa tüm distilatın geri dönmesiyle gerçekleşir ve bundan sonra kolona besleme durur.



Şekil 2.6 Toplam geri akış ve minimum raf

### 2.1.6 Minimum Geri Akış Oranı

Minimum geri akış oranı  $R_m$  istenen ayırmayı sağlamak için gerekli sonsuz sayıdaki raf demektir ve minimum kazan ısı yükü ve yoğuşturucu soğutma yüküne karşılık gelir. Şekil 2.7'a göre bağlantı doğruları bir dereceye kadar  $x = x_D$  ve  $x = x_w$  kesişim doğrularına ulaşacak şekilde çizilmiştir. Eğer  $\Delta_D$  K noktasında yer alırsa ters bağlantı doğruları ve k bağlantı doğrusundaki  $\Delta_D$  'ye ulaşan doğrular birbirleriyle çakışır ve kolonun üstünden k bağlantı doğrusuna varıncaya kadar sonsuz raf gerekir. Eğer  $\Delta_w$ , J noktasında yer alıyorsa yine



## 2.2 Çok Kademeli Raf İçeren Kolonlara McCabe-Thiele Yönteminin Uygulanması

Ponchon ve Savarit yönteminden daha az kesin bir yöntem olmasına rağmen bu yöntem detaylı entalpi verileri içermediği için daha kullanışlıdır. Eğer bu tip veriler parça parça bilgilerden yaklaşık olarak biliniyorsa Ponchon ve Savarit yönteminin kusursuzluğu bu durumda kaybolabilir. Çözelti ısılarının ve ısı kayıplarının büyük olduğu durumlar hariç McCabe Thiele yöntemi pekçok amaç için uygundur. Bu yöntem aslında “xy diyagramındaki operasyon doğrularının alınan veya ilave edilen akım noktaları arasında fraksiyonlayıcının herbir bölgesi için doğru olacağı” yaklaşımına dayanır.

Gerekli kabuller ve sınırlamalarla entalpi verilerine gerek duyulmadan raf sayısı, minimum geri akış ve minimum raf sayısını hesaplayabilir. En uçucu bileşenin sıvıdaki ve buhardaki kompozisyonuna göre denge eğrisi çizilir. Denge eğrisi ile operasyon doğruları arasında çizilen kademeler ile gerekli teorik raf sayısı bulunur [5].

### 2.2.1 Zenginleştirme Bölgesi; Tüm Yoğuşturucu Kaynama Noktasında Geri akış

Şekil 2.1a' da gösterildiği gibi beslemenin üzerindeki bir noktada yer alan fraksiyonlama bölgesini düşünelim. Yoğuşturucu kızgın buhardan tüm gizli ısıyı alır ama sıvıyı soğutmaz. Geri akış ve distilat bu nedenle kaynama noktasında sıvıdır ve  $y_1 = x_D = x_0'$ 'dir. Herbir raftan ayrılan sıvı  $L$  (mol/h) ve herbir rafa taşınan  $V$  (mol/h) sabit olduğundan genel bir basitleştirme varsayımı yapılırsa alt indislerin bu akımların kaynağı olarak tanımlanması gerekmez. Bileşimler değişecektir. Gösterilen raflar teorik raftır, bu nedenle n'inci raftaki buhar bileşimi  $y_n$  ile aynı rafı terk eden  $x_n$  sıvı bileşimi dengededir.  $x, y$  koordinatlarındaki  $(x_n, y_n)$  noktası bu nedenle denge eğrisi üzerinde yer alır.

Şekildeki bölge için toplam madde dengesi,

$$V = L + D = D(R + 1) \quad (2.20)$$

A bileşeni için,

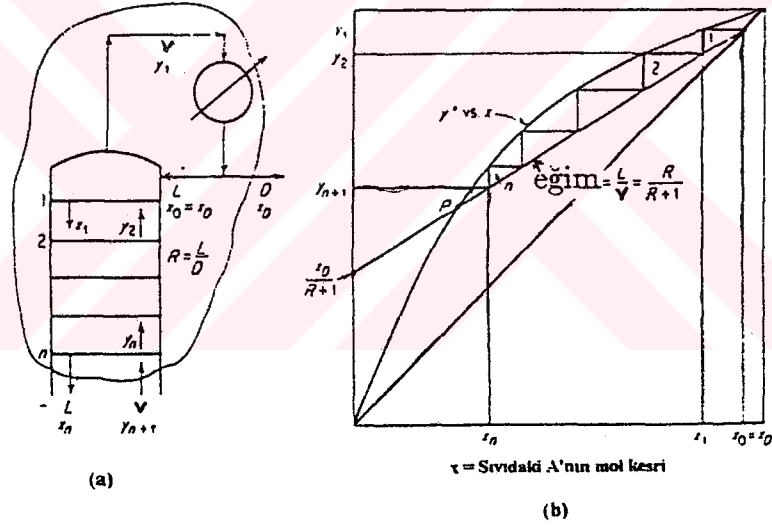
$$V y_{n+1} = L x_n + D x_D \quad (2.21)$$

zenginleştirme bölgesi operasyon hattı,

$$y_{n+1} = \frac{L}{V} x_n + \frac{D}{V} x_D \quad (2.22)$$

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1} \quad (2.23)$$

Bu  $L / V = R / R+1$  eğimli  $x, y$  koordinatlarındaki doğrunun eğimidir ve  $x_D / R+1$  ile bir  $y$  noktasında kesişir.  $x_n = x_D, y_{n+1} = x_D$  olduğunu gösterir, böylece doğru  $45^\circ$  lik diagonalde  $y = x = x_D$  noktasını geçer. Bu nokta ve  $y$  kesişim noktası doğrunun kolaylıkla çizilmesini sağlar. Bu çizim  $P$  noktasından daha uzakta tamamlanamaz. Bu şeklin denge eğrisinin çizilmesi sırasında kolonda basıncın sabit olduğu varsayılmıştır. Eğer gerekirse gerçek raf sayısı hesaplandıktan sonra raftan rafa basınç değişimi sağlanabilir ama bu deneme yanılma yöntemini gerektirir. çok düşük basınçlar altındaki çalışmalar için bu gerekli değildir.



Şekil 2.8 Zenginleşme bölgesi

### 2.2.2 Sıyırma Bölgesi

Şekil 2.8a' da şematik olarak gösterildiği gibi beslemenin hemen altındaki fraksiyonlama bölgesini düşünelim. Raflar yine teorik raftır. Raftan rafa akış hızları  $\bar{L}$  ve  $\bar{V}$  olup sabittir ama zenginleştirme bölgesindeki değerlere eşit olması gerekmez. Toplam madde dengesi,

$$\bar{L} = \bar{V} + W \quad (2.24)$$

A bileşeni için,

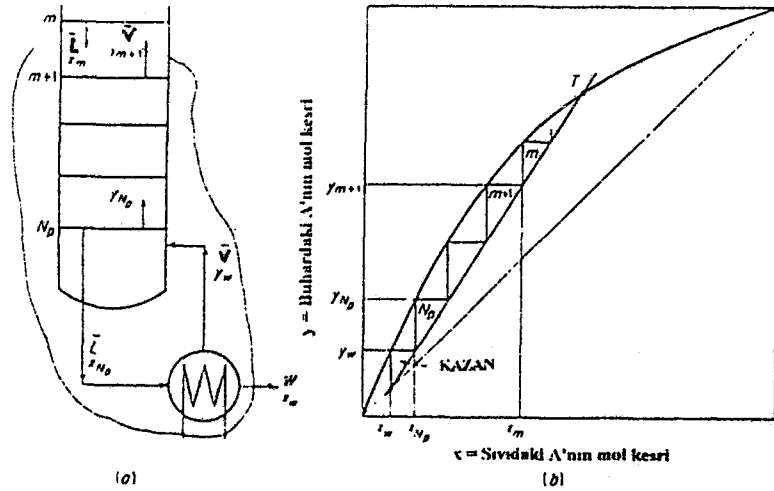
$$\bar{L} x_m = \bar{V} y_{m+1} + W x_w \quad (2.25)$$

çıkış bölgesi operasyon doğrusu eşitliği,

$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} x_m - \frac{W}{\bar{V}} x_w \quad (2.26)$$

$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{L} + W} x_m - \frac{W}{\bar{L} + W} x_w \quad (2.27)$$

şeklinindedir. Bu  $x_m = x_w$  ve  $y_{m+1} = x_w$  olduğu zaman  $45^\circ$  lik diagonalde  $y = x = x_w$ 'den geçen  $\bar{L}/W = \bar{L}(\bar{L} - W)$  eğimli bir doğrudur. Eğer  $y_w$  buhar  $x_w$  taban ürün ile dengede ise ilk basamak kazanı gösterir. Basamaklar T noktasında daha uzağa gidemez.



Şekil 2.9 Çıkış Bölgesi

### 2.2.3 Besleme Bölgesi

Daha önceden anlatılan yöntem; distilasyon zenginleşme bölgesinden çıkış bölgesine kadar geçen operasyon doğrularının eğimlerindeki değişimin beslemenin yerini nasıl etkileyeceğini hesaplamak için uygundu.

Beslemenin olduğu raftaki kolon bölgesini düşünelim (Şekil 2.9). Besleme, sıvı, buhar veya her ikisinden oluşan bir karışım olduğu için bu rafta sıvı ve buhar akımlarının miktarları ani olarak değişir. örneğin, besleme doygun sıvıysa ( $\bar{L}$ ), eklenen besleme sıvısının miktarıyla ( $L$ ) değerine ulaşır. Genel bağıntı bu bölgedeki toplam madde dengesi cinsinden,

$$F + L + V = \bar{V} + \bar{L} \quad (2.28)$$

ve entalpi dengesi için,

$$F H_F + L H_{L,f-1} + V H_{V,f+1} = \bar{V} H_{V,f} + \bar{L} H_{L,f} \quad (2.29)$$

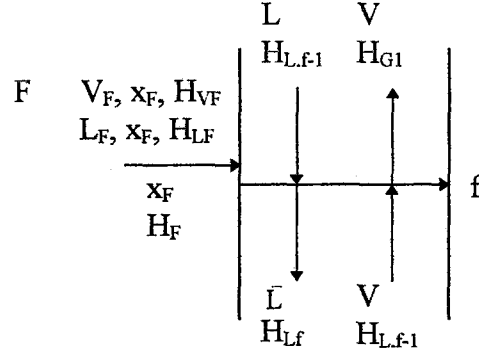
Kolondaki buhar ve sıvılar doygun haldedir ve bu bölgedeki doygun buharların molal entalpileri bir üst rafta sıcaklık ve bileşimdeki değişimler küçük olduğu için ona eşdeğerdir. Benzer durum doygun sıvıların molal entalpileri için de geçerlidir. öyle ki  $H_{V,f} = H_{V,f+1}$  ve  $H_{L,f-1} = H_{L,f}$  dir.

Böylece 2.29 eşitliği,

$$(\bar{L} - L)H_L = (\bar{V} - V)H_V + F H_F \quad (2.30)$$

eşitliği haline dönüşür. 2.28 eşitliği ile birleştirildiğinde ise,

$$\frac{\bar{L} - L}{F} = \frac{H_V - H_F}{H_V - H_L} = q \quad (2.31)$$



Şekil 2.10 Beslemenin girişi

yazılabilir.  $q$  değeri, 1 mol beslemenin  $H_F$  şartından doymuş buhar haline dönüşmesi için gerekli ısının  $H_V - H_L$  molal gizli ısısına bölünmesiyle elde edilir. Besleme kaynama noktasındaki sıvıdan kızgın buhara kadar değişen herhangi bir ısı şart altında kolona verilebilir. O zaman  $q$  değeri her bir durum için farklı olacaktır. Özel durumlar Tablo 2.1'de verilmiştir. 2.28 ve 2.31 eşitliklerinin birleşmesi sonucunda

$$\bar{V} - V = F(q - 1) \quad (2.32)$$

elde edilir.

İki operasyon doğrusunun kesim noktası çıkış bölgesi operasyon doğrusunun bulunmasında bize yardımcı olur. Bu aşağıdaki gibi hesaplanabilir. 2.32 ve 2.36 eşitlikleri rafa ait alt indisler kullanılmadan tekrar yazılırsa,

$$y_V = L x + D x_D \quad (2.33)$$

$$y_V = L x - W x_W \quad (2.34)$$

Tablo 2.1 Beslemenin ısı şartları

BESLEME ŞARTLARI	$V_F$	$L_f$	$H_{VF}$	$H_{LF}$	$H_F$	$q = \frac{H_V - H_F}{H_V - H_L}$	$\frac{q}{q-1}$
KN ALTINDA SIVI	0	F		$H_F$	$H_F < H_L$	$> 1.0$	$> 1.0$
DOYGUN SIVI	0	F		$H_F$	$H_L$	1.0	
SIVI BUHAR KARIŞIMI	$V_F$ $F = V_F + L_F$	$L_F$	$H_V$	$H_L$	$H_V > H_F > H_L$	$\frac{L_F}{F}$ $1.0 > q > 0$	$\frac{L_F}{L_F - F}$
DOYGUN BUHAR	F	0	$H_F$		$H_V$	0	0
KIZGIN BUHAR	F	0	$H_F$		$H_F > H_V$	$< 0$	$10 > \frac{q}{q-1} > 0$

birbirinden çıkartılırsa,

$$(\bar{V} - V)y = (\bar{L} - L)x - (W x_w + D x_D) \quad (2.35)$$

elde edilir. Daha sonra toplam madde dengesi,

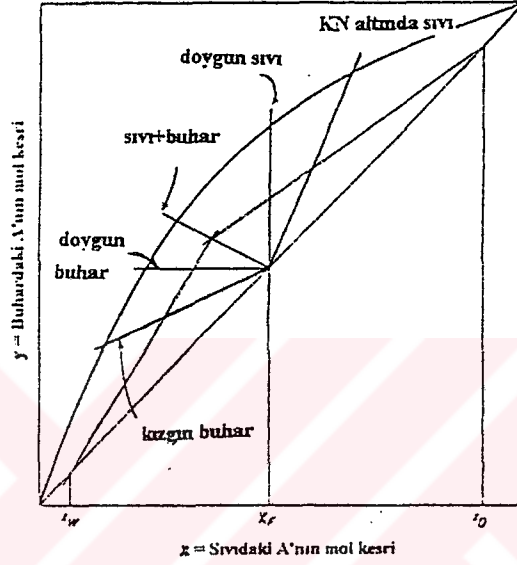
$$F x_F = D x_D + W x_w \quad (2.36)$$

yardımıyla 2.31, 2.32 ve 2.35 eşitliklerinden çıkartıldığında,

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} \quad (2.37)$$

elde edilir.

Bu,  $y = x_F$  olduğu için  $x = x_F$  olduğu zaman  $45^\circ\text{C}$ 'lik diagonal üzerinde  $x = y = x_F$  noktasından geçen ve eğimi  $q / q-1$  olan doğrudur. Yani operasyon doğrularının kesişim merkezidir.  $q / q-1$  eğiminin değişim aralığı Tablo 2.1'de verilmiş ve Şekil 2.11' de ise grafiksel olarak gösterilmiştir. Burada operasyon doğrusu kesişim noktası buhar ve sıvı karışımından oluşan beslemenin özel bir durumunu göstermektedir. Verilen bir besleme durumu için kolonun üzerindeki geri akış oranı otomatik olarak çıkış bölgesindeki sıvı/buhar oranını ayarlamaktadır.



Şekil 2.11 Besleme şartları için  $q$  doğrusu değişimi

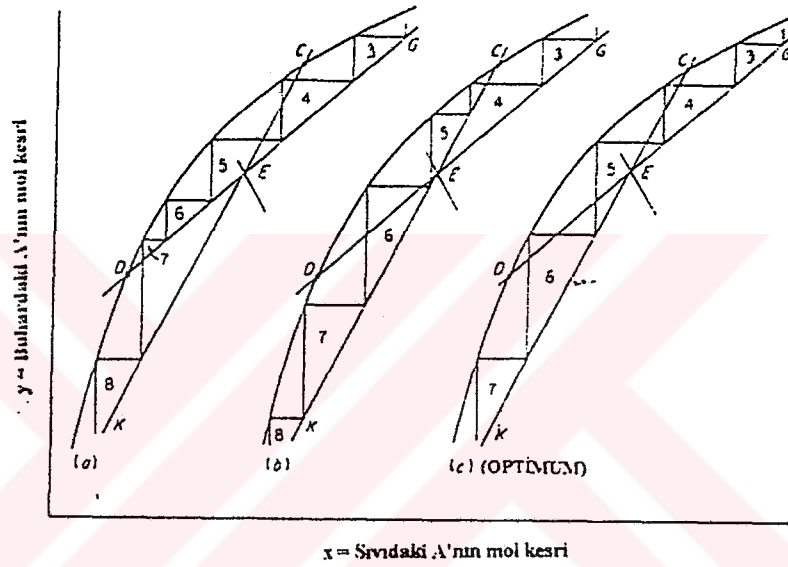
#### 2.2.4 Besleme Rafının Yeri

$q$  doğrusu çıkış doğrusunun basit bir şekilde grafiksel gösteriminde kullanılır ama iki operasyon doğrusunun kesişim noktasını kolonun zenginleştirme ve çıkış bölgeleri arasındaki sınır cinsinden tesbit etmek gerekli değildir. Buna rağmen en azından yeni bir kolonun tasarımında bazı toleranslar tanımak açısından beslemenin yeri önemlidir.

Şekil 2.12' de kısmen gösterilen ayırmayı düşünelim. Verilen bir besleme için  $x_F$  ve  $q$  doğrusu bellidir. Distilat ve taban ürünler için  $x_D$  ve  $x_W$  değerleri bellidir. Geri akış oranı da belliyse DV zenginleşme hattının yeri bellidir ve KC çıkış hattı E noktasındaki  $q$  doğrusundan geçmelidir. Eğer besleme üstten 9. rafta yer alıyorsa (Şekil 2.12a) DG doğrusu 1'inciden 6'ıncı rafa kadar kullanılmıştır, 7'inci rafın başlamasıyla KC doğrusu kullanılmalıdır. Yani besleme üstten 4'üncü rafa girerse (Şekil 2.12b) KC doğrusu 4'üncünün altındaki tüm raflar için kullanılacaktır. Bir operasyon doğrusundan diğerine giriş C ve D noktaları arasında yapılmalı

fakat bu sınırları arasında çalışılmalıdır. Eğer diyagramdaki basamaklar mümkün olduğu kadar geniş tutulursa veya geçiş Şekil 2.12c' de gösterildiği gibi operasyon doğrusunun kesim noktasını geçtikten hemen sonra gerçekleştirilirse toplam raf sayısı en az değerde olacaktır.

Mevcut kolon üzerinde yeni bir ayırma istendiğinde beslemenin yeri kolon duvarındaki mevcut delikler ile sınırlıdır. Operasyon doğrularının eğimi (veya geri akış oranı) ve ürün bileşimi beklenen raf verimi ve her bir bölgedeki gerçek raf sayısı ile kolonun iki bölgesindeki teorik raf sayılarını elde edecek şekilde deneme yanılmayla tekrar hesaplanmalıdır.

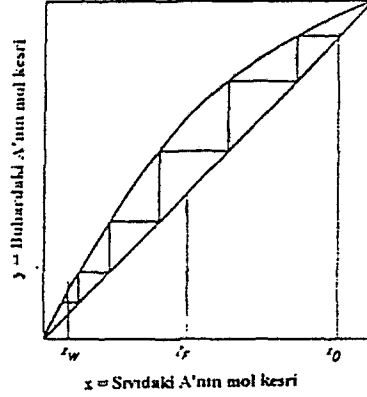


Şekil 2.12 Besleme rafının yeri

### 2.2.5 Tüm Geri Akış Oranı

Geri akış oranı  $R = L / D$  arttıkça  $L / V$  oranı da artar.  $R = \infty$  olduğu zaman  $L / V = 1$  dir ve kolonun iki bölgesine ait operasyon doğruları Şekil 2.13' de gösterildiği gibi  $45^\circ$  C'lik diagonelle çakışır. Pratikte bu distilatın tamamının kolona geri akış olarak geri dönmesi ve taban ürününün tekrar ısıtılması demektir. Böylece beslemenin akışı sıfır olur. Aksine, böyle bir durum verilen besleme hızı için sonsuz kaynatıcı ısıtma yükü ve yoğuşturucu soğutma yükü ile açıklanır. Operasyon doğruları artan geri akış oranı ile denge eğrisinden uzaklaşır, verilen bir

ayırımı sağlayacak teorik raf sayısı azalmaya başlar. Toplam geri akış için raf sayısı minimumdur ( $N_m$ ).



Şekil 2.13 Tüm geri akış ve minimum raf sayısı

### 2.2.6 Minimum Geri akış Oranı

Minimum geri akış oranı ( $R_m$ ), istenen ayırımı sağlamak için sonsuz sayıda rafa ihtiyaç duyar ve buna karşılık kazan ısı yükü ve yoğuşturucu soğutma yükü minimumdur. Şekil 2.14a' ya göre geri akış oranı arttıkça zenginleşme operasyon eğrisinin eğimi azalmaya başlar ve gerekli raf sayısı artar. MN operasyon eğrisi minimum geri akış oranına karşılık gelir ve kolonun bir ucundan N noktasına ulaşınca kadar sonsuz raf gereklidir. Şekil 2.14b' de gösterilen durumlarda minimum geri akış operasyon doğrusu zenginleşme bölgesindeki denge eğrisinin tanjantı olacaktır. Tüm sistemler daha uçucu bileşenin kritik şartına yakın bir noktada xy diyagramında yukarı doğru bir içbükeylik göstermektedir. Kolonun iki bölgesindeki sıvı/buhar oranlarının dayanışması nedeniyle çıkış bölgesindeki operasyon doğrusunun tanjantı Şekil 2.14c' de gösterildiği gibi minimum geri akış oranına karşılık gelecektir.

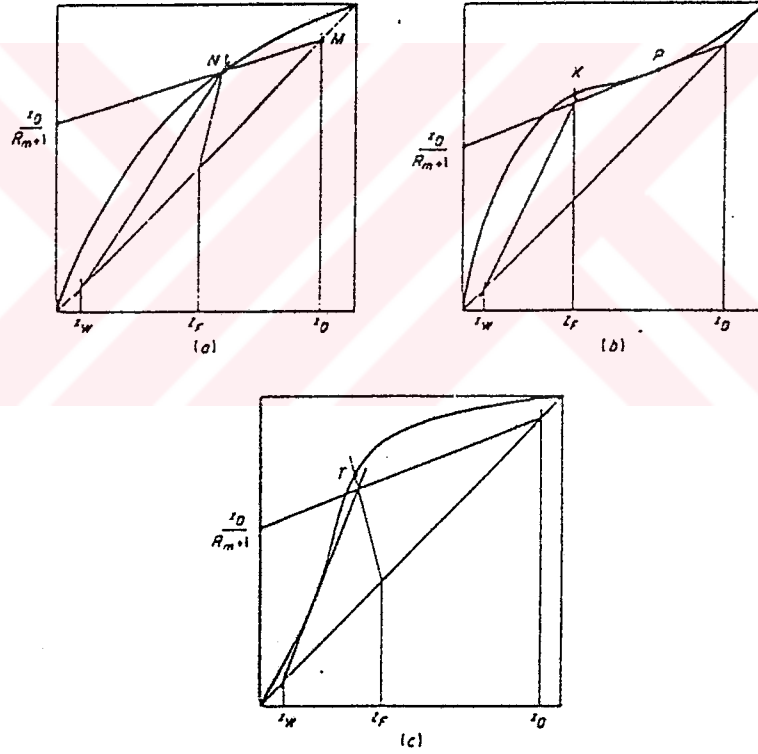
Denge eğrisi aşağı doğru içbükey olduğu zaman minimum geri akış oranı analitik olarak hesaplanabilir. Gerekli bağıntı 2.13 ve 2.27 eşitliklerinin birlikte çözülmesiyle q doğrusu ve

zenginleştirme bölgesi operasyon eğrisinin kesiştiği  $(x_a, y_a)$  koordinatlarında elde edilebilir.

2.13 eşitliğindeki raf sayısı hesabı azaldığı zaman bunlar,

$$x_a = \frac{x_D(q-1) + x_F(R+1)}{R+q} \quad y_a = \frac{Rx_F + qx_D}{R+q} \quad (2.38)$$

Minimum geri akış oranında ( $R_m$ ) bu koordinatlar (denge eğrisi üzerinde oldukları için) denge değerleridir. 2.39 eşitliğinden çıkartılırsa,



Şekil 2.14 Minimum geri akış oranı ve sonsuz raf

$$\alpha = \frac{y^* / (1 - y^*)}{x / (1 - x)} = \frac{y^* (1 - x)}{x (1 - y^*)} \quad 2.39$$

$$\frac{R_m x_F + q x_D}{R_m (1 - x_F) + q (1 - x_D)} = \frac{\alpha [x_D (q - 1) + x_F (R_m + 1)]}{(R_m + 1)(1 - x_F) + (q - 1)(1 - x_D)} \quad 2.40$$

elde edilir. Bu herhangi bir  $q$  değeri ve  $R_m$  için çözülebilir. Bu nedenle örneğin,

$$R_m = \begin{cases} \frac{1}{\alpha - 1} \left[ \frac{x_D}{x_F} - \frac{\alpha(1 - x_D)}{1 - x_F} \right] & q = 1 (\text{kaynama noktasında sıvı}) \\ \frac{1}{\alpha - 1} \left( \frac{\alpha x_D}{y_F} - \frac{1 - x_D}{1 - y_F} \right) & q = 0 (\text{yoğuşma noktasında buhar}) \end{cases}$$

Herbir durumda  $\alpha$ ,  $q$  doğrusu ve denge eğrisinin kesişiminde etkilidir.

### 2.3 Çok Bileşenli Kompleks Kolon Tasarımı

Bu yöntem, Hengstebeck yönteminin distilasyon kolonun ön tasarımı ve kolon performansının analiz yapmak için Kister tarafından geliştirmiş bir uyarlamasıdır [6].

Bu grafiksel işlemde çok beslemeli bir veya daha çok yan üretili, bir veya daha çok ısı uzaklaştırma noktası olan (örneğin; ara yoğuşturucu veya ara soğutucular), bir veya daha çok ısı ekleme noktası olan (örneğin; ara kaynatıcı) veya tüm karakteristiklerin bir karışımı olan distilasyon kolonları ele alınmıştır.

Bu işlemde, Hengstebeck işlemi gibi, bir çok bileşenli distilasyon sistemi bir eşdeğer ikilinin terimlerinde ve yalnızca anahtarlara dayanarak analiz edilmiştir. Likit içindeki ve buhar içindeki hafif anahtarın (anahtar bileşenin) eşdeğer mol 2.41a ve 2.41b eşitliği ile verilmiştir [7].

$$X_{e,LK} = X_{LK} / (X_{LK} + X_{HK}) \quad (2.41a)$$

$$Y_{e,LK} = Y_{LK} / (Y_{LK} + Y_{HK}) \quad (2.41b)$$

Sabit molar üst akım, ısı verme ve alma noktalarında hariç, bu işlemde Hengstebeck'indeki gibi farzedilmiştir[7].

Bu işlem (Hengstebeck'in türetmesine benzer bir yaklaşımla) Jenny tarafından geliştirilen yaklaşık ilişkilere dayanmaktadır. Buna bağlı olarak fraksiyonlayıcıda her bir bölümde, sınırlayıcı akış hızlarında hafif ve ağır anahtar olmayan bileşenler mevcuttur[6].

Her besleme için, bütün hafif anahtar olmayan bileşenler yükselen buharda ve bütün ağır anahtar olmayan bileşenlerde düşen sıvının içindedir. Fraksiyonlayıcının en üst ve en alt bölümleri için Jenny'nin yaklaşımı, için takip eden eşitliklerde verilmektedir.

$$I_1 = \sum_{i=1}^{n_{LNK}} \frac{d_i}{K_i / K_{HK} - 1.0} \quad (2.42a)$$

$$I'_{N+1} = \sum_{j=1}^{n_{HNK}} \frac{b'_j}{1.0 - K_j / K_{LK}} \quad (2.42b)$$

Jenny'nin yaklaşımını kompleks kolonlara uygulama onun tek beslemeli kolonlara uygulamadan biraz daha az doğru sonuç verir. Esas olarak bunun nedeni girişte beslenen veya ayrılan yan ürünlerde ardışık noktalar arasında basamakların daha az sayıda olmasıdır. Bununla beraber , bunların ikisinin esas amacı ve Hengstebeck yöntemi, uygun kolon tasarımı ve performansının analizi için bir yaklaşık çözüm sağlamaktadır.

Basit bir kolon için Hengstebeck yöntemi nasıl McCabe-Thiele yöntemi kompleks kolonlara genişletildiyse [8] buna benzer bir tarzda bir kompleks kolona da genişletilebilir. Kompleks fraksiyonlayıcı, herbiri bir karakteristik sıvı ve buhar akış hızına sahip olan (N+1) bölüme bölünür. Her iki ardışık bölüm arasındaki ayırım bir besleme noktasında, bir yan ürün geri çekilme noktasında veya bir ısı uzaklaştırma veya ısı ekleme noktasında meydana gelir.

### 2.3.1 Eşitliklerin Türetilmesi

Bir kompleks kolon birden fazla besleme girişi, bir veya daha çok yan ürün çıkışı, veya daha fazla ısı uzaklaştırma veya alma noktaları içerebilir.

2.43 - 2.50 eşitliklerindeki ifadeler Hengstebeck türetmesinin uygulaması ile geliştirilmiştir. Bir çok bileşenli sistem, Hengstebeck türetmesinde de olduğu gibi biri anahtar bileşenlerden oluşan bir eşdeğer ikiliye indirgenir.

Anahtar olmayan bileşenlerin her bölüm için ayrı ayrı kendi sınırlanan akış hızlarında, her bölümün buhar ve sıvısı içinde varolduğu farzedilir. Sınırlanan akış hızları Jenny 'nin yöntemi ile hesaplanır [6]. Geri akış ve basamaklar gerekli şekilde uyarlanmış McCabe-Thiele diyagramı ile hesaplanır.

### 2.3.2 Çoklu Beslemeler

İkili işlemde N tane besleme olan kolon (N+1) bölüme bölünür [8]. Bunların her biri bir karakteristik sıvı ve buhar akış hızına sahiptir. Çünkü bir besleme akımı kolona girdiğinde bu akışlar değişir ve komşu bölümler arasında paylaşım bir besleme noktasında meydana gelir.

Her bölümdeki toplam sıvı ve buhar akış hızları anahtar bileşenin ve anahtar olmayan bileşenin toplam akış hızlarından oluşur:

$$L_J = L_{e,J} + l_J + l'_J \quad (2.43^*)$$

$$V_J = V_{e,J} + v_J + v'_J \quad (2.44^*)$$

Jenny' nin yönteminde olduğu gibi, ağır olan bileşen altaki bölüme inerken, hafif anahtar olmayan bileşen her beslemenin üzerindeki bölüme yükselir ve (2.42a) eşitliği üst bölüme uygulanır.

Bölüm J nin altındaki kolon kısmı  $D - (F_1 + F_2 + \dots + F_{J-1})$  şeklindeki şekil 2.15a da gösterildiği gibi bir üst akıma sahip olan, kısmi bir kolon olarak gözönüne alınabilir. Eşitlik (2.42a) aşağıdaki eşitlikten gelir.

$$l_J = \sum_{i=1}^{n_{LNK}} \frac{d_i - \sum_{k=1}^{J-1} f_{k,i}}{K_i / K_{HK} - 1.0} \quad (2.45)$$

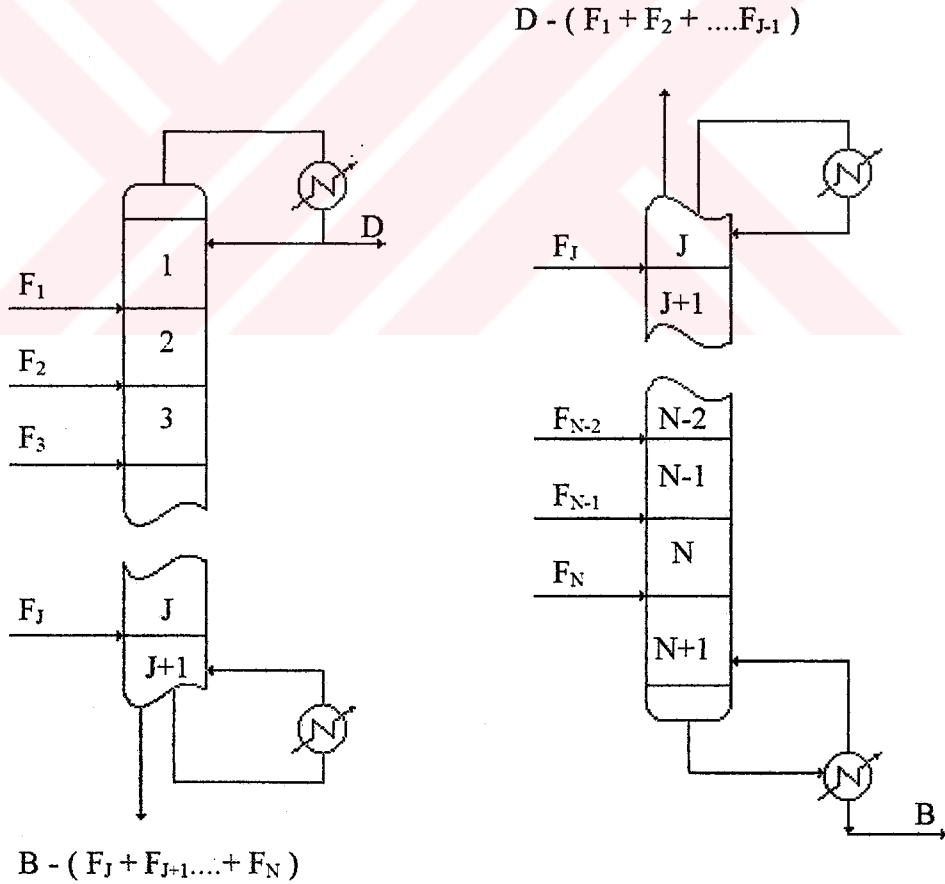
Benzer olarak (2.42b) eşitliği kolonun üst kısmına uygulanır [6]. Bölüm J nin üzerindeki kolon kısmı  $B - (F_J + F_{J+1} + \dots F_N)$  şeklinde şekil (2.15b)' de gösterildiği gibi bir alt akıma sahip olan kısmi kolon olarak göz önüne alınabilir. Kütle dengesi aşağıdaki gibi yazılabilir.

$$B - (F_J + F_{J+1} + \dots F_N) = (F_1 + F_2 + \dots F_{J-1}) - D$$

Bu yüzden burada (2.42b) şu hale gelir:

$$l'_J = \sum_{j=1}^{n_{HNK}} \frac{\sum_{k=1}^{J-1} f'_{k,j} - d'_i}{1.0 - K_j / K_{LK}}$$

$d' = 0$  olduğu için ağır anahtar olmayan bileşen beslemelerden inerken eşitlik şöyle olur:



**Şekil 2.15** Distilasyon kulesi taban ve baş kısma ayıran J bölümü

$$l_j = \sum_{j=1}^{n_{\text{HNK}}} \frac{\sum_{k=1}^{J-1} f'_{k,j}}{1.0 - K_j / K_{LK}} \quad (2.45b)$$

Bölüm J için sınırlanmış buhar akış hızı kütle dengesi ile bulunur.

$$v_J = d + l_J - \sum_{k=1}^{J-1} f_k \quad (2.46a)$$

$$v_J = \sum_{i=1}^{n_{\text{LNK}}} \frac{d_i - \sum_{k=1}^{J-1} f_{k,i}}{1.0 - K_{\text{HK}} / K_i}$$

Benzer olduğu için  $d'=0$  alınarak

$$v'_J = l'_J - \sum_{k=1}^{J-1} f'_k \quad (2.46b)$$

$$v'_J = \sum_{j=1}^{n_{\text{HNK}}} \frac{\sum_{k=1}^{J-1} f'_{k,j}}{K_{LK} / K_j - 1.0}$$

Anahtar bileşenlerin eşdeğer ikili sistemleri için ifadeleri,

Sıvı akış hızı:

$$L_{e,J} = R_e D_e + \sum_{k=1}^{J-1} q_{e,k} F_{e,k} \quad (2.47)$$

Buhar akış hızı:

$$V_{e,J} = (R_e + 1) D_e + \sum_{k=1}^{J-1} (q_{e,k} - 1) F_{e,k} \quad (2.48)$$

Operasyon doğrusu:

$$y_e = \frac{L_{e,J}}{V_{e,J}} X_e + \frac{D_e X_{e,D} + \sum_{k=1}^{J-1} Z_{e,k} F_{e,k}}{V_{e,J}} \quad (2.49)$$

q doğrusu:

$$y_e = \frac{q_{e,J}}{q_{e,J} - 1} X_e + \frac{Z_{e,J}}{q_{e,J} - 1} \quad (2.50)$$

Operasyon doğrusu ile 45° lik diyagonal doğrunun kesişim noktası:

$$x_{e,int} = \frac{\sum_{k=1}^{J-1} (F_{e,k} Z_{e,k}) - D_e x_{e,D}}{\sum_{k=1}^{J-1} (F_{e,k}) - D_e} \quad (2.51)$$

Operasyon doğrusunun y eksenini kesim noktası:

$$y(0) = \frac{x_{e,D} - \sum_{k=1}^{J-1} \left[ (F_{e,k} / D_e) Z_{e,k} \right]}{(R_e + 1) + \sum_{k=1}^{J-1} \left[ (F_{e,k} / D_e) (q_{e,k} - 1) \right]} \quad (2.52)$$

Yukarıdaki eşitlikleri uygulamak için  $q_e$  ifadesine gerek duyulur. Bu ifade şöyle türetilir.

Anahtar bileşenlerin eşdeğer ikili sistemi için  $(q_{e,J})$  [6]' da verilmiştir.

$$q_{e,J} = (L_{e,J+1} - L_{e,J}) / F_{e,J} \quad (2.53)$$

Eşitlik 2.43 ü eşitlik 2.53 de yerine koyulursa, eşdeğer beslemenin 1 kmolu ile belirtilen sıvının, eşdeğer kmolu için ifadeyi verir.

$$q_{e,J} = \frac{(L_{J+1} - L_J) - (I_{J+1} - I_J) - (I'_{J+1} - I'_J)}{F_{e,J}} \quad (2.54)$$

Bununla birlikte tanımlama ile;

$$L_{J+1} - L_J = q_J F_J \quad (2.55)$$

Eşitlik 2.55a dan :

$$l_{J+1} - l_J = \sum_{i=1}^{n_{LNK}} \frac{-f_{J,i}}{K_i / K_{HK} - 1.0} \quad (2.56)$$

Benzer olarak 2.55b den :

$$l'_{J+1} - l'_J = \sum_{j=1}^{n_{HNK}} \frac{f'_{J,j}}{1.0 - K_j / K_{LK}} \quad (2.57)$$

ve eşitlik 2.55, 2.57 ye konursa:

$$q_{e,J} = \frac{q_J F_J + \sum_{j=1}^{n_{HNK}} \frac{f_{J,j}}{K_i / K_{HK} - 1.0} - \sum_{j=1}^{n_{HNK}} \frac{f'_{J,j}}{1.0 - K_i / K_{LK}}}{F_{e,J}} \quad (2.58)$$

Bunlara eklenecek diğer ilişkiler ise geri akış oranı ile eşdeğer ikili geri akış oranının tanımlamalarıdır.

$$R = L_1 / D \quad (2.59)$$

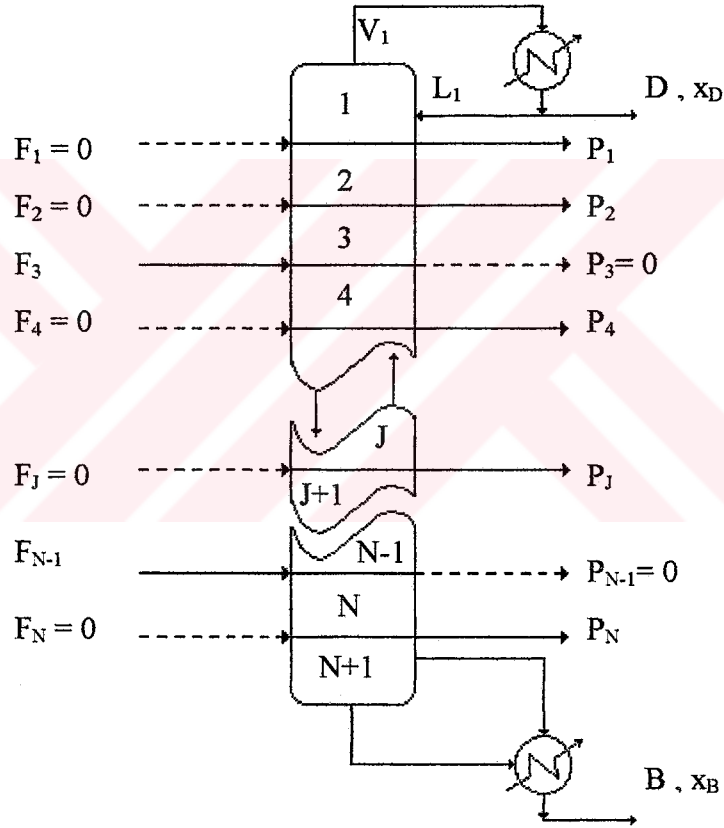
$$R_e = L_{e,1} / D_e \quad (2.60)$$

Bundan sonra bir ikili sistem için yapılan McCabe Thiele diyagramı gibi, aynı mantıkla eşdeğer, ikili sistem için bir Hengstebeck diyagramı çıkarılabilir. Eşitlik 2.43 ve 2.46 ile eşdeğer ikili akımlardan gerçek akımlar hesaplanabilir.

### 2.3.3 Bir Veya Daha Çok Ürün

Şekil 2.16’te birden fazla besleme yapılan ve birden yan ürün üreten bir kolon şematik olarak gösterilmektedir. Kolon her biri karakteristik sıvı ve buhar akımlarına sahip olan  $N+1$  tane bölüme bölünmüştür. Bu akımlar bir besleme akımı kolona girdiği veya bir ürün kolondan ayrıldığı zaman değişir.

Bir ikili sistemi türetirken sistemin ayrılan her kısmı bölüm olduğu farzedilir yani bir besleme akımı girer ve ürün çekilir. Fiziksel olarak eğer bir bölüm besleme noktasında meydana gelirse, ürün çıkış hızı bu noktada sıfırdır (örneğin, Şekil 2.16 deki 3. ve  $(N-1)$ . bölümler).



Şekil 2.16 Birden çok beslemeli ve yan ürün çıkışlı  $N+1$  bölümlü kompleks kolon

Eğer ürünün çekildiği noktada meydana gelirse besleme akım hızı bu noktada sıfırdır (örneğin; Şekil 2.16 deki 1.,2.,3.,J. ve N. bölümler) Türetme yan ürünü olmayan çok beslemeli kolonlarıki ile benzerdir.

Eşitlik 2.43 ve 2.44 direk olarak bir veya daha çok yan ürünlü duruma uygulanabilir.

Jenny' nin yöntemini takiben, aşağıdaki bölüm J kolon kısmı,  $D - (F_1 + F_2 + \dots + F_{J-1}) + (P_1 + P_2 + \dots + P_{J-1})$  in bir üst akış hızına sahip olan bir kısmi kolon olarak göz önüne alınabilir . Bu yüzden eşitlik 2.45a tekrar yazılabilir[6]:

$$l_J = \sum_{i=1}^{n_{LHK}} \frac{d_i - \sum_{k=1}^{J-1} f_{k,i} + \sum_{k=1}^{J-1} p_{k,i}}{K_i / K_{HK} - 1.0} \quad (2.61a)$$

Aynı yaklaşımla bir benzer eşitlik, eşitlik 2.45b için de tekrar yazılabilir.

$$l'_J = \sum_{i=1}^{n_{HKK}} \frac{\sum_{k=1}^{J-1} f_{k,i} - d_i - \sum_{k=1}^{J-1} p_{k,i}}{1.0 - K_i / K_{LK}} \quad (2.61b)$$

Kütle dengesi ile

$$v_J = d + l_J - \sum_{k=1}^{J-1} f_k + \sum_{k=1}^{J-1} p_k \quad (2.62a)$$

$$v'_J = l'_J - \sum_{k=1}^{J-1} f'_k + \sum_{k=1}^{J-1} p'_k \quad (2.62b)$$

Eşitlik 2.61a ve 2.61b, eşitlik 2.62a ve 2.62b' de yerine konur:

$$v_J = \sum_{i=1}^{n_{LHK}} \frac{d_i - \sum_{k=1}^{J-1} f_{k,i} + \sum_{k=1}^{J-1} p_{k,i}}{1.0 - K_{HK} / K_i} \quad (2.63a)$$

$$v_J = \sum_{j=1}^{n_{\text{HNK}}} \frac{\sum_{k=1}^{J-1} f'_{k,i} - \sum_{k=1}^{J-1} p'_{k,i}}{K_{\text{LK}} / K_j - 1} \quad (2.63b)$$

$Q_j$  miktarı  $q_j$  ye benzerdir; ürünün kmolü başına ürün  $P_j$  nin ürün çekilme noktasında ayrılan sıvının kmol sayısı ile sınırlanan  $Q_j$  miktarıdır. Benzer olarak,  $(Q_{e,j})$  de  $(q_{e,j})$  ye benzerdir ve eşitlik 2.53 deki benzer bir ifade ile tanımlanır.

$$Q_{e,J} = (L_{e,J+1} - L_{e,J}) / P_{e,J} \quad (2.64)$$

Eşitlik 2.43, 2.64e konur:

$$Q_{e,J} = \frac{(L_{J+1} - L_J) - (l_{J+1} - l_J) - (l'_{J+1} - l'_J)}{P_{e,J}} \quad (2.65)$$

Tanımlama ile de;

$$L_{J+1} - L_J = Q_J P_J \quad (2.66)$$

Eşitlik 2.61a dan

$$l_{J+1} - l_J = \sum_{i=1}^{n_{\text{HNK}}} \frac{-f_{J,i} + p_{J,i}}{K_i / K_{\text{HK}} - 1} \quad (2.67)$$

Benzer olarak eşitlik (61b)'den ;

$$l'_{J+1} - l'_J = \sum_{j=1}^{n_{\text{HNK}}} \frac{f'_{J,j} - p'_{J,j}}{1.0 - K_j / K_{\text{LK}}} \quad (2.68)$$

Eşitlik 2.66 - 2.68' i eşitlik 2.65' de yerine koyarsak ve Bölüm J'de,  $f_{j,i}$  ve  $f'_{j,j}$  minimum tüm bileşenler için sıfır olduğunu düşünürsek:

$$Q_{e,J} = \frac{Q_J P_J - \sum_{j=1}^{n_{HK}} \frac{P_{J,j}}{K_j / K_{HK} - 10} + \sum_{j=1}^{n_{HK}} \frac{P'_{J,j}}{10 - K_j / K_{LK}}}{P_{e,J}} \quad (2.69)$$

Anahtar bileşenlerin eşdeğer ikili sistemi için ifadeler bir ikili karışım için üretilenlerle aynıdır. Bu yüzden her yan ürün,  $P_{e,k}$  aşağıdaki gibi işlem gördüğünde eşitlik 2.47 - 2.52 uygulanır.

$$\begin{aligned} P_{e,k} &= -F_{e,k} \\ U_{e,k} &= Z_{e,k} \\ Q_{e,k} &= q_{e,k} \end{aligned} \quad (2.70)$$

Eşitlik 2.61 - 2.69 karşılıklı çok beslemeli eşitliklerle aynıdır. Eğer her yan ürün için ise:

$$\begin{aligned} p_k &= -f_k \\ p'_k &= -f'_k \\ P_k &= -F_k \\ u_k &= Z_k \\ Q_k &= q_k \end{aligned} \quad (2.71)$$

#### 2.3.4 Verilen Ya da Alınan Isı

Ne ısı verme ne de ısı alma anahtar olmayan bileşenlerin akış hızlarını sınırlamayı etkiler, ikisi de yalnız eşdeğer ikilinin terimlerinde kullanılabilir. Bu ikili sistem türetme ile benzerdir.

Bu yüzden ısı uzaklaştırma, eş zamanlı bir besleme akımı ekleme ve sadece eşdeğer ikili içeren bir yan ürün uzaklaştırma olarak dikkate alınabilir. Bu yüzden her ısı uzaklaştırma kaynağı  $k$  ve  $k'$  olarak iki eş zamanlı bölüm olarak istenmiştir ve bir ikili sistem için geliştirilen eşitlikler aşağıdaki gibi uygulanır [6].

$$\begin{aligned}
F_{e,k} &= \Delta H / H_V \\
q_{e,k} &= 1 \\
Z_{e,k'} &= \text{Kolondan ayrılan(veya giren akımın kompozisyonu)}
\end{aligned}
\tag{2.72a}$$

$$\begin{aligned}
P_{e,k'} &= -F_{e,k} \\
Q_{e,k} &= 0 \\
Z_{e,k'} &= Z_{e,k}
\end{aligned}
\tag{2.73a}$$

Benzer olarak ısı vermek k ve k' olarak iki eş zamanlı bölümde işlenmiştir ve ikili sistem eşitlikleri eşdeğer ikiliye uygulanır:

$$\begin{aligned}
F_{e,k} &= \Delta H / H_V \\
q_{e,k} &= 0 \\
Z_{e,k} &= \text{Kolondan ayrılan(veya giren akımın kompozisyonu)}
\end{aligned}
\tag{2.72.b}$$

$$\begin{aligned}
P_{e,k'} &= -F_{e,k} \\
Q_{e,k} &= 1 \\
Z_{e,k'} &= Z_{e,k}
\end{aligned}
\tag{2.73b}$$

$$\begin{aligned}
f_k &= -p_{k'} = 0 \\
f'_k &= -p'_{k'} = 0 \\
F_k &= -P_{k'} = F_{e,k} \\
Z_k &= -u_{k'} = \text{Kolondan ayrılan(veya giren akımın kompozisyonu)} \\
q_k &= Q_{k'} = q_{e,k}
\end{aligned}
\tag{2.74}$$

Şunu belirtmek gerekir ki, ısı alma veya ısı verme noktasında materyalin dış akış veya iç akış yoktur. Bu yüzden q doğrusu [6], bölüm için minimum geri akışı saptamakta kullanılamaz.

### 2.3.5 Yöntem Sırası ve Minimum Geri Akış

Aşağıdaki işlem yolu ile çok bileşenli kompleks distilasyon kolonu için minimum geri akış grafiksel olarak hesaplanabilir. Her bölüm (raf) için minimum geri akış hesaplandıktan sonra hesaplanan değerler Yaws tarafından tavsiye edilen yöntem ile karşılaştırılabilir[6-9].

En büyük değer incelenen kolon için minimum geri akış olarak alınır. Bu raftaki karşılıklı minimum sıvı akışı 2.43 ve 2.47 eşitlikleri ile hesaplanabilir.

Optimum bir sıvı akışı elde etmek için sıvı akışı belirli bir faktör ile (genellikle 1.05 - 1.3) çarpılabilir. Sıvı akışı eşitlik 2.47 'ye tekrar yerleştirilebilir ve gerçek geri akış oranı hesaplanır.

Bu oran saptandıktan sonra operasyon doğruları eşitlik 2.50 - 2.52 kullanılarak çizilebilir ve raf sayısı bilinen basamak yöntemi ile grafiksel olarak bulunabilir.

Minimum geri akış aşağıdaki gibi hesaplanabilir:

1) Var olan her yan akım için anahtar olmayan bileşenlerin fraksiyonunun hesaplanması gerekir. Bu fraksiyon yan akımın üstündeki ve altındaki bölümlerde bulunan anahtar olmayan bileşenlerin sınırlı akışlarının bir fonksiyonudur. Bu sınırlı akışlar 2.45a, 2.45b, 2.46a, 2.46a ve 2.46b eşitlikleri kullanılarak hesaplanabilir.

Çekilen yan akım noktasındaki toplam sıvı ve buhar akışı eşitlik 2.43 ve 2.44 ile bir geri akış oranı tahmin edilerek hesaplanır. Kolonun üst ve alt ürünlerinin mukayesesinde yan ürün fazla olmadıkça tahmin edilen geri akış oranının doğruluğu önemsizdir.

2) Eğer ısı alma ve verme kaynakları mevcut ise eşitlik 2.43 yardımı ile ve tepsi karışımının gizli ısısı kullanılarak  $F_{e,k}$  bulunur.

3) Her bölümdeki her hafif anahtar olmayan bileşen  $i$  ve her ağır anahtar olmayan  $j$  için şu ifadeler bulunur:

$$\frac{f_{J,i}}{K_i / K_{HK} - 10}, \frac{f_{J,j}}{10 - K_J / K_{LK}}, \frac{f_{J,i}}{10 - K_{HK} / K_i}, \frac{f_{J,j}}{K_{LK} / K_j - 10}$$

Yan ürünler ve ısı alışverişi için eşitlik 2.71 ve 2.74 kullanılmıştır.

4) Eşitlik 2.58 yardımı ile her  $J$  bölümü için  $q_{e,J}$  değeri üçüncü basamakta bulunan değerleri kullanarak hesaplanır. Yan ürünler ve ısı alışverişi için 2.70 ve 2.74 eşitlikler kullanılır.

5) Eşdeğer anahtar bileşen terimleri ( $x_e, y_e$ ) ile bir denge diyagramı çizilir.

Eğer anahtar bileşenlerin relatif uçuculuğu bir kolonun sonundan diğerine bir farklılık gösteriyor ise tek beslemeli kolonlar için Hengstebeck tarafından tavsiye edilen işlem izlenebilir. Eğer yapılacak olan işlem bu ise geri akış oranı tahmin edilmelidir ve sınırlanan akışlar 1. basamaktaki gibi hesaplanır. Çünkü denge eğrisi geri akış oranının normal olarak basit bir fonksiyonudur [6] ve bu yüzden tahmin edilen geri akış oranının doğruluğu önemsizdir.

6) 2.41a eşitliği kullanılarak her besleme için ve 2.70 eşitliği kullanılarak her yan ürün için eşdeğer besleme kompozisyonu  $Z_{e,J}$  hesaplanır.  $q_{e,J}/(q_{e,J-1})$  şeklinde 2.10 eşitliğinde verilen eşdeğer  $q$  doğrusunun eğimi de hesaplanır.

7) 45°'lik diyagonal eğri üzerinde her besleme kompozisyonu,  $Z_{e,J}$  (6. adım) işaretlenir. Her besleme ve yan ürünü için bulunan bu noktada  $q_{e,J}/(q_{e,J-1})$  eğimli bir doğru çizilir. Bu eşdeğer  $q$  doğrusu ile denge doğrusunun kesişimi bulunur.

8) Her besleme, yan ürün ve ısı alış veya verisi için  $X_{e,int}$  hesaplanır. Her bölüm için operasyon doğrusunu ve 45°'lik diyagonal doğrunun kesişme noktası 2.51 eşitliği kullanılarak bulunur.

9) 1. bölüm (raf) için  $q$  doğrusu ve denge eğrisinin (adım 7) kesişme noktasından, 45°'lik diyagonalde bulunan (8. adım) her bir  $X_{e,int}$  'e düz bir doğru çizilir. Bu doğru, 1. bölüm için minimum geri akış operasyon doğrusu elde edilir. Her bölüm için operasyon doğrusunun  $y$  ekseninde,  $y_e(0)$  kayımı grafiksel olarak saptanır.

Isı alma ve verme noktaları için  $q$  doğrusu yoktur. Bu durumlarda,  $q$  doğrusu ile denge eğrisinin kesişme noktası yerine denge eğrisi üzerinde ısı alış veya ısı veriş katında ayrılan sıvı ve buhar akımların eşdeğer kompozisyonunu gösteren nokta kullanılır.

10) 9. basamakta grafiksel olarak bulunan  $y_e(0)$  değerini kullanarak, 2.52 eşitlik yoluyla her bölüm için  $R_{min}$ , minimum geri akış hesaplanır. Hesaplanan en büyük  $R_{min}$  değeri eşdeğer minimum geri akış oranıdır.

Bundan sonraki basamaklarda bölüm(raf) sayısı hesaplanmaktadır:

11) Dizayn kriterlerine göre, minimum geri akış oranı en büyük değerden gerçek geri akış hızı saptanır.

12) Gerçek geri akış oranı kullanılarak, 2.52 eşitliği yoluyla her bölüm için gerçek  $y_e(0)$  düzeltilmesi bulunur. Bu bölüm için  $[x_e = 0, y_e(0)]$  noktası  $X_{e,int}$  ile birleştirilir. (8.adım)

Bu bölüm için operasyon doğrusu şekillenmiştir. Ardarda iki operasyon doğrusunun herbirinin ayrı ayrı  $q$  doğrusundaki kayımı kontrol edilir.

13)  $45^\circ$ 'lik diyagonal eğri üzerindeki 1. bölüm için  $X_{e,int}$  noktasından başlayarak bilindiği gibi basamaklar çizilir. Basamakların sayısı, besleme ve yan ürün yerleşimleri ve ısı alma ve verme noktalarının yerleşimleri saptanır.

14) 2.43, 2.44, 2.59 ve 2.60 eşitlikleri kullanılarak kolondaki gerçek akımlar hesaplanır.

## 2.4 Fenske Underwood Gilliland (F-U-G) Metodu :

Fenske Underwood eşitliklerinin Gilliland korelasyonunda kullanılması distilasyon kolonları için kestirme bir dizayn yöntemi oluşturmaktadır. Fenske eşitliği, minimum raf sayısının ( $N_m$ ) hesaplanması, Underwood eşitliği ise daha önceden tahmin edilmiş olan üst akım bileşimine karşılık gelen minimum riflaks değerini ( $R_m$ ) bulmakta kullanılır. Bulunan bu teorik  $N_m$  ve  $R_m$  değerlerinin yardımı ile Gilliland korelasyonu kullanılarak  $N$  ve  $R$  değerleri bulunabilmektedir[10]. Çok bileşenli destilasyon kolonlarında tasarım için, bir önceki konuda olduğu gibi anahtar bileşenler kullanılarak eşdeğer ikili bileşenler cinsinden hesaplama yapılabilmektedir.

### 2.4.1 Fenske Eşitliği.

Fenske tüm riflaks denkliği ; tüm kondenser söz konusu olduğunda

$$\begin{bmatrix} x_i \\ x_r \end{bmatrix}_D = \alpha_i^{N_m} \begin{bmatrix} x_i \\ x_r \end{bmatrix}_B \quad (2.75)$$

$x_i$  = referans bileşenin derişimi

$N_m$  = Isıtıcı dahil, minimum raf sayısı

$x_r$  = İstenilen "i" bileşenin derişimi

şeklinde yazılabilir.

Bu eşitliğin geçerli olduğu durumlarda sıvı tepe ürününden söz edilmektedir. Kısmi kondenserin söz konusu olduğu durumlarda ise kondenser de bir kademe olarak düşünüleceğinden kademe sayısı bir artacaktır ve kısmi kondenserden buhar fazda bileşim elde edilecektir.

$$\frac{y_i}{y_r} = \alpha_i^{N_m} \frac{x_i}{x_r} \quad (2.76)$$

Genel olarak minimum raf sayısı hesaplamalarında  $N_m$  değeri aşağıdaki denklik yardımıyla hesaplanabilmektedir.

$$N_m = \frac{\log \left[ \left( \frac{D \cdot x_D}{B \cdot x_B} \right)_i \left( \frac{B \cdot x_B}{D \cdot x_D} \right)_r \right]}{\log \alpha_i} \quad (2.77)$$

$i$  ; herhangi bir bileşeni,  $r$  ise keyfi olarak seçilmiş referans bileşeni temsil etmek üzere

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r} = \frac{y_i \cdot x_r}{y_r \cdot x_i} \quad (2.78)$$

şeklinde verilmektedir.

(2.75) ve (2.76) eşitlikleri kısmi kondenserden hem bir buhar hem de bir sıvı tepe ürünün alındığı kolon için kullanılabilir.

Eşitlikler kesin olmakla birlikte her bir bileşen için her bir raftaki değerleri bilinmedikçe tam olarak kullanılamazlar. Bu nedenle gerçek  $\alpha$  değerlerinin hesabı mutlaka yapılmalıdır. Ancak hesaplamalar her raf için teker teker yapılmadıkça kesin değerlere ulaşmak mümkün değildir. Bundan dolayı pratik hesaplamalarda her bileşen için ortalama  $\alpha$  değeri hesabına gidilmelidir. Bu tür hesaplamalar genelde aşağıdaki iki eşitlikle ifade edilmektedir.

$$\alpha = (\alpha_{\text{tepe}} \alpha_{\text{dip}})^{1/2} \quad (2.79 \text{ a})$$

$$\alpha = (\alpha_{\text{tepe}} \alpha_{\text{orta}} \alpha_{\text{dip}})^{1/3} \quad (2.79 \text{ b})$$

Eğer kolonun ortası için  $\alpha$  değerlerinin tahmini yapılamıyorsa aritmetik ortalama ile hesaplama yolu seçilmelidir.

$\alpha$  değerlerinin bulunması iterasyon hesaplamalarına dayanmaktadır. Yapılan denemelerle elde edilen  $\alpha$  değerleri sabit kalıncaya kadar yani hesaplama işlemleri son basamaklarda denemeden denemeye değişiklik göstermeyene kadar devam etmeli ve elde edilen bağıl uçuculuk değeri,  $\alpha$ , gerçek değer olarak kullanılmalıdır.

#### 2.4.2 Underwood Minimum Riflaks Eşitliği.

İki bileşeni birbirinden kesin olarak ayırmak için teorik olarak gereken sonsuz kademe sayısı söz konusu olduğunda, distilasyon kolonu "Minimum Riflaks altında çalışıyor" şeklinde tanımlanabilir.

Sonsuz kademe sayısından söz ediliyor ise kolon içinde buhar ve sıvı bileşimlerinin kademedan kademeye değişmediği en az bir sabit bileşimli bölge olmalıdır. Çok bileşenli sistemlerde kolonun hem rektifikasyon hem de sıyırma kısımlarında sabit bileşimli bölgeler oluştuğunda minimum - riflaks olayından söz edilebilir.

Underwood eşitlikleri, çok bileşenli bir besleme içindeki iki anahtar komponentin belirlenmiş bir düzeyde ayrılması işlemine karşılık gelen minimum riflaksı tahmin etmek üzere geliştirilmişlerdir.

Bu eşitlikler ;

$$\sum_i \left( \frac{\alpha_i \cdot (x_{i,D})_m}{\alpha_i - \theta} \right) = R_m + 1$$

ve

$$\sum_i \left( \frac{\alpha_i \cdot (x_{i,F})_m}{\alpha_i - \theta} \right) = R_m + 1 \quad (2.80)$$

şeklinde verilmektedirler.

$\alpha_i$  değerleri (2.78) numaralı denklemden hesaplanabilmekte,  $R_m$ ; minimum riflaks oranı  $(L_{N+1}/D)_{\min}$ , ve  $q$ ; beslemenin termal durumunu göstermektedir.  $x_{i,F}$  değerleri besleme bileşiminde verilmektedir.  $\theta$  değeri ise (2.80) numaralı eşitliğin köküdür ve  $\alpha_{hk}$ ,  $\alpha_{lk}$  olarak gösterilen ağır ve hafif anahtar bileşenlerin bağıl uçuculukları arasında bir değer alır. Bu değer (2.80) numaralı denklem üzerinden yapılacak olan bir iterasyonla hesaplanabilmektedir. Hesaplama hususunda bilinmesi gereken bir diğer parametre ise  $x_{i,D}$  değerleri olmalıdır. (2.80) numaralı denklemin hesaplanmasında kullanılan tepe ürün bileşimi minimum riflakstaki  $x_{i,D}$  lerin toplamı olacaktır.

$x_{i,D}$  değerleri minimum geri akış sırasında "i" bileşenin baş üründeki derişimlerini ifade etmektedir.

### 2.4.3 Gilliland Korelasyonu

Minimum kademe sayısı ve minimum riflaks değerlerinden yola çıkılarak gerçek denge kademe sayısı ve gerçek riflaks oranına ulaşmak üzere geliştirilmiş olan bir korelasyondur.

Bu korelasyonda kullanılan  $N_m$  değerleri Fenske eşitliği,  $R_m$  değerleri ise Underwood minimum riflaks yöntemi ile türetilmiş olan değerlerdir. Yapılan dizayn çalışmalarında genelde ekonomiyi sağlayabilmek açısından gerçek riflaks değeri minimum riflaksın 1,2 - 1,5 katı olarak alınmaktadır.

Gilliland korelasyonunu grafiksel veya analitik çözümlerle ifade etmek mümkündür. Analitik çözüm aşağıda verilmiştir.

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 1 - \exp \left[ \frac{1 + 54.4\Psi}{11 + 117.2\Psi} * \frac{\Psi - 1}{\Psi^{0.5}} \right] \quad (2.81)$$

$$\Psi = (R - R_m) / (R + 1) \quad (2.82)$$

olarak alınmaktadır.

### 3. PROGRAMLARIN TANITIMI

#### 3.1 WDISTIL1.0 Programı ve Alt Formları

Bu programda ikili bileşen için distilasyon kolon tasarım yöntemlerinden McCabe-Thiele ve Ponchon-Savarit çözüm teknikleri doğrudan doğruya bilgisayar ortamına aktarılmıştır.

##### 3.1.1 McCABE-THIELE Formu

Bu form  $q$  değerini hesaplayıp MCF ana formuna gönderen QUE,  $\alpha$  değeri ile X-Y denge değerlerini hesaplayıp MCF ana formuna gönderilmesini sağlayan iki veri alışverişi yapan alt program ve çözüm ile grafiğin ekrana gelmesini sağlayan MCG adlı formlardan oluşur.

##### 3.1.1.1 MF10.FRM (MCF Formu) Alt Prosedürleri :

**G1\_KONTROL** : Denge değerleri dışarıdan girildiğinde, G1 isimli denge değerlerinin verildiği ızgaranın kontrolünü sağlayan bir fonksiyondur. Eğer giriş eksik veya yanlış şekilde yapılmışsa False (0 değeri) gönderir. İşlem doğru yapılmışsa True değeri gönderilir(-1).

**G2\_KONTROL** : G2 isimli distilat  $X_D$ , besleme  $X_F$ , dip ürün mol kesirleri  $X_W$ , beslemenin durumu  $q$ , besleme debisi  $F$  ve geri akış  $R$  değerlerinin girişini yapıldığı ızgaranın kontrolünü sağlayan bir fonksiyondur. Eğer giriş eksik veya yanlış şekilde yapılmışsa False (0 değeri) gönderir. İşlem doğru yapılmışsa True değeri gönderilir(-1).

**G1\_VERI** : G1 isimli (G1 Grid) ızgaradan denge verilerini X() ve Y() boyutsal değişkenlerine atayan altprogramdır.

**G2\_VERI** : G2 isimli (G2 Grid) ızgaradan  $X_W$ ,  $X_F$ ,  $X_D$ , beslemenin durumu  $q$ , ve besleme debisi  $F$ , geri akış oranı  $R$ , verilerini sırasıyla  $XW$ ,  $XF$ ,  $XD$ ,  $q$ ,  $F$  ve  $R$  değişkenlerine atayan altprogramdır.

GRCLEAR : Yeniden veri girişi için G1 ve G2 ızgaralarını temizler.

GRID\_DUZENLE : G1 ve G2 ızgaralarını denge değerleri veri sayısı NN ile düzenler ve ızgaraları isimlendirir.

### 3.1.1.1.1 MF10.FRM Komut Düğmeleri :

Form içinde kullanılan düğmelerin işlevleri aşağıda verildiği gibidir.

cmdAL :ALF Formunu Çağırır. Eğer denge değerleri verilmemişse,  $\alpha$  değerini kullanarak, belli veri sayısına göre X ve Y değerlerin hesaplar ve MCF ana formuna verileri gönderir.

cmdGH :Beslemenin şekli doygun sıvı ve doygun buhar olmadığı durumda verilen q değeri için çözüm düğmesi.

cmdKB :Beslemenin durumu doygun buhar  $q=0$  olduğunda çözüm düğmesi.

cmdKS :Beslemenin durumu doygun sıvı  $q=1$  olduğunda çözüm düğmesi.

cmdVERI :G1 ızgarasında veri sayısını (NN) bir arttırıp GRID\_DUZENLE alt programını çalıştırarak tekrar düzenler.

Command1 :Entalpi değerleri girildiği, q değerini hesaplandığı QUE alt formunu çağırır.

Command3D1 :MCF (McCabe-Thiele) programından çıkış düğmesi.

Command3D2 :Giriş değerlerini silme düğmesi

Command3D3 :Hesap makinasını çağırır.

Command3D4 : G1 ızgarasında veri sayısını (NN) bir azaltıp GRID\_DUZENLE alt programını çalıştırarak tekrar düzenler.

Command3D5 :Bütün tabloları GRCLEAR alt programı kullanarak siler.

### 3.1.1.1.2 MF10.FRM Memi Seçenekleri :

mnuAC : İsimli dosya kayıtları için genel windows açılış programı gelir.

mnuCIK : McCabe-Thiele programından çıkış seçeneği.

mnuDOS : Yeni bir dosya için ekrandaki eski verileri temizler.

mnuDOSYA : Bir önceki kullanılan programı çağırır.

mnuKAY : Kaydetme işlemini gerçekleştirir. Eğer yeni bir oturumda yazılmış veriler varsa mnuYKAY (Yeni adla kaydet) işlemini devreye sokar.

mnuYKAY : Farklı isimle veya farklı sürücüye kayıt işlemini gerçekleştirir.

### 3.1.1.2 McCABE-THIELE (MCGRAFIK Formu) Grafik Alt Formu :

#### 3.1.1.2.1 Değişkenler :

XSS : A tuşuna basıldığında değer azaltılarak sola kaydırma işlemi ve S tuşuna basıldığında ise değer artırılarak sağa kaydırma işlemi ile çizilecek grafiği X ekseninde hareket ettiren değişkendir.

YYA : W tuşuna basıldığında değer artırılarak yukarı, Z tuşuna basıldığında ise değer azaltarak aşağı indirme işlemi , çizilecek grafiği Y ekseninde hareket ettiren değişkendir.

**BOYUT** : Çizilecek grafiğin boyutun değiştiren değişkendir.

**Rmin** : Rmin değerini saklayan değişkendir. İnteraktif işlemler sırasında çizimin Rmin ile sınırlanmasını sağlar.

**qmin** : qmin değerini saklayan değişkendir. İnteraktif işlemler sırasında çizimin qmin ile sınırlanmasını sağlar.

**Mq** : q doğrusunun eğimi.

**MU** : Üst operasyon doğrusunun eğimi.

**MA** : Alt operasyon doğrusunun eğimi.

**Nq** : q doğrusunun Y eksenindeki kesim noktası değeri.

**NU** : Üst operasyon doğrusunun Y eksenindeki kesimi

**NA** : Alt operasyon doğrusunun Y eksenindeki kesimi

**RDEFAULT** : İlk R değerini saklayan değişkendir.

**qDEFAULT** : İlk q değerini saklayan değişkendir.

**YKRm** : Regula False yöntemi ile Rmin için bulunmuş q doğrusunun ordinat değeri.

**XKRm** : Regula False yöntemi ile Rmin için bulunmuş q doğrusunun absis değeri.

**BASSAYI** : Basamak sayısını saklayan değişken.

**DETAY\_ONAY**: Detaylı çizime izin veren değişken. İki değer verilir. **DETAY\_ONAY=True** (-1) olduğunda detaylı çizime izin verilir. **False (0)** olduğunda ise izin vermez.

DURUM\_ONAY: Klavyeden veriler değiştirildiği vakit değer alan değişken. İki değer içerir True (-1) yada False (0).

MURPHREE\_SIG : Murphree verimi değiştirildiğinde değer alan ve aynı anda ikinci kez verim sonucu alınmamasını sağlayan değişken. İki değer içerir True (-1) yada False (0).

MINSORUN : Minimum geri akış hesaplamalarından doğacak hatada değer alan değişken. İki değer içerir True (-1) yada False (0). Basamak sayısı sonsuz olduğu zaman True değerini alarak R değişkenini 0.01 arttırarak yeniden basamak çizilmeye onay verir.

ENTER : CHR\$(13)+CHR\$(10) karakterini (Return işlevi görür) bünyesinde tutan değişken.

FDW : Besleme F, distilat D ve dip ürün W debilerini karakter olarak saklar.

#### 3.1.1.2.2 MG10.FRM Prosedürleri :

BASAMAK\_CIZ: Basamak çizimi işlemini gerçekleştirir ve kontrolünü sağlar sonrada sonuçları Label1 (Sonuçların basıldığı etiket penceresi) e gönderir.

CETVEL : Grafik çizilen çerçevenin kenarlarına cetvel koyar.

CHECK : Murphree raf randımanı, geri akış oranı R ve beslemenin durumu q için TEXT (yazı penceresi) pencerelerine girişi kontrol eder.

CIZIM : Basamak, denge eğrisi, operasyon doğrularının çizildiği programları işletir.

DENGE\_EGRI: Kaydırma ve boyutlandırma değişkenlerini (XSS, YYA ve BOYUT) gözönüne alarak denge eğrisini, daha önce uydurulan FY(x) polinomuyla çizer.

DLINE : Kaydırma ve boyutlandırma değişkenlerini gözönüne alarak düz çizgi çizer. Parametreleri x1, y1, x2, y2 dir.

FY : 5. dereceden  $FY(x)$  polinomunu kullanan fonksiyondur.

KLIN : Kaydırma ve boyutlandırma değişkenlerini gözönüne alarak kesikli çizgi çizer.  
Parametreleri  $x_1, y_1, x_2, y_2$  dir.

LLS : 5. dereceden  $FY(x)$  polinomu için katsayıları "En Küçük Kareler" yöntemi ile bulan altprogramdır.

McCABE\_THIELE: MU, NA, Mq değişkenlerine aktarılabacak eğimleri ve NU, NA, Nq değişkenlerine aktarılabacak Y eksenini kesim noktalarını hesaplar.

qmin\_BUL : qmin değerine, sınırlayıcı minimum q değerini aktarır.

REGULA\_FALSE: Bir  $y(x) = mx + n$  doğrusunun denge eğrisini hangi noktasında kestiğini Regula-False ile hesaplayan fonksiyondur. Parametreleri (m eğimi, n 'y' doğrusu kesimi, Başlama noktası)

REGULAX : Raf hesaplamalarında belli bir Y noktasında, denge eğrisi polinomunun ( $FY(x)$ ) kesim absisini Regula-False yöntemi ile hesaplayan fonksiyondur.

Rmin\_Bul : Rmin değerini hesaplar.

YBASAMAK\_CIZ: BASAMAK\_CIZ programının benzeri olarak yavaş adımlarla çözüm yapar.

### 3.1.1.2.3 MG10.Frm Komut Düğmeleri :

cmdMUR : Murphree raf verimini hesaplatır. Eğer MURPHREE\_SIG, 1 değerindeyse kullanılamaz ve mesaj verir.

cmdNmin : Nmin için hesaplamaları ve grafiği gösterir.

cmdRmin : Rmin için hesaplamaları ve grafiği gösterir.

cmdYAVAS : Yavaş çizimi gerçekleştirir.

Command3D1 : Clipboard 'a grafiğin kopyalanmasını sağlar ve diğer programlara yapıştırma işlemi gerçekleştirilir.

Command3D2 : Ön izleme alt programını (PREVIEW) çalıştırır. Problem sorusunu, problemle ilgili açıklamaları ve çözüm grafiğini isteğe göre sıralar.

Command3D3 : Grafik formunu kapatır.

Command3D4 : İlk R ve q değerlerini kullanarak çizim yapar.

### 3.1.2 Ponchon-Savarit Formu .

Bu form kütle veya mol bazında verilen denge değerlerinin uygulanan birime değiştirilerek ana formda seçilen birimde gösteren KM; çözelti ısısı, bileşenlerin ısı kapasitesi  $C_p$  leriyle besleme entalpisini hesaplayıp ana forma gönderen HF; yoğuşturucunun ve kaynatıcının entalpi verileriyle geri akış oranı R değerini hesaplayıp ana forma gönderen RBUL ve sonuçlar ile çözüm grafiğinin ekrana gelmesini sağlayan PSGRAFIK adlı formlardan oluşur.

#### 3.1.2.1 PF10.FRM ( PSF Formu ) Prosedürleri:

G\_TEMIZLE : Bütün veri ızgaralarını siler.

G1\_KONTROL : Denge değerleri dışarıdan girildiğinde, G1 isimli denge değerlerinin verildiği ızgaranın kontrolünü sağlayan bir fonksiyondur. Eğer giriş eksik veya yanlış şekilde yapılmışsa False (0 değeri) gönderir. İşlem doğru yapılmışsa True değeri gönderilir(-1).

G1\_VERI : Denge değerlerini G1 ızgarasından alır.

**G2\_KONTROL** : Entalpi denge verilerinin bulunduğu G2 ızgarasını kontrol eder. İki değerden birisini alır True (-1) veya False (0).

**G2\_VERI** : Entalpi-denge verilerini G2 ızgarasından alır

**G3\_KONTROL** : Distilat  $X_D$ , besleme  $X_F$ , dip ürün  $X_W$  mol veya kütle kesirleri, besleme debisi  $F$ , geri akış oranı  $R$ , besleme entalpisi  $H_F$  verilerinin bulunduğu ızgarayı kontrol eder. True (-1) veya False (0) değerlerinden birisini alır.

**G3\_VERI** : Distilat  $X_D$ , besleme  $X_F$ , dip ürün  $X_W$  mol veya kütle kesirleri, besleme debisi  $F$ , geri akış oranı  $R$ , besleme entalpisi  $H_F$  verilerinin Giriş değerlerini G3 ızgarasından alır, sırasıyla  $X_D$ ,  $X_F$ ,  $X_W$ ,  $R$ ,  $F$ ,  $H_F$  değişkenlerine atama yapar.

**GRID\_DUZENLE** : G1, G2 ve G3 ızgaralarını, denge değerleri veri sayısı (NN) ve deng buhar ve sıvı entalpileri veri sayıları (NNH) ile düzenler ve ızgaraları isimlendirir.

#### 3.1.2.1.1 PF10.FRM Komut Düğmeleri:

**cmdRBUL** : Geri akış oranının bulunması için RBUL formunu çalıştırır. Bu formda yoğunlaştırucu ve kaynatıcının entalpi miktarları girilerek geri akış hesaplaması yapılır ve ana forma  $R$ (Geri akış oranı) değeri aktarılır.

**Command1** : G3 giriş ızgarasındaki eski değerleri siler .

**Command2** : G1 ızgarasındaki verileri kontrol ederek Kütle-Mol değişim formunu (KM FORMU) çağırır.

**Command3** : G3 giriş ızgarasını kontrol ederek  $H_F$  (besleme entalpisini hesaplama formu) formunu açar.

**Command3D1** : G1 ızgarasındaki satır sayısını dolayısıyla veri (NN) sayısını 1 arttırır.

Command3D2 : G1 ızgarasındaki satır sayısını dolayısıyla veri (NN) sayısını 1 eksiltir.

Command3D4 : G2 ızgarasındaki satır sayısını dolayısıyla veri (NNH) sayısını 1 arttırır.

Command3D4 : G2 ızgarasındaki satır sayısını dolayısıyla veri (NNH) sayısını 1 eksiltir.

Command3D6 : G\_TEMIZLE altprogramını çalıştırır.

Command3D7 : PSF Programını bitirerek başlangıç menüsüne döner.

Command3D8 : Besleme doygun buhar için çözüme geçer. Eğer verilerde yanlışlık veya eksiklik varsa hata mesajı verir.

Command3D9 : Doygun sıvı için çözüme geçer. Eğer verilerde yanlışlık veya eksiklik varsa hata mesajı verir.

Command3D10 : Besleme doygun sıvı veya doygun buhar dışında ise besleme entalpisini göz önüne alarak hesaplama yapar. Eğer verilerde yanlışlık veya eksiklik varsa hata mesajı verir.

### 3.1.2.1.2 PF10.FRM Menü Seçenekleri :

mnuAC : Kayıtlar için genel windows açılış programı gelir.

mnuCIK : Ponchon-Savarit programından çıkış seçeneği.

mnuDOS : Yeni bir dosya için ekrandaki eski verileri temizler.

mnuDOSYA : Bir önceki kullanılan kayıtlı dosyanın çağrılması işlemini gerçekleştirir.

mnuKAY : Kaydetme işlemini gerçekleştirir. Eğer yeni bir oturumda yazılmış veriler varsa mnuYKAY (Yeni adla kaydet) alt programı devreye sokar.

mnuYKAY : Farklı isimle veya farklı sürücüye kayıt işlemini gerçekleştirir.

mnuDB : Besleme doygun buhar hali için çözüme geçer. Eğer verilerde yanlışlık veya eksiklik varsa hata mesajı verir.

mnuDS : Besleme doygun sıvı hali için çözüme geçer. Eğer verilerde yanlışlık veya eksiklik varsa hata mesajı verir.

mnuGH : Genel durum için çözüme gider. Command3D10 alt programını kullanır.

### 3.1.2.1.3 PG10.FRM (PSGRAFIK Formu) Değişkenler :

XSS : A tuşuna basıldığında değer azaltılarak sola kaydırma işlemi ve S tuşuna basıldığında ise değer artırılarak sağa kaydırma işlemi ile çizilecek grafiği X ekseninde hareket ettiren değişkendir.

YYA : W tuşuna basıldığında değer artırılarak yukarı, Z tuşuna basıldığında ise değer azaltarak aşağı indirme işlemi , çizilecek grafiği Y ekseninde hareket ettiren değişkendir.

BOYUT : Çizilecek grafiğin boyutun değiştiren değişkendir.

CY() : Denge değerlerini polinoma çevirirken kullanılan boyutsal değişken.

HFmax : Besleme entalpisinin sınır değerini saklamak için kullanılan değişken.

RDEFAULT : İlk geri akış değerini saklamak için kullanılan değişken.

HFDEFAULT : İlk besleme entalpisinin değerini saklamak için kullanılan değişken.

WXDEFAULT: İlk W' değerini saklamak için kullanılan değişken.

**DXDEFAULT**: İlk D' değerini saklamak için kullanılan değişken.

**BASSAYI** : Basamak sayısını saklayan değişken.

**DETAY\_ONAY** : Detaylı çizime izin veren değişken. İki değer içerir True (-1) yada False (0).

**DURUM\_ONAY** : Klavyeden veriler değiştirildiği vakit değer alan değişken. İki değer içerir True (-1) yada False (0).

**MINSORUN** : Minimum geri akış hesaplamalarından doğacak hatada değer alan değişken. İki değer içerir True (-1) yada False (0).

**RENK** : Renkli çizimde eğer renk parametresi kullanılıyorsa seçilen renk kullanılır.

#### 3.1.2.1.4 PG10.FRM Prosedürleri :

**BASAMAK\_CIZ** : Basamak çizimi işlemi gerçekleştirir ve kontrolünü sağlar daha sonra sonuçları Label1 (sonuçların yazıldığı etiket penceresi) e gönderir.

**CETVEL** : Grafik çizilen çerçevenin kenarlarına cetvel koyar.

**CIZIM** : Bağlantı doğrusu, D'-W' doğrusu  $X_D$ ,  $X_w$  doğruları, doymuş sıvı ve doymuş buhar denge değerlerinin çizildiği ana alt programdır.

**DLINE** : Kaydırma ve boyutlandırma değişkenlerini gözönüne alarak düz çizgi çizer. Parametreleri x1, y1, x2, y2 dir.

**KLINE** : Kaydırma ve boyutlandırma değişkenlerini gözönüne alarak kesikli çizgi çizer. Parametreleri x1, y1, x2, y2 dir.

**EKRAN\_DUZENLE** : D' ve W' noktalarını değiştirdiği zaman ekran boyutlarına uyarlama için kullanılan bir alt programdır.

H\_EGRISI : Kaydırma(XSS, YYA) ve boyutlandırma (BOYUT) değişkenlerini gözönüne alarak doymuş sıvı denge eğrisini, daha önce uydurulan FH(x) polinomuyla çizer.

HH\_EGRISI : Kaydırma(XSS, YYA) ve boyutlandırma (BOYUT) değişkenlerini gözönüne alarak denge eğrisini, daha önce uydurulan FHH(x) polinomuyla çizer.

FX : 5.dereceden FX(y) polinomunu kullanan fonksiyondur.

LLS\_H : 5. dereceden FH(x) polinomu için katsayıları "En Küçük Kareler" yöntemi ile bulan altprogramdır.

LLS\_H : 5. dereceden FHH(x) polinomu için katsayıları "En Küçük Kareler" yöntemi ile bulan altprogramdır.

REGULA\_FALSEH : Bir  $Y=MX+N$  doğrusunun doymuş sıvı Entalpi-Denge eğrisini hangi noktasında kestiğini Regula-False ile hesaplayan fonksiyondur. Parametreleri M eğimi, N kayımı, Başlama noktasıdır.

REGULA\_FALSEHH : Bir  $Y=MX+N$  doğrusunun doymuş buhar Entalpi-Denge eğrisini hangi noktasında kestiğini Regula-False ile hesaplayan fonksiyondur. Parametreleri M eğimi, N kayımı, Başlama noktasıdır.

YBASAMAK\_CIZ : BASAMAK\_CIZ programının benzeri olarak yavaş adımlarla çözüm yapar.

### 3.1.3 DESTIL10.BAS Ana altprogram :

Bu değişkenler bütün programlarda kullanılabilir, içeriği değiştirilebilir.

FILENAME\$ : Program açılışında dosya isminin saklandığı değişken.

X() : Denge değerleri sıvı mol veya kütle kesrinin saklandığı boyutsal değişken.

- Y() : Denge değerleri buhar mol veya kütle kesrinin saklandığı boyutsal değişken.
- HF1 : Beslemenin entalpisi
- NN : Kaç adet denge verisinin (X ve Y) bulunduğunu saklar.
- XD : Distilataki hafif bileşenin mol veya kütle kesrini saklar.
- R : Geri akış oranını saklar.
- XF : Beslemedeki hafif bileşenin mol veya kütle kesrini saklar.
- XW : Dip rndeki hafif bileşenin mol veya kütle kesrini saklar.
- RENK : Renkli çizimde eğer renk parametresi kullanılıyorsa seçilen renk kullanılır.

### 3.1.3.1 Ponchon-Savarit için kullanılan genel değişkenler:

Buradaki değişkenler Ponchon-Savarit programının kullandığı değişkenlerdir ve bu değişkenlerin kullanıldığı diğer alt programlarda geçerlidir.

- XH() : Dengedeki sıvı mol veya kütle kesirlerinin değerlerini saklar.
- H() : Dengedeki mol veya kütle kesirlerine bağlı sıvı entalpi değerlerini saklar.
- HH() : Dengedeki mol veya kütle kesirlerine bağlı buhar entalpi değerlerini saklar.
- CH() : Dengedeki sıvı entalpi değerlerine uydurulan 5. dereceden polinomun katsayıları içerir
- CHH() : Dengedeki buhar entalpi değerlerine uydurulan 5. dereceden polinomun katsayıları içeren boyutsal değişken.

- $CX()$  : Sıvı ile dengedeki buharın mol veya kütle kesirlerini baz alarak uydurulan polinomun katsayıları içeren boyutsal değişken.
- $qc$  : Tepe yoğuşturucusunun gerektirdiği soğutma entalpisini atandığı değişken.
- $qr$  : Dip kaynatıcıya verilen ısı miktarının atandığı değişken.
- $qcmin$  : D' noktasını hasaplarken sınırlayıcı değişken.
- $qrmin$  : W' noktasını hasaplarken sınırlayıcı değişken.
- $Rmin$  : Hesaplanmış minimum geri akış miktarını saklar.
- $Dmin$  : D' noktasının alacağı en küçük değeri saklar.
- $Wmax$  : W' noktasının alacağı en büyük değeri saklar.
- $WX$  : W' noktasının değerini saklar.
- $DX$  : D' noktasının değerini saklar.
- $NNH$  : Dengedeki sıvı ve buhar entalpi miktarları için belirlenmiş data sayısını içerir.
- $F$  : Belli zamanda giren besleme debisi (mol/saat veya kg/saat).
- $D$  : Belli zamanda çıkan distilat debisi (mol/saat veya kg/saat).
- $W$  : Belli zamanda çıkan dip ürün debisi (mol/saat veya kg/saat).
- $M()$  : Dengedeki sıvı ve buharın bağlantı doğrularının eğimlerini içerir.
- $N()$  : Dengedeki sıvı ve buharın bağlantı doğrularının Y eksenini kesim noktasını içerir.

- TFPS : Beslemenin sıcaklığını saklar.
- CP1PS : Hafif bileşenin ısı kapasitesi saklar
- CP2PS : Ağır bileşenin ısı kapasitesi saklar
- HSOL : Çözelti ısını saklar.

PSF\_DEGISTI : Pochon-Savarit programında veri değişiklikler olursa değeri değişir. İki değer içerir -1 (True), 0 (False). Eğer değeri True ise değişiklik yapılmıştır ve programa son verildiğinde uyarı mesajı verir.

#### 3.1.3.1.1 McCabe-Thiele için kullanılan genel değişkenler :

- HF2 : Besleme entalpisini atandığı değişken
- HF3 : Sıvı entalpisini atandığı değişken
- q : Beslemenin durumunu saklar.
- XK : q doğrusu ile operasyon doğrularının kesim noktasının absis değerini saklar.
- YK : q doğrusu ile operasyon doğrularının kesim noktasının ordinat değeri.

MCF\_DEGISTI : McCabe-Thiele programında veri değişiklikler olursa değeri değişir. İki değer içerir -1 (True), 0 (False).. Eğer değeri True ise değişiklik yapılmıştır ve programa son verildiğinde uyarı mesajı verir.

### 3.1.3.2 DESTIL10.BAS Presedürler :

Dmin\_BUL : D' noktasının en küçük değeri.

ENERJI\_DENGESI : D', W', qc, hf, qr entalpi değerlerini bulan alt program

FH : CH() değişkenini kullanıp doygun sıvı-entalpi eğrisinin polinomunu oluşturan bir fonksiyondur.

FHH : CHH() değişkenini kullanıp doygun buhar-entalpi eğrisinin polinomunu oluşturan bir fonksiyondur.

KUTLE\_DENGESI : Distilat D ve dip ürün W değerlerini bulan alt programdır.

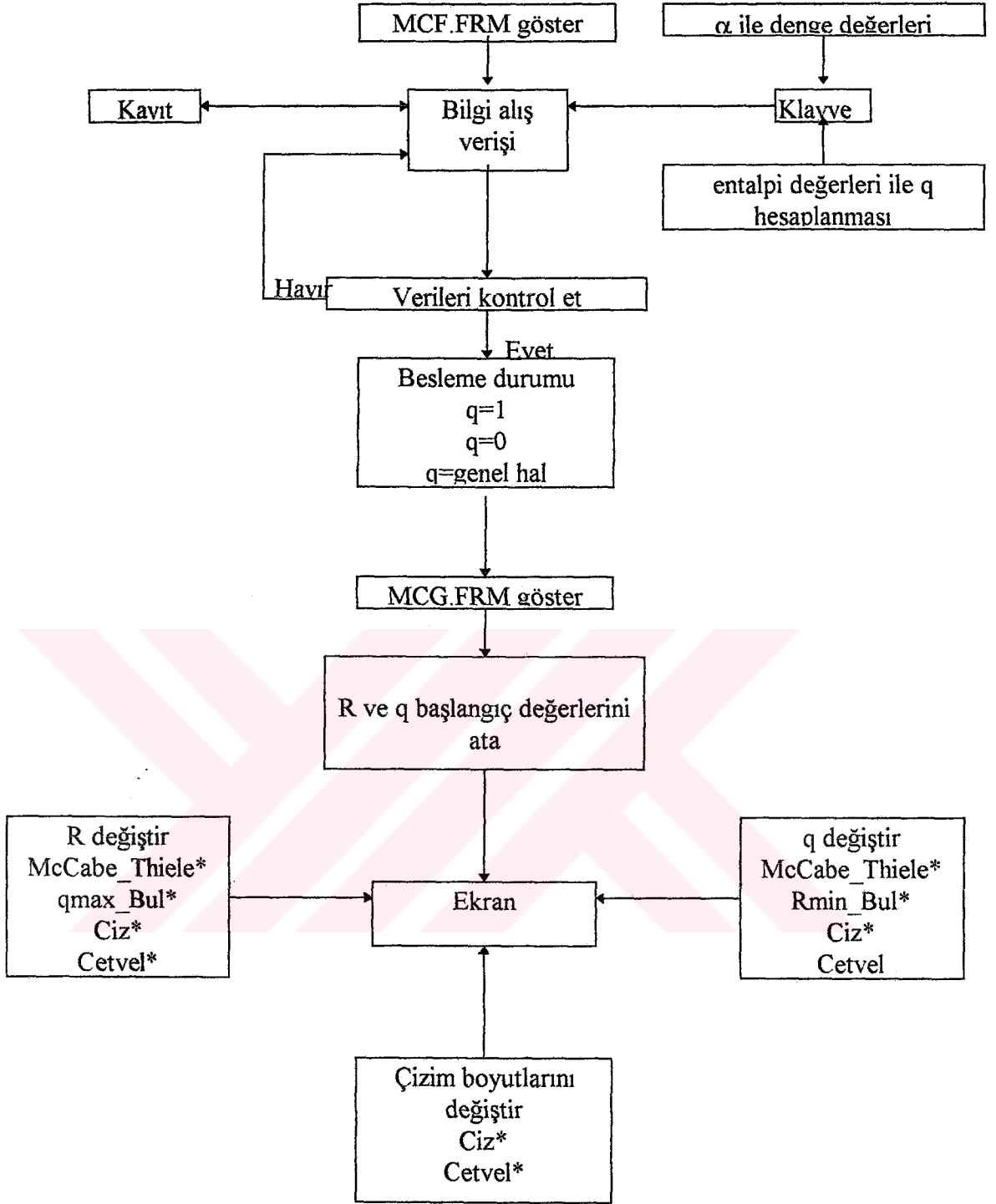
LLS\_H : En Küçük Kareler (LLS) yöntemi ile Doygun sıvı-entalpi eğrisine polinom uyduran bir alt programdır. Bu polinomun katsayıları CH() değişkenleridir.

LLS\_HH : En Küçük Kareler (LLS) yöntemi ile Doygun buhar-entalpi eğrisine polinom uyduran bir alt programdır. Bu polinomun katsayıları CHH() değişkenleridir.

MN\_BUL : Doygun sıvı ve doygun buhar arasında olan denge bağlantılarının data sayısı kadar M eğimli ve N kayımlı doğrular bulan bir alt programdır. M() ve N() değişkenlerine atamalar yapar.

## 3.2 Programın Kullanımı

Program bilgisayara Windows 3.1 sürümü için "Dosya" dan "Çalıştır" menüsünden A:\ dan SETUP.EXE ile; Windows 95 için ise "Başlat" dan "Çalıştır" menüsünden gene A:\SETUP.EXE ile / kurulum yapılır. Program WDISTIL10 isimdeki dizinde 622KB genişliğinde yer kaplar.



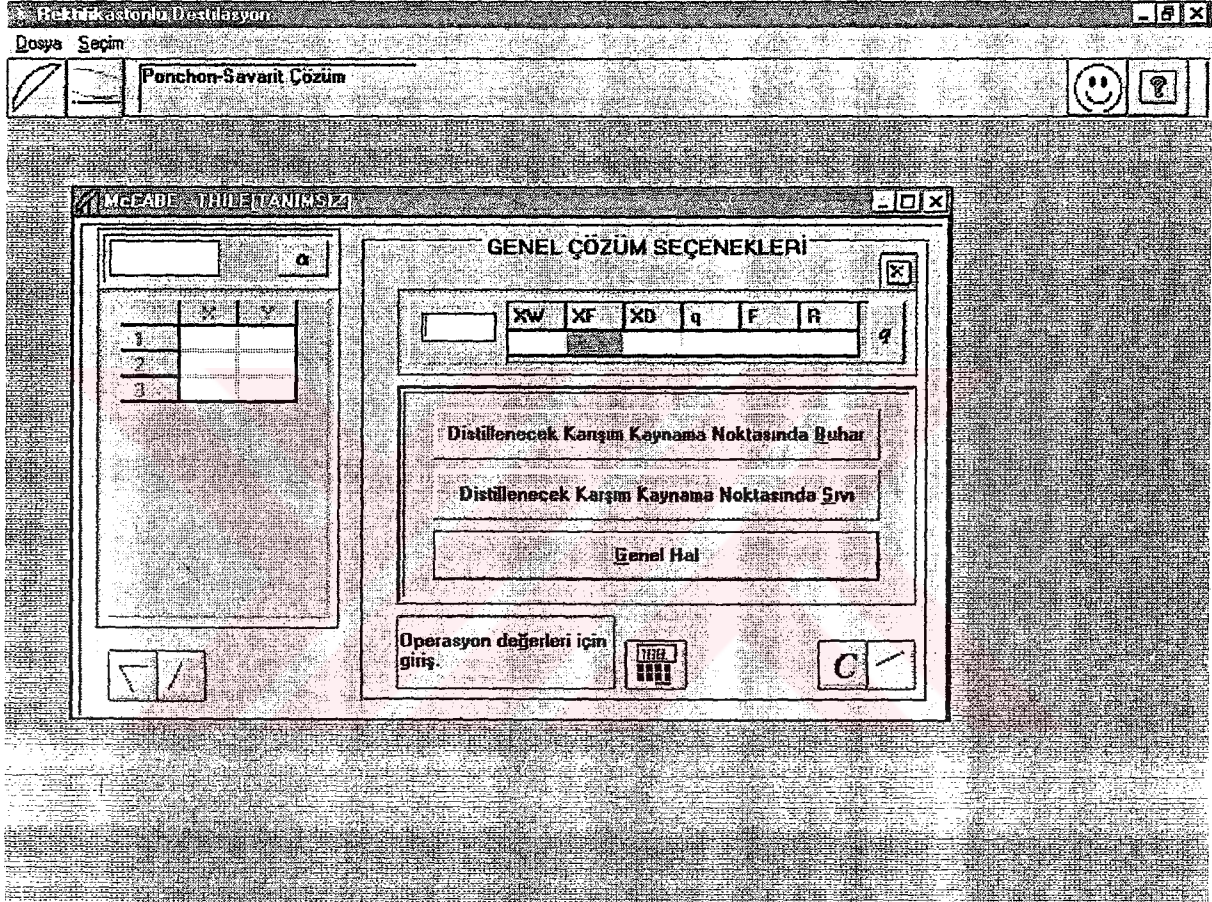
Şekil 3.1 McCabe-Thiele Algoritması

Program Visual-Basic 'te derlenmiş MIDI yönetici formu, MCF, PSF iki ana form, ve ALF, QUE, MCGRAFIK, KM, HF, RBUL, PSGRAFIK adlı yedi alt formdan; 101 adet alt programdan oluşur.

Program ana program tarafından açılır. Ana programda isteğe bağlı toolbar(araç çubukları) veya klavyeden kullanıma izin veren menü seçenekleri bulunur(Şekil 3.2).

McCabe-Thiele programının yapısı Şekil 3.1 deki algoritmada verilmiştir. Bu algoritma program akışı için bir yol haritası olarak kullanılabilir.

1 - Dosya dan McCabe-Thiele seçimi veya ikondan girilir. Program seçimi yapılırca ilgili form açılır. MIDI form(alt form) özelliğinden dolayı menü seçenekleri, seçilmiş alt programın menü seçeneklerine terfi eder. Dosya(Menü) seçenekleri (Yeni, Aç, Kaydet, Yeni Adla Kaydet) dosya yönetim ve hesaplama yöntemleri içerir.



Şekil 3.2 Seçilmiş McCabe-Thiele programı

2- Veriler klavyeden girilebileceği gibi kayıtlı dosyadan çağrılabilir. İstenen değişiklikler yapılabilir. Değişiklikler yeni bir adla kaydedilebilir. McCabe-Thiele-Dosyadan yeni dosya yüklenirken "\*.gmt" giriş seçeneklerinden veya sadece "\*.dmt" denge değerleri ile seçim yapılır.

3- Beslemenin durumu  $q$  yu hesaplatmak için,  $q$  düğmesine basılır. Oluşturulan yeni forma  $H_V$ ,  $H_F$ ,  $H_L$  (Doymun buhar, Besleme, doymun sıvı entalpileri) değerleri girilerek  $q$  değeri hesaplanıp ana forma gönderilir. İstenirse  $q$  değeri, ana formdan da değiştirilebilir.

4- Belli bir  $\alpha$  değeri biliniyor ve buna göre denge değerlerinin oluşturulması isteniyorsa  $\alpha$  düğmesine basılır. İstenilen denge veri sayısı ve girilecek  $\alpha$  değeri ile hesaplanan denge değerleri ana forma aktarılır.

5- Verilerin forma girilmesinden sonra çözüm seçenekleri kullanılabilir. Seçilecek beslemenin durumuna göre (örneğin "Distillenecek Karışım Kaynama Noktasında Buhar") hesaplama işlemine geçilir. Sonuçlar ise oluşturulacak diğer formda verilecektir.

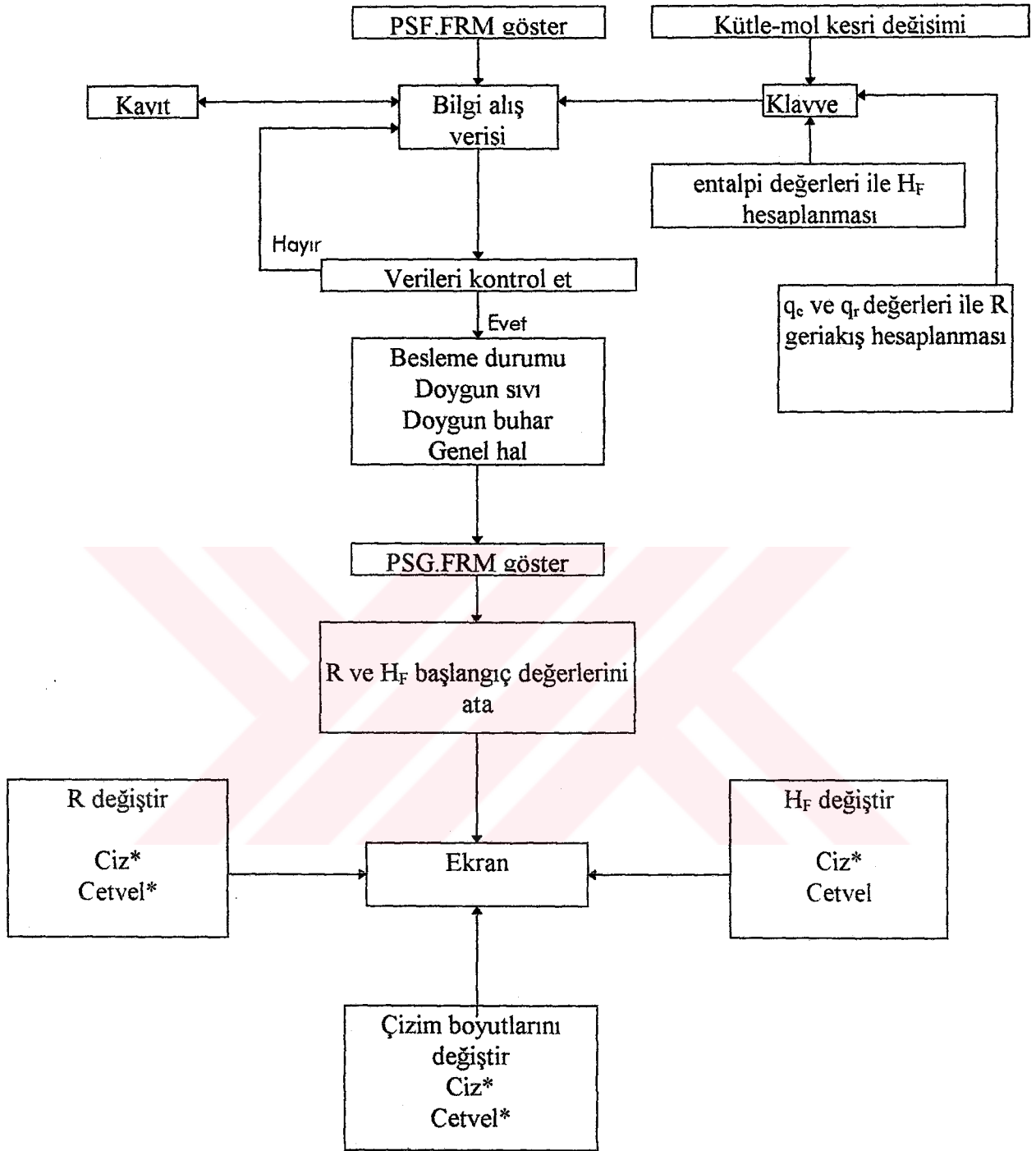
6- Çözümlerin bulunduğu formda, beslemenin durumu  $q$  ve geri akış oranı  $R$  değerleri değiştirilerek, değişimlerin raf sayısına etkisi interaktif şekilde izlenebilir. Grafiğin gerekli kısımlarının büyültüme küçültme işlemleri klavyeden sağlanabilir.

7- Murphree raf randımanını hesaplatmak için  $M_p$  düğmesine basılır.  $M_p$  düğmesini hemen yanında bulunan yüzde değerine göre verim hesaplanıp çözüm grafiğini tekrar çizilir.

8- Sonuçları kağıda aktarmak için, yazıcı ikonunun bulunduğu düğmeye basılarak bir ön izleme formu oluşturulur. Bu formda bulunan soru sonuç ve grafik çözümlerinde istenilen değişiklikler yapılabilir ve kağıda aktarılabilir.

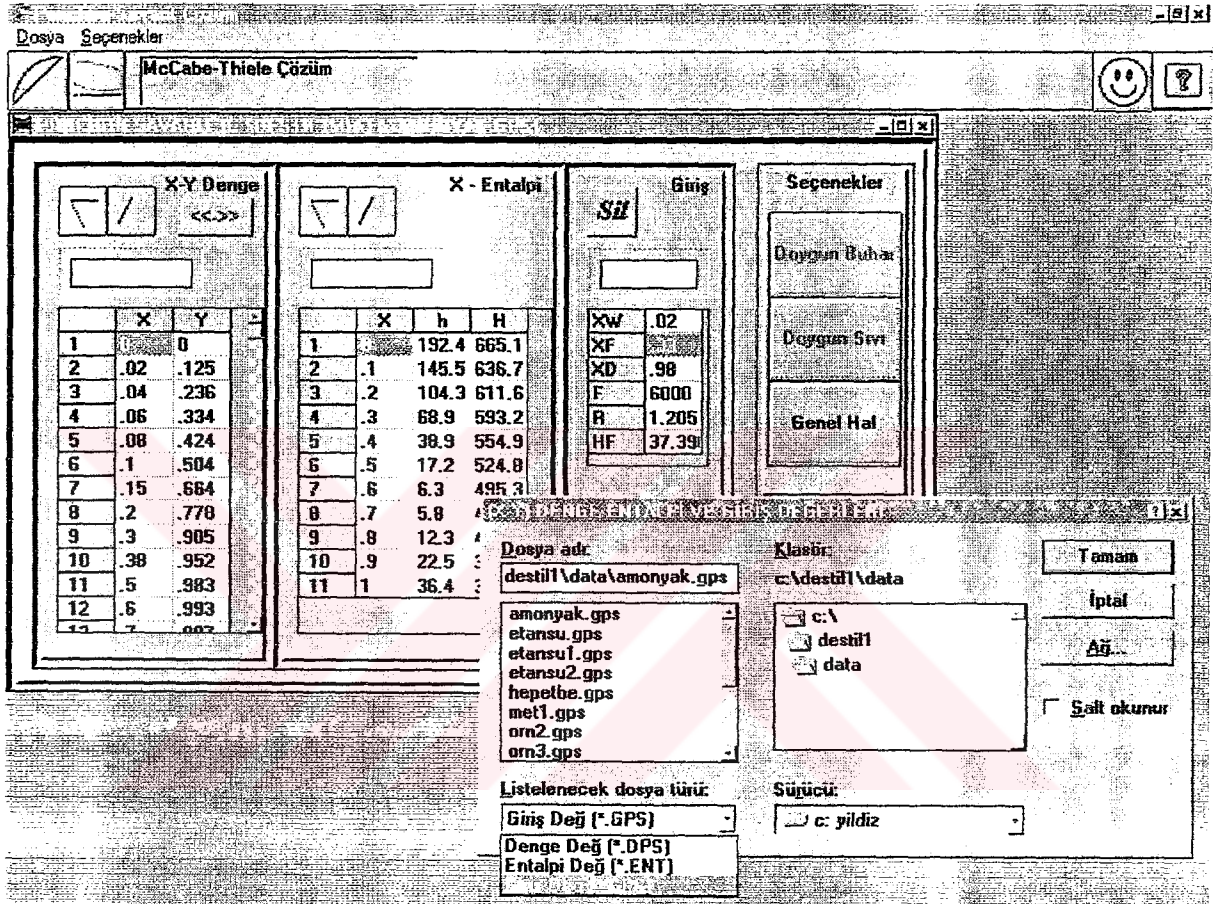
9- Başka programlara çözüm grafiğini aktarabilmek için disket ikonuna basılır. Bu sayede grafik işleyen bir programda (örneğin WORD, EXCEL, Mathcad) yapıştırma işlemi yapılabilir.

Ponchon-Savarit programının algoritması Şekil 3.3 de verilmiştir. Algoritmanın çalışma şekli aşağıdaki gibidir:



Şekil 3.3 Ponchon-Savarit algoritması

- 1- Dosyadan Ponchon-Savarit seçimi ile, veya ikondan girilir. Program seçimi yapılnca ilgili form açılır.
- 2- Veri alış verişi aynı McCabe-Thiele formunda olduğu gibi dosya yüklenirken " \*.GPS " giriş seçeneklerinden, " \*.ENT " entalpi denge değerleri ile " \*.DPS " sıvı-buhar denge değerleri arasından seçim yapılır.



Şekil 3.4 Ponchon-Savarit giriş seçenekleri

- 3- Besleme entalpisinin hesaplanması için "Hf" düğmesine basılır. Açılan yeni forma bileşenlerin ısı kapasitesi ve çözelti ısısı girilerek beslemenin entalpisi hesaplanır ve ana forma aktarılır.
- 4- Geri akış oranının hesaplanması için "R" düğmesine basılır. Yoğuşturucudan alınan ısı, ve kaynatıcının verdiği ısı verilerinden biri veya her ikisi verilerek ilgili geri akış oranı hesaplanır ve ana forma aktarılır.

5- Eğer denge verileri birimleri mol veya kütle bazında verilmiş ise gerekli birime dönüştürme işlemi [ $\leftrightarrow$ ] düğmesi ile yapılır. Bu düğme ile açılan forma bileşenlerin kütle ağırlıkları verilerek dönüştürme işlemi yapılır.

6- Verilerin forma girilmesinden sonra çözüm seçenekleri kullanılabilir. Seçilecek beslemenin durumuna göre (örneğin "Doygun Sıvı") hesaplama işlemine geçilir. Sonuçlar ise oluşturulacak diğer formda verilecektir.

7- Çözümlerin bulunduğu formda, beslemenin entalpisi  $H_F$  ve geri akış oranı R değerleri değiştirilerek, değişimlerin raf sayısına etkisi interaktif şekilde izlenebilir. Grafiğin gerekli kısımlarının büyütme ve küçültme işlemleri klavyeden sağlanabilir. Ekrandaki değişimlere göre boyutlar değiştirilerek daha iyi izleme olanağı sağlanabilir. Yavaş adımlarla çizim izlenmesi için Y düğmesine basılır.

8- Bilgilerin yazıcıya aktarımı ve grafiğin kopyalanması McCabe-Thiele formunda olduğu gibidir.

### 3.3 WCOMP1.0 Programı ve Alt Programları:

Bu programda iki veya daha fazla bileşenli kompleks kolon tasarımı için, Hengstebeck yönteminin Kister tarafından geliştirilen uyarlaması, doğrudan doğruya bilgisayar ortamına interaktif olarak aktarılmıştır. Program iki sistemler ve çok bileşenli sistemler için kompleks ve tek beslemeli kolon tasarımı yapmaktadır. Programın iç mimarisi, alt programları ve değişkenlerinin listesi aşağıda anlatılmaktadır.

#### 3.3.1 COMP2D.BAS Modülü Alt Prosedürleri :

FE\_ZE\_qE : Anahtar bileşenler cinsinden beslemeleri, besleme durumunu, mol kesirlerini hesaplar.

MENE : Anahtar bileşenler cinsinden hesaplanan her bir operasyon doğrusunun eğimleri ve y kesimleri hesaplanır.

P\_ITER : İterasyon ile yan akımların içerikleri hesaplanır.

Rmin :Her bir operasyon doğrusu kullanılarak minimum geri akış oranını hesaplar.

XK\_LAR :Operasyon doğrularının kesim noktaları hesaplanır.

SetWindowPos :Formu en üstte tutmak için kullanılan API fonksiyonudur.

denge\_kesim :Bir doğrunun denge eğrisini kestiği yerin x değerini bulan bir fonksiyondur.

FLH :Ağır bileşenlerden J bileşeninin, I. kısımdaki sıvı miktarını hesaplayan bir fonksiyondur.

FLHT :Ağır bileşenlerin I. kısımdaki toplam sıvı miktarını hesaplayan bir fonksiyondur.

FLL :Hafif bileşenlerden J bileşeninin, I. kısımdaki sıvı miktarını hesaplayan bir fonksiyondur.

FLLT :Hafif bileşenlerin I. kısımdaki toplam sıvı miktarını hesaplayan bir fonksiyondur.

FLT :I. kısımdaki toplam sıvı akış miktarını hesaplayan bir fonksiyondur.

FVHT :Ağır bileşenlerin I. kısımdaki toplam buhar miktarını hesaplayan bir fonksiyondur.

FVLT :Hafif bileşenlerin I. kısımdaki toplam buhar miktarını hesaplayan bir fonksiyondur.

FVT :I. kısımdaki toplam buhar akış debisini hesaplayan bir fonksiyondur.

**3.3.1.1 COMP2D.BAS Global Değişkenleri:**

FILENAME :Dosya ismi.

Y0() :Operasyon doğrularının Y doğrusunu kesim noktası.

ALFA :ALFA değeri.

dddd :İlk yakınsamadan sonra değeri değeri TRUE olur.

LE() :Anahtar bileşenlerin her kısımdaki sıvı miktarları.

REMIN :Anahtar bileşenler cinsinden minimum geri akış oranı.

XINT() :Operasyon doğrularının X kesimleri.

VE() :Anahtar bileşenlerin her kısımdaki buhar akımları miktarları.

RE :Anahtar bileşenler cinsinden geri akış oranı.

FE() :Anahtar bileşenler cinsinden besleme miktarlarını saklayar.

PE() :Anahtar bileşenler cinsinden yan akım miktarları.

QFE() :Anahtar bileşenler cinsinden beslemenin durumu.

QPE() :Anahtar bileşenler cinsinden yan akımın ısı çıkış durumu.

ZFE() :Anahtar bileşenler cinsinden besleme mol kesirleri.

ZPE() :Anahtar bileşenler cinsinden yan akım mol kesirleri.

FET() :Anahtar bileşenler cinsinden I. kısma kadar olan besleme miktarları toplamı.

- FEZE() :Anahtar bileşenler cinsinden kümülatif olarak besleme akımları.
- FEQE() :Anahtar bileşenler cinsinden kümülatif olarak beslemeden gelen sıvı miktarları toplamı.
- FEQEC() :Anahtar bileşenler cinsinden beslemenin kümülatif buhar miktarı.
- PEQE() :Anahtar bileşenler cinsinden yan akımın kümülatif sıvı miktarı.
- PEQEC() :Anahtar bileşenler cinsinden yan akımın kümülatif buhar miktarı.
- DE :Anahtar bileşenler cinsinden distilat miktarı.
- KESE() :Operasyon doğrularının her kısımdaki Y doğrusu kesimleri.
- EGIME() :Operasyon doğrularının her kısımdaki eğimlerini hesaplar.
- XK() :Operasyon doğrularının kesim yerleri
- NKADEME :Distilasyon kulesindeki ekipman sayısı
- NCOMP :Bileşen sayısı
- NX() :Distilasyon kulesindeki ekipmanların yeri ve cinsini belirler.
- F() :Her kısımdaki besleme miktarları.
- P() :Her kısımdaki yan akım miktarları.
- QF() :Her kısımdaki besleme durumu.
- QP() :Her kısımdaki yan akım durumu.

K()	:Her bileşenin denge sabiti.
D()	:Her bileşenin distilattaki miktarı.
B()	:Her bileşenin dip üründeki miktarı.
HK	:Ağır anahtar bileşenin üstten hangi bileşen olduğunu saklar.
LK	:Hafif anahtar bileşenin üstten hangi bileşen olduğunu saklar.
CCT	:Toplam yoğuşturucu sayısı.
CFT	:Toplam besleme sayısı.
CPT	:Toplam yan akım sayısı.
CBT	:Toplam kaynatıcı sayısı.
XB()	:Dip üründeki bileşenlerin mol kesirleri.
XD()	:Distilattaki bileşenlerin mol kesirleri.
R	:Geri akış oranı.
RENK	:Çizimdeki renk değişkeni.
form_DEGISTI	:Formun içindeki verilerin değiştirildiğinde TRUE değeri alan değişken.
IMAX	:Rmin bulma işleminde maksimum RE değerini veren operasyon doğrusunun indisi.

### 3.3.2 COMP2D.FRM (KKF Formu) Alt Prosedürleri :

CIZ :Beslemeler, yan akımlar, yoğuşturucu ve kaynatıcı eklendiğinde distilasyonun bulunduğu grafiği yeniden çizer.

Form :COMP2D formu yüklenirken gerekli düzenlemeleri yapar.

G\_TEMIZLE :Tüm tabloların içeriğini temizler.

G0\_DUZENLE :Tüm tabloların isimlendirilmesi ve boyutlandırılmasını sağlar

Text1 :G0 ızgarasıyla ilişkili giriş penceresi

Text2 :G1 ızgarasıyla ilişkili giriş penceresi

Text3 :G2 ızgarasıyla ilişkili giriş penceresi

Text4 :GK ızgarasıyla ilişkili giriş penceresi

VERI\_AL :Giriş tablolarından veri alır.

VERI\_VER :Giriş tablolarına veri gönderir.

G0, G1, G2, GK Gridlerin, Click, RowColChange, SelChange olayları : kendine ilişik giriş pencerelerini devreye sokar.

#### 3.3.2.1 COMP2D.FRM Komut düğmeleri

BESEKLE :Distilasyon kolonuna besleme ekler.

CMDHES :Hesap makinasını çalıştırır.

Command3D1 :Bileşen sayısını bir azaltarak gerekli giriş ızgaralarını bir satır azaltır.

Command3D2 :İterasyon sonucu onaylandığında, kullanılabilir hale geçer. Bu düğme kullanıldığında COMPG2D-Formu (grafik formu) açılır.

Command3D3 :Bileşen sayısını bir artırır.

Command3D6 :Programı bitirir.

CONEKLE :Distilasyon kolonuna bir yoğunlaştırıcı ilave eder, gerekli ızgaralara veri giriş hücreleri ekler.

KAYEKLE :Distilasyon kolonuna kaynatıcı ekler. Gerekli hücreleri G0 ve G2 ızgaralarına (grid) ekler.

RUN :Tablolardan veri alımı gerçekleştirdikten sonra iterasyonla hesap yapar ve verileri tablolara transfer eder.

YANEKLE :Distilasyon kolonuna yan akım ekler.

### 3.3.2.2 COMP2D.FRM Menüleri :

mnuAC :Kaydedilmiş dosyayı yükler.

mnuCık :Programı sonlandırır.

mnuKaydet :Verilerdeki değişikliği kaydeder, Eğer yeni oturumda yazılmış veriler varsa o zaman mnuYKAYDET altprogramını çağırır.

mnuYeni :Tüm tabloları silerek yeni bir oturum açar.

mnuYKAYDET :Yeni isimli dosyayı kaydetmek için veya dosyayı farklı adrese kaydetmek için kullanılır.

### 3.3.2.3 COMP2D.FRM Değişkenleri :

I :Genel kısım indisi.

J :Genel bileşen indisi.

C :Genel atama amaçlı değişken.

IC :Atama amaçlı indis değişkeni.

CF :Başlangıç formunda distilasyon kolonundaki beslemenin yerini hesaplamada kullanılır.

CP :Başlangıç formunda distilasyon kolonundaki yan akımın yerini hesaplamada kullanılır.

CB :Başlangıç formunda distilasyon kolonundaki kaynatıcının yerini hesaplamada kullanılır.

CC :Başlangıç formunda distilasyon kolonundaki yoğuşturucunun yerini hesaplamada yarar.

FXX(), FXT(), QXX():Başlangıç formunda ekipmanların yerini belirlemede kullanılan boyutsal değişkenler

MINLV :Geri akış oranının hesaplanması için minimum geri akış çarpanı.

XDHK :Distilattaki ağır bileşenin mol kesri.

XBLK	:Dip üründeki hafif bileşen.
NCOMP	:Bileşen sayısı.
NEK	:Distilasyon kulesindeki ekipmanların sayısı.
LKc	:Hafif anahtarı bulmada kullanılır.
HKc	:Ağır anahtarı bulmada kullanılır.
NXQ	:Ekipmanların isimleri. Besleme F, yan akım P, kaynatıcı K, yoğuşturucu C.
HATA_ISMI	:Dosya yüklenirken oluşacak hatayı numaralandıran değişken
F_ISIM	:Dosya kayıt işleminde Ekipmanların isimleri
F_Q	:Dosya kayıt işleminde beslemenin durumu.
F_MIKTAR	:Dosya kayıt işleminde besleme miktarı.
ONAY	:Dosya kayıt işleminde onay verir.

### 3.3.3 COMPG2D FORMU (KKG Formu) Alt Prosedürleri :

BASAMAK\_CIZ:Res resim kutusuna rafları çizer.

Cetvel :Res resim kutusu içersine cetvel çizer.

ch1 :Res resim kutusuna skala çizgileri ekler.

ch2 :Resim içindeki çizgilerinin kalınlığını değiştirir.

cizim :Denge eğrisi, basamaklar ve q doğrularını 'Res' resim kutusu içine çizer.

DENGE\_EGRISI :Resim kutusu içine denge eğrisi çizer.

DLINE :Düz çizgi çizer.

FUG :Fenske-Underwood\_Gilliland metodu ile minimum geri akış, minimum raf sayısı, gerçek raf sayısı ve beslemenin yeri hesaplanır.

KLINE :Kesikli çizgi çizer.

PLINE :Ardışık çizgi yapar.

VS1 :R geri akış değerlerini değiştirerek ekrana çözümü yansıtır.

TETA :Fenske-Underwood-Gilliland yönteminde kullanılan teta değerini gönderen bir fonksiyondur.

### 3.3.3.1 COMPG2D FORMU Komut Düğmeleri :

CMDNmin :Minimum raf miktarını hem normal yöntemle hemde Fenske Yöntemi ile bulur.

CMDRmin :Daha önce hesaplanmış olan minimum geri akış oranı kullanılarak çizim yapılır.

Command3D1 :Clipboard' a resmi gönderir.

Command3D2 :Sonuç Formunu (ONIZLEM) formunu çalıştırır.

Command3D3 :Ana forma geri döner.

Command3D4 :İlk değerlere geri dönüş yapar.

Command3D5 :Grafiği belirtilen isimle kaydeder.

### 3.3.3.2 COMPG2D FORMU Menü Seçenekleri :

mnuCLIP :Clipboard' a resmi gönderir.

mnuÇık :Ana programa döner.

mnuIZ :ONIZLEM Formunu çalıştırır.

mnuNm :Minimum raf miktarını hem normal yöntemle hemde Fenske Yöntemi ile bulur.

mnuPrint :ONIZLEM Formunu çalıştırarak sonuçları gösterir, yazıcıya gönderir.

mnuRmin :CMDRmin işlemini yapar.

### 3.3.3.3 COMPG2D FORMU Değişkenleri :

AL :Denge hesaplamalarında kullanılan alfa değeri.

Rmin :Minimum geri akış oranı.

I :Genel amaçlı İndis.

II :Genel amaçlı İndis.

III :Genel amaçlı İndis .

YC :Basamak çiziminde kullanılan Y değerleri.

XC :Basamak çiziminde kullanılan X değerleri.

XFSIN() :Basamak çizerken beslemenin yerini belirler.

Rac :F-U-G (Fenske-Underwood-Gilliland) yönteminde hesaplanan geri akış oranı.

RM\_FUG :F-U-G yönteminde minimum geri akış oranını hesaplar.

AFX :TETA fonksiyonunda kullanılan genel amaçlı değişken

A :TETA fonksiyonunda kullanılan alfa değeri.

### 3.3.4 IMGF FORMU (IMGF Formu) Alt Prosedürleri :

Form :Yüklemede resimin boyutlarını ayarlar.

Form\_Resize :Form değişikliklerinde devreye girerek resmin ölçülerini değiştirir.

### 3.3.5 ONIZLE (ONIZLET Formu) Alt Prosedürleri:

Form\_Resize :Formun boyutuna göre içindekileri düzenler.

SONUC\_TEXT:Her bölüm için sıvı ve buhar akımlarının tam dökümünü yapar.

SORU :Izgaraların içeriklerini gönderir.

ARA\_HESAP :Ara değerleri içeriklerinin text kutusuna gönderir.

#### 3.3.5.1 ONIZLE Değişkenler :

ENT :CHR(13) & CHR(10) içerikli return işlevini görür.

degisti :Döküman değiştiğinde değer alır.

### 3.3.6 ONIZLEM.FRM (ONIZLE Formu) Alt Prosedürleri :

#### 3.3.6.1 ONIZLEM.FRM Komut Düğmeleri :

Command3D1 :Verilerde değişiklik olup olmadığını kontrol ederek pencereyi kapatır.

Command3D2 :Sonuçların olduğu text editörünü çalıştırır.

Command3D3 :Grafiğın bulunduğu Formu (IMGF.FRM) çalıştırır.

Command3D4 :Sonuçları yazıcıya yazdırır.

#### 3.3.6.2 ONIZLEM.FRM Menü Seçenekleri :

mnuCIK :Command3D1 işlemini yapar.

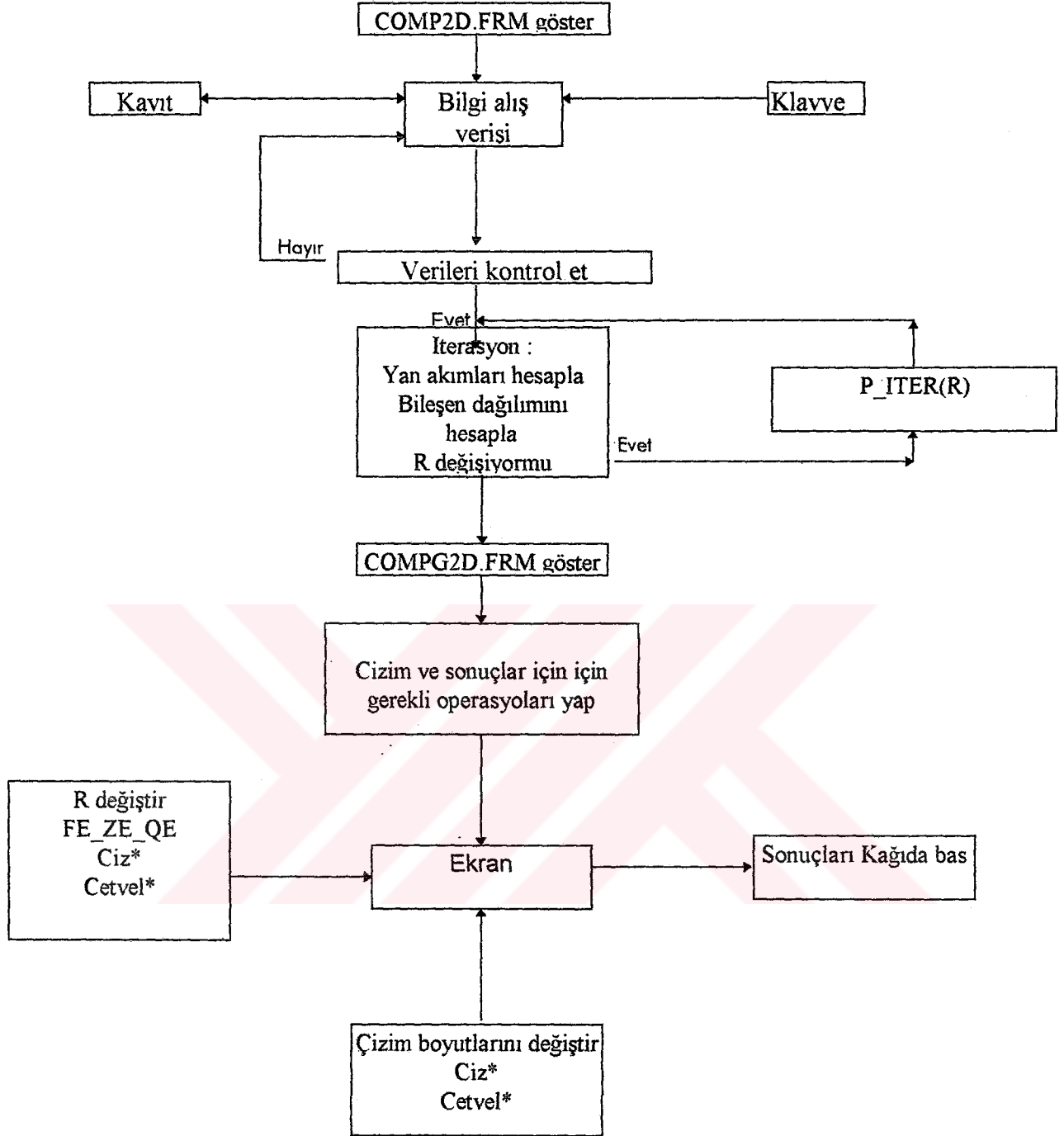
mnuDök :Command3D2 işlemini yapar.

mnuGRAFİK :Command3D3 işlemini yapar.

mnuPR:Command3D4 işlemini yapar.

### 3.3.7 Programın Kurulumu ve Kullanımı :

Program kurulumu için Windows3.1 oturumunda "Dosya" dan "Çalıştır" menüsünden 'A:\KUR.EXE' ile ; Windows 95 oturumunda ise "Başlat" dan "Çalıştır" menüsünden gene 'A:\KUR.EXE' programı kullanılır. Program WDISTIL10 dizininde 150KB genişliğinde yer kaplar.



Şekil 3.5 WCOMP1.0 programının genel algoritması

Program gene Visual-Basic 'te derlenmiş KKF başlangıç formu, KKG grafik formu, sonuçların basıldığı ONIZLE midi formu, sonuçların döküman kısmı için ONIZLEM editör formu ve IMGF adlı grafik sonucun bulunduğu 5 adet formdan oluşmuştur. Alt programların

toplam sayısı 130 dur, fonksiyonların toplam sayısı ise 10 dur. Bir adet özel VBX kütüphanesi vardır.

Kullanımda izlenecek yollar programın algoritmasında verilmiştir. Genel takip edilecek yollar aşağıda verilmiştir :

1- Program açıldığında Dosya( Menü) seçeneklerinden (Yeni, Aç, Kaydet, Yeni Adla Kaydet) kullanılarak istenildiğinde yeni oturum açılır.

2- Daha önce kaydedilmiş çalışma dosyaları "\*.kkg" uzantılı dosyalardır. İstenildiğinde bu dosyalar çağırılabilir ve değişiklik yapılarak tekrar kaydedilebilir.

3- Eğer yeni giriş yapılacaksa kolon üzerine mouse(fare) ile veya gerekli alet ikonlarından kullanılarak kolonun profili oluşturulur. Mouse sol düğmesine, "SHIFT" basılıyken kaynatıcı, "ALT" düğmesi basılıyken de yoğunlaştırucu eklenir. Kolondaki ekipman veya beslemelerin silinmesi için mouse' in sağ tuşu ekipmanın veya beslemenin üzerine getirilerek kullanılır.

4- Oluşturulan distilasyon kolonu ile otomatik şekillenen giriş tablolarına gerekli girişler yapılır. Bileşen sayısına göre tablolar şekillendirilir. Distilat, dip ürün ve yan akımların mol kesirlerinin girilirken, miktarı bilinmeyen bileşenler için "?" konulması yeterlidir. Programın anahtar bileşenlerin belirlemesi için, distilattaki en ağır bileşenin miktarı ve dip üründeki en hafif bileşenin miktarı girilmelidir.

5- İterasyon düğmesine basıldığında gerekli hesaplamalar yapıldıktan sonra tablolardaki değişimleri ve eksik kısımların("?" işaretli) cevaplarını tablolara yansıtır.

6- Bu işlemlerden sonra "Çiz" düğmesine basılarak grafik çözüme geçilir.

7- Grafik formunda geri akış oranları değiştirilerek, grafik çözüm değişimi izlenebilir. Ekrandaki grafik, büyütme ve küçültme işlemleri WDISTIL1.0 programında olduğu gibi "Q" ve "E" kaydırma işlemleri ise "A", "S", "W" ve "Z" ile yapılabilir. Araç çubuklarından(toolbar) grafik kopyalanabilir, ve sonuçları yazdırma işlemleri gerçekleştirilebilir.

## 4. SONUÇLAR

İkili bileşenler için geliştirilmiş McCabe-Thiele ve Ponchon-Savarit yöntemlerini kullanan WDISTIL1.0 programı ile bir McCabe-Thiele örneği çözümü, bir Ponchon-Savarit örneği çözümü, Hengstebeck' in Kister tarafından düzenlenmiş yöntemini[9] kullanan WCOMP1.0 programı, kompleks kolonlar çok bileşenli sistem için bir , ikili bileşenli sistem tek beslemeli kolonlar için bir, tek beslemeli kolon çok bileşenli sistem için ise 2 örnek çözümü yapılmıştır.

### 4.1 McCabe-Thiele Yöntemi

Aşağıda Benzen-Toluen sistemi için McCabe-Thiele Yöntemi çözümünün Program ile ve aynı örneğin Mathcad 5.0 ile çözümü görülmektedir.

#### 4.1.1 ÖRNEK 1 (benztol2.gmt)

%40 mol benzen ve %60 mol toluen içeren doygun buhar beslemesi 100 kgmol/saat olarak kolona 101.32 kPa mutlak basınçta beslenmektedir. Distilat %90 mol benzen, taban ürün ise %27.5 mol benzen içermektedir. Geri akış oranı 4:1'dir. Distilat D ve taban ürün W miktarlarını kgmol/saat olarak hesaplayınız. Ayrıca gerekli teorik raf sayısını bulunuz.

#### Denge Değerleri :

X	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
Y	0	0,2	0,37	0,5	0,6	0,7	0,78	0,84	0,9	0,95	1,0

teorik raf sayısı = 5.5

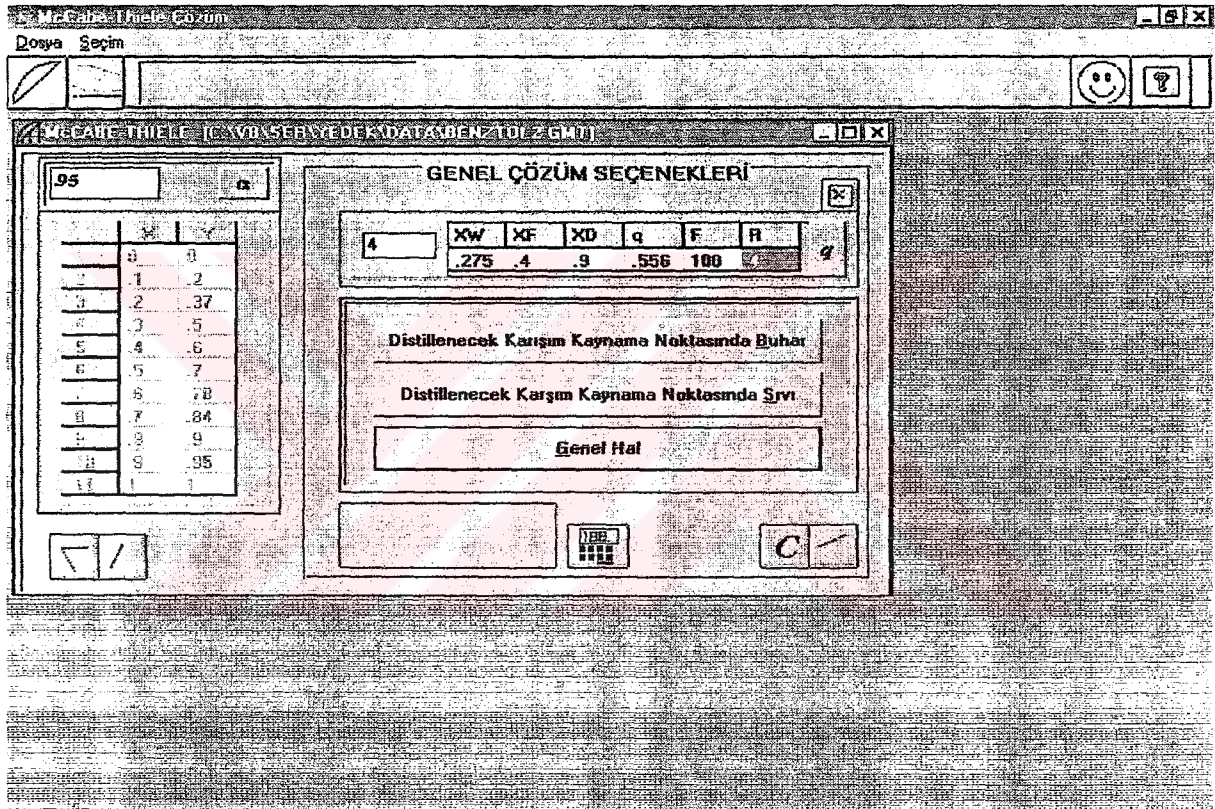
$$F = D + W = 100$$

$$F x_F = D x_D + W x_W$$

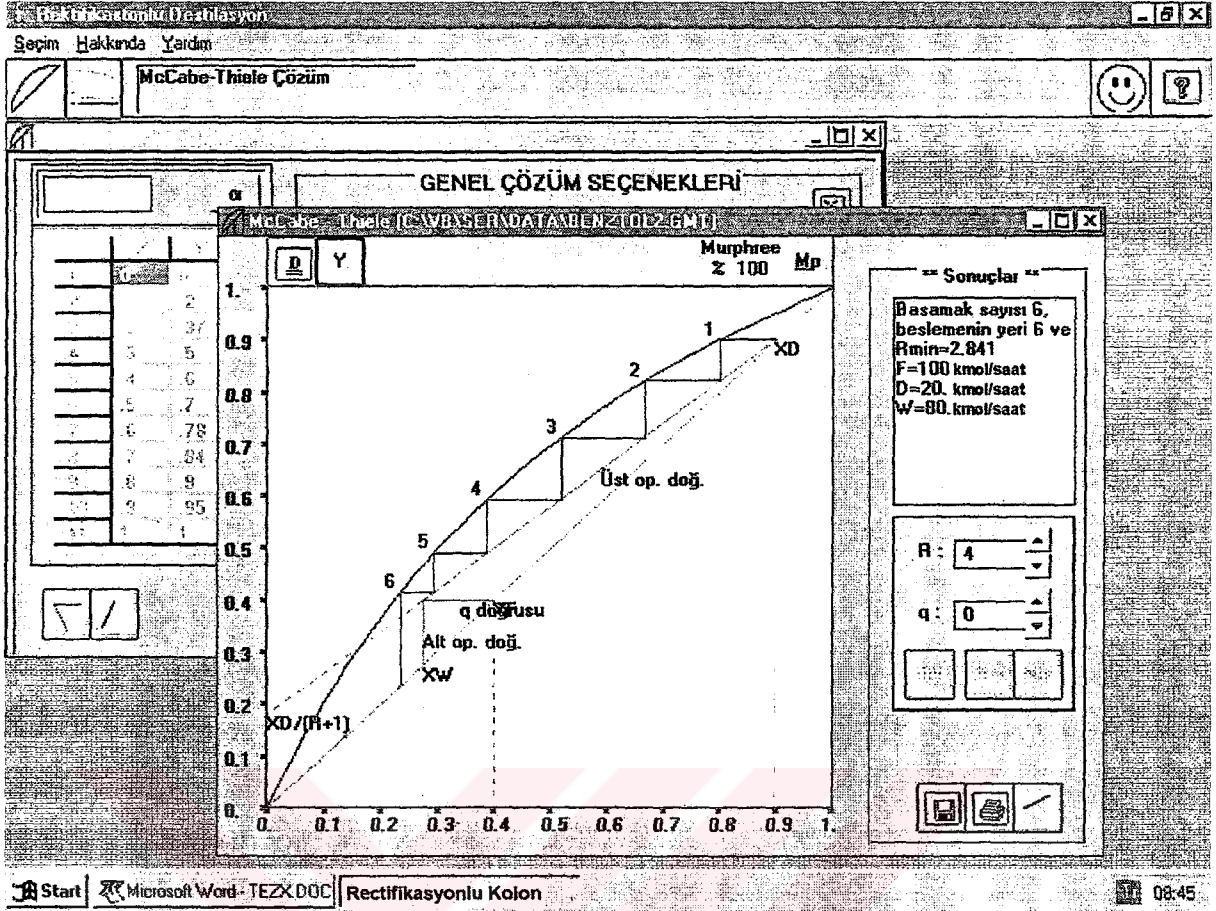
$$100x0.4 = Dx0.90 + (100 - D)x0.275$$

$$D = 20 \text{ kgmol/saat ve } W = 80 \text{ kgmol/saat}$$

$$\frac{x_D}{R+1} = \frac{0.9}{4+1} = 0.18$$



Şekil 4.1 Örnek uygulamanın veri giriş ekranı



Şekil 4.2 Örnek uygulamanın çözüm diyagramı

$$F := 100 \frac{\text{mol}}{\text{min}}$$

$$z_f := 40\%$$

$$x_d := 90\%$$

$$x_b := 27.5\%$$

$$q := 0$$

$$D := \frac{F(z_f - x_b)}{(x_d - x_b)}$$

$$D = 20.0006 \frac{\text{mol}}{\text{min}}$$

$$B := F - D$$

$$B = 80.0006 \frac{\text{mol}}{\text{min}}$$

$$x_i := 0.5 \quad \text{given}$$

$$y_e(x_i) = \frac{q}{q-1} \cdot x_i - \frac{z_f}{q-1}$$

$$x_i := \text{find}(x_i)$$

$$y_i := y_e(x_i)$$

$$R_{\min} := \frac{x_d}{x_d - x_b} \frac{x_d - y_i}{x_d - x_i} - 1$$

$$R_{\min} = 2.8412$$

$$L_r := R_{\min} D$$

$$L_r = 56.8242 \frac{\text{mol}}{\text{min}}$$

$$V_r := L_r + D$$

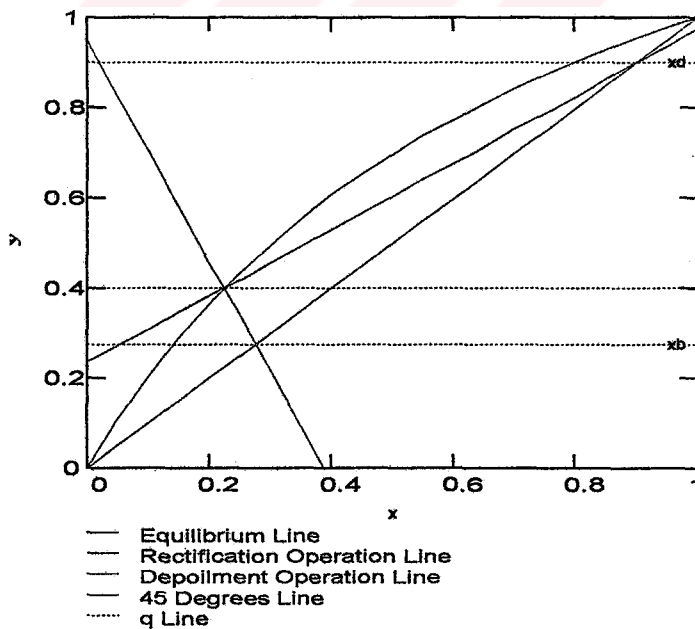
$$V_r = 76.8242 \frac{\text{mol}}{\text{min}}$$

$$L_d := F q + L_r$$

$$L_d = 56.8242 \frac{\text{mol}}{\text{min}}$$

$$V_d := F(q-1) + V_r$$

$$V_d = -23.1758 \frac{\text{mol}}{\text{min}}$$



Şekil 4.3 Mathcad ile minimum geri akış bulunması

$$R_r := 4$$

$$R_{min} = 2.8412$$

$$V_r := D \cdot (R_r + 1)$$

$$L_r := V_r \cdot \left( \frac{R_r}{R_r + 1} \right)$$

$$L_d := F \cdot q + L_r$$

$$V_d := F \cdot (q - 1) + V_r$$

$$i := 0..200$$

$$x_{p_0} := x_d$$

$$y_{p_0} := x_d$$

$$x_q := \frac{\frac{D \cdot x_d}{V_r} + \frac{B \cdot x_b}{V_d}}{\frac{L_d}{V_d} - \frac{L_r}{V_r}}$$

$$y_q := \frac{L_r \cdot x_q + D \cdot x_d}{V_r}$$

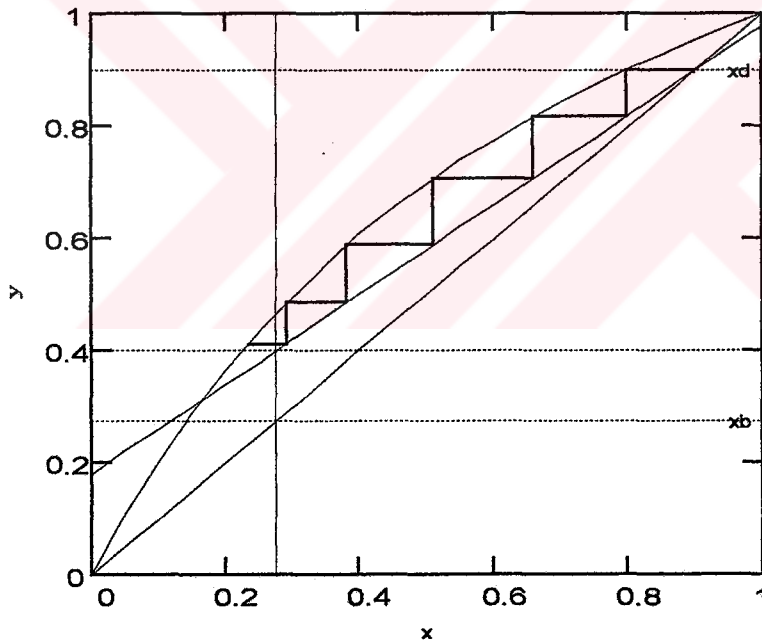
$$\begin{pmatrix} y_{p_{i+1}} \\ x_{p_{i+1}} \end{pmatrix} := \begin{cases} \text{if } (x_{p_i} > x_q, \frac{L_r \cdot x_{p_i} + D \cdot x_d}{V_r}, \frac{L_d \cdot x_{p_i} - B \cdot x_b}{V_d}) \\ y_{p_i} \\ \alpha - (\alpha - 1) \cdot y_{p_i} \end{cases}$$

$$V_{f_i} := \phi(x_{p_i} - x_q)$$

$$N_f := \frac{\sum V_{f_i} + 1}{2}$$

$$V_{n_i} := \phi(x_{p_i} - x_b)$$

$$N_t := \frac{\sum V_{n_i} + 1}{2}$$



$$V_r = 100.0000 \frac{\text{mol}}{\text{min}}$$

$$L_r = 80.0000 \frac{\text{mol}}{\text{min}}$$

$$V_d = 1.301010^{-14} \frac{\text{mol}}{\text{min}}$$

$$N_f = 6$$

$$L_d = 80.0000 \frac{\text{mol}}{\text{min}}$$

$$N_t = 6$$

- Equilibrium Line
- Rectification Operation Line (ROL)
- Depoilment Operation Line (DOL)
- 45 Degrees Line
- ..... q Line
- ┌ Etapas

Şekil 4.4 Mathcad ile aynı örnek uygulama için yapılan hesaplamamın dökümü

## 4.2 Ponchon-Savarit Yöntemi

### 4.2.1 ÖRNEK 2 (etansu1.gps)

%50 etanol içeren bir etanol-su çözeltisi doymuş bir sıvı olarak 453.6 kg/saat'lik bir debi ile 101.3 kPa basınçta bir distilasyon kolonuna beslenmektedir. Distilat %85, taban ürün ise %3 etanol içermektedir. Geri akış oranı 1.5'tur.

- Distilat ve taban ürün miktarlarını,
- Gerekli teorik raf sayısını,
- Yoğuşturucu ve kazan ısı yüklerini bulunuz.

**Tablo 4.1 Etanol-su entalpi denge verileri**

°C	X	Y
100	0	0
98.1	0.02	0.192
95.2	0.05	0.377
91.8	0.1	0.527
87.3	0.2	0.656
84.7	0.3	0.713
83.2	0.4	0.746
82.0	0.5	0.771
80.1	0.7	0.822
79.1	0.8	0.858
78.3	0.9	0.912
78.2	0.94	0.948
78.1	0.96	0.959
78.2	0.98	0.978
78.3	100	1.00

kütle kesri	sıvı entalpisi (kcal/kg)	buhar entalpisi (kcal/kg)
0	100.07	639
0.1	88.79	601.24
0.3	75.02	524.00
0.5	68.29	446.77
0.7	61.74	368.97
0.9	53.68	292.29
1.0	49.49	254.22

Çözüm :

a)  $F = D + W$

$$F x_F = D x_D + W x_w$$

$$453.6 \cdot 0.5 = D \cdot 0.85 + (453.6 - D) \cdot 0.03$$

$$D = 260 \text{ kg/saat ve } W = 193.6 \text{ kg/saat}$$

b) Analitik çözüm için,  $H_1$  ve  $h_D$  Şekil 2.12'den yararlanarak aşağıda anlatıldığı şekilde enterpolasyonla bulunmuştur.

$$\frac{0.85 - 0.8}{0.8 - 0.9} = \frac{H_1 - 300}{300 - 270} \Rightarrow H_1 = 275 \text{ kcal/kg}$$

$$\frac{0.85 - 0.8}{0.8 - 0.9} = \frac{h_D - 45}{45 - 42} \Rightarrow h_D = 43.5 \text{ kcal/kg}$$

Bulunan değerler yerine yazılırsa,

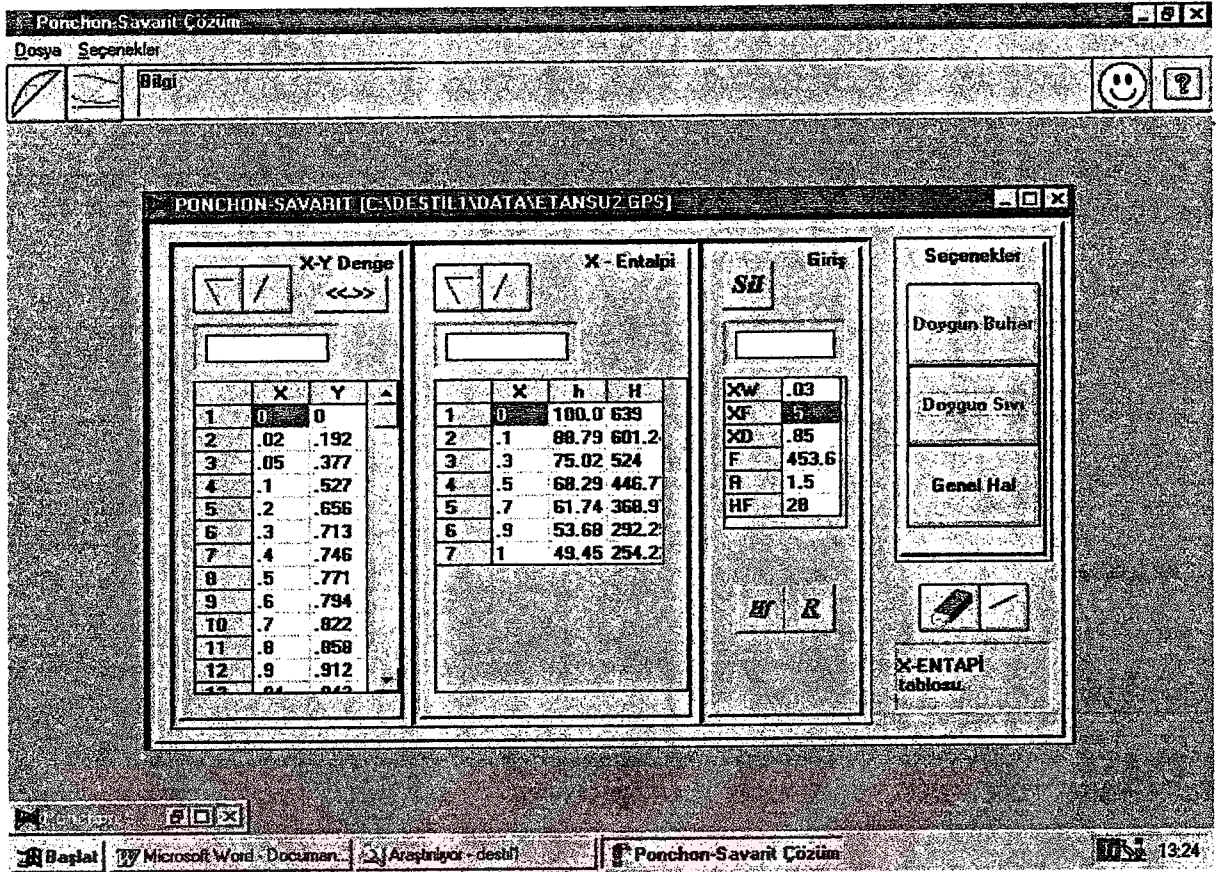
$$R = \frac{H' - H_1}{H_1 - h_D} = \frac{H' - 275}{275 - 43.5} = 1.5 \Rightarrow H' = 622.25 \text{ kcal/kg}$$

$$F h_F = W H'_w + D H_1 \Rightarrow 453.6 \cdot 57 = 193.6 \cdot H'_w + 260 \cdot 622.25$$

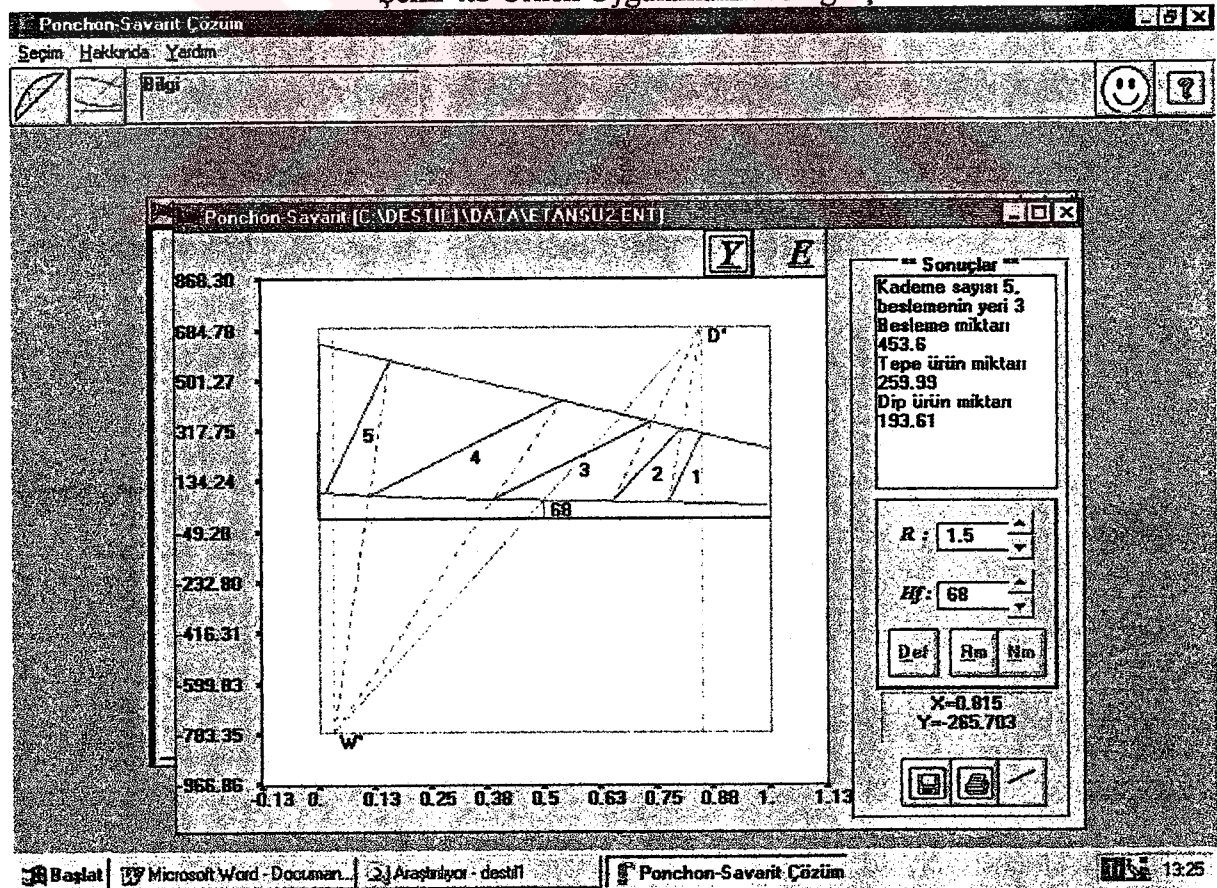
$$H'_w = -702.11 \text{ kcal/kg}$$

c)  $H' = h_D + \frac{q_c}{D} \Rightarrow 622.25 = 43.5 + \frac{q_c}{200} \Rightarrow q_c = 115750 \text{ kcal/kg}$

$$H'_w = h_w - \frac{q_r}{W} \Rightarrow -702.1 = 87 - \frac{q_r}{193.6} \Rightarrow q_r = 152769 \text{ kcal/kg}$$



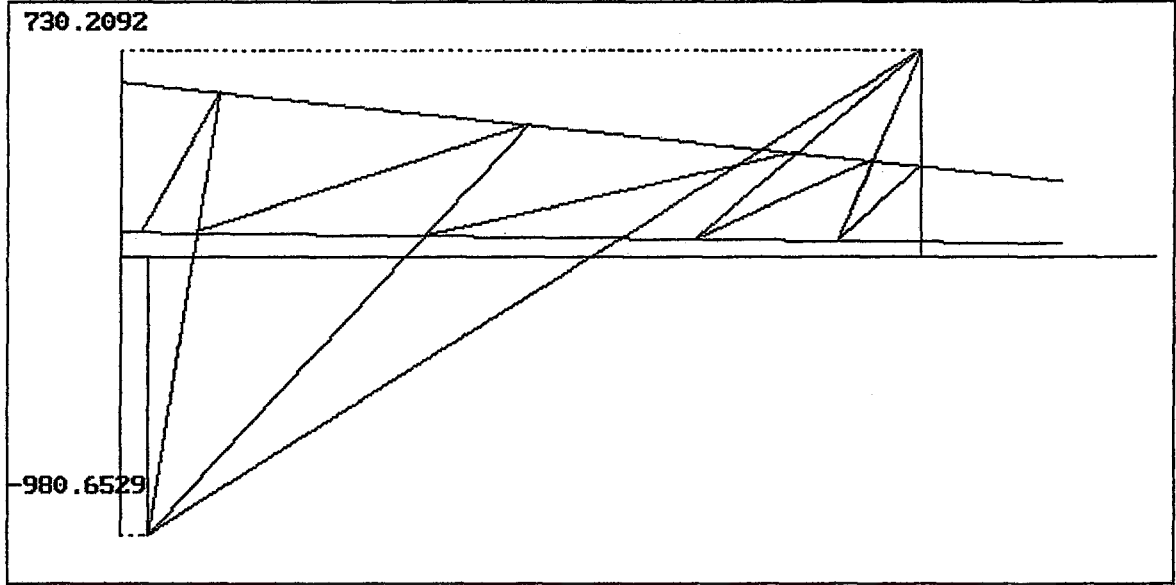
Şekil 4.5 Örnek Uygulamanın veri girişi



Şekil 4.6 Örnek uygulamanın çözüm diyagramı

Aynı program daha önce aynı konuda geliştirilmiş Dos altında çalışan program ile çözülmüştür. grafiği ve sonuçları aşağıdadır.

Raf sayısı= 5 Besleme rafi= 3



DEĞER DEĞER. (X, Y) X, D. SIVI VE D. BUNAR ENT. DEĞER. GİRİŞLER

0.0000	0.0000	0.0000	100.07	639.60	KD= .85
0.1000	0.5270	0.1000	88.79	601.24	KF= .5
0.3000	0.7130	0.3000	75.02	524.00	KW= .03
0.5000	0.7710	0.5000	68.29	446.77	B = 1.5
0.7000	0.8220	0.7000	61.74	368.97	F = 453.6
0.9000	0.9120	0.9000	53.68	292.29	D = 260
1.0000	1.0000	1.0000	49.45	254.22	W = 193.6

Şekil 4.7 Başka bir program ile aynı örnek uygulamanının çözümü

### 4.3 Kompleks Kolon Tasarımları

#### 4.3.1 Örnek 3 (Depropan) Çok bileşenli distilasyon kompleks kolon tasarımı[8].

Bölüm 3.2 de anlatılan Kister tarafından geliştirilmiş olan bu yöntem kullanılarak King tarafından[9] verilen üç beslemeli karışımlarına ait problem, geliştirilen bilgisayar programı ile çözülmüş ve verilen analitik çözümle karşılaştırılmıştır.

Metan(C1), Etan(C2), Propan(C3), n-Bütan(C4),n-Pentan(C5) ve n-Hekzan(C6) dan oluşan bir karışım, bir distilasyon kolonuna 3 ayrı noktadan beslenmektedir. Kolona giriş ve çıkış akımları Tablo 4.2 de verilmiştir. % 80 propan içeren bir yan akım, 100 kmol/saat debi ile kolondan çekilmektedir. Baş ürün C<sub>4</sub>' ten %0.5 den daha fazla içermemesi gereken bir buhar olarak geri kazanılması istenmektedir. Taban ürünlerde propan % 1' i geçmemelidir. Kolon orta basınçtaki buharla ısıtılır. İşletme, ara kaynatıcıda kullanılabilen düşük basınçtaki buhara sahiptir. Yapılan ön hesaplama, ara kaynatma işlemi için en iyi yerin sıvıda C<sub>4</sub>'ün C<sub>3</sub>'e oranının 4:1 olduğu yer olduğu belirlenmiştir. Düşük basınçtaki buhar 1.58 milyon kJ/saat olarak ele geçmektedir. Kolon minimum iç riflaksın % 25 üzerinde ki bir L/V oranında çalışması için tasarlanmıştır.

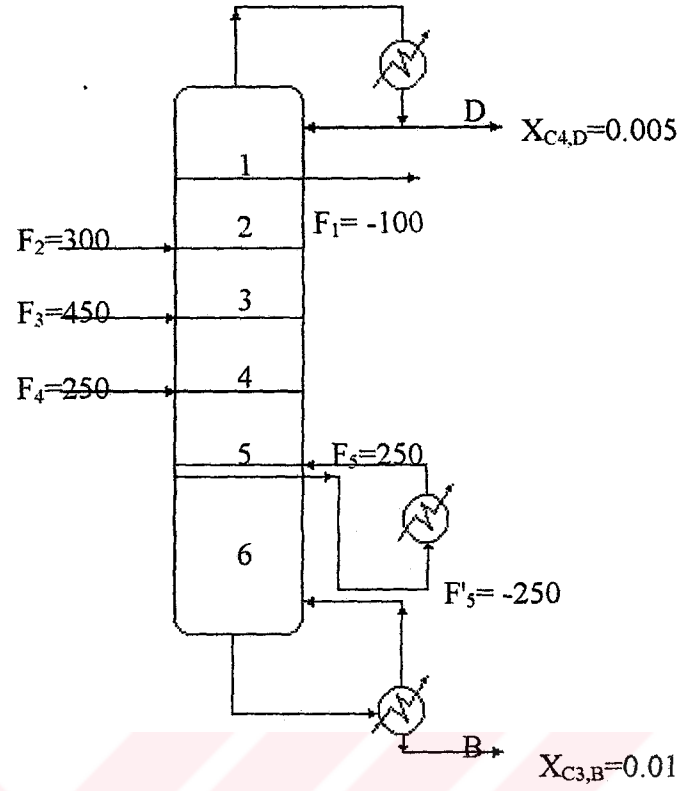
Ayırımın yapılabilmesi için kaç rafa ihtiyaç vardır ve beslemelerin girişi, ürünlerin çıkışı ve ara kaynatıcı nereye yerleştirilmelidir? Gerçek kolon profili nedir?

#### 4.3.1.1 Analitik Çözüm :

Distilasyon kolonu Şekil 4.8 'de gösterilmektedir. Önce yan ürünlerin başlangıç değerlendirmesini yaparak, bir kütle dengesi elde edilir. Bu değerlendirmeyi elde etmek için bir ön geri akış oranı tahmin edilmelidir. Bu tahminin doğru olup olmaması önemli değildir. Ayrıca bütün hafif anahtar olmayan bileşenlerinde en üstten ayrıldığı farzedilir.

**Tablo 4.2** Kolona giren ve çıkan akımlar ve besleme durumları

Bileşen	F <sub>1</sub>	F <sub>2</sub>	F <sub>3</sub>	F <sub>4</sub>	F <sub>5</sub>	F' <sub>5</sub>
C <sub>1</sub>	?	160	100	-	-	-
C <sub>2</sub>	?	30	50	10	-	-
C <sub>3</sub>	-80	50	150	50	50	-50
C <sub>4</sub>	?	20	90	60	200	-200
C <sub>5</sub>	-	20	30	60	-	-
C <sub>6</sub>	-	20	30	70	-	-
<b>Toplam kmol/h</b>	<b>-100</b>	<b>300</b>	<b>450</b>	<b>250</b>	<b>250</b>	<b>-250</b>
<b>q</b>	<b>1</b>	<b>0.25</b>	<b>0.4</b>	<b>1</b>	<b>0</b>	<b>1</b>
<b>F<sub>e</sub> kmol/saat</b>	<b>?</b>	<b>70</b>	<b>240</b>	<b>110</b>	<b>250</b>	<b>-250</b>
<b>Z<sub>e</sub></b>	<b>?</b>	<b>0.71</b>	<b>0.63</b>	<b>0.45</b>	<b>0.2</b>	<b>0.2</b>



Şekil 4.8 Kolon profili

Tablo 4.3 Besleme akımlarının miktarları ve buharlaşan mol kesirleri

Akım, kmol/saat	1	2	3	96.1 °C de ortalama K değeri
Metan	160	100	-	15.0
Etan	30	50	10	3.8
Propan	50	150	50	1.55
n-Butan	20	90	60	0.80
n-Pentan	20	30	60	0.38
n-Hexan	20	30	70	0.19
<b>Toplam</b>	<b>300</b>	<b>450</b>	<b>250</b>	
<b>Besleme durumu</b>	<b>0.75</b>	<b>0.6</b>	<b>0</b>	

1. 2.45 eşitliğinden kmol/saat cinsinden  $l_1$  hesaplanır.

$$l_1 = \sum_{i=1}^{n_{LNK}} \frac{d_i}{K_i / K_{HK} - 10}$$

$$\frac{160+100}{(15/08)-1} + \frac{30+50+10}{(38/08)-1} = 15+24 = 39 \text{ kmol/saat}$$

2. Geriakış oranı 0.9 olarak farzedilir.

$$D = 260 + 90 + 250 - 100 = 500 \text{ kmol/saat}$$

$$L_1 = 500 \times 0.9 = 450 \text{ kmol/saat}$$

ve sıvıdaki hafif bileşenlerin kompozisyonu,

$39/450 = 0.09$  olur. Yan akımların kompozisyonu ise;

$$\text{Metan} = (15/39) \times 0.09 \times 100 = 3 \text{ kmol/saat}$$

$$\text{Etan} = (24/39) \times 0.09 \times 100 = 6 \text{ kmol/saat}$$

$$\text{Propan} = (0.8 \times 100) = 80 \text{ kmol/saat}$$

$$\text{Butan} = 100 - 3 - 6 - 80 = 11 \text{ kmol/saat}$$

Kütle dengesi Tablo 4.4 de görülmektedir. Eğer yan akımlar baş ürün akış hızına çok yakınsa, iyi bir kütle dengesi için deneme yanılma işlemine başvurmak gerekebilir.

**Tablo 4.4** Yapılan kütle dengesi ile hesaplanan tepe, dip ve yan ürün dağılımları.

<i>Bileşen</i>	<i>Toplam besleme, kmol/saat</i>	<i>Tepe ürünü, kmol/saat</i>	<i>Dip ürünü, kmol/saat</i>	<i>Yan ürünü, kmol/saat</i>
Metan	260	257	-	3
Etan	90	84	-	6
Propan	250	166	4	80
n-Bütan	170	2	157	11
n-Pentan	110	-	110	-
n-Hekzan	120	-	120	-
<b>Toplam</b>	<b>1,000</b>	<b>509</b>	<b>391</b>	<b>100</b>

3. Gizli ısının 6330 kJ/kmol olduğunu varsayarak  $F_s$  bulunur.

$$F_s = 1.58 \times 10^6 / 6330 = 250 \text{ kmol/saat}$$

4. 2.58, 2.70, 2.73 eşitliklerini kullanarak (Tablo 4.5) her yan akım ve besleme için  $q_e$  değeri hesaplanır.

**Tablo 4.5** beslemeler ve yan akım için 2.18, 2.30, 2.33 eşitlikleri ile hesaplanan  $q_e$  değerleri

J	$F_j q_j$	$\frac{f_{c1}}{K_{c1}/K_{c4} - 1}$	$\frac{f_{c2}}{K_{c2}/K_{c4} - 1}$	$\frac{f_{c5}}{1 - K_{c5}/K_{c3}}$	$\frac{f_{c6}}{1 - K_{c6}/K_{c3}}$	$F_e$	$q_e$
1	-100	-0.2	-1.6	-	-	-91	1.12
2	75	9.0	8.0	26.5	22.8	-70	0.61
3	180	5.6	13.3	39.7	34.2	240	0.52
4	250	-	2.7	79.5	79.8	110	0.85
5,6	-	-	-	-	-	250	0, 1

5. Denge eğrisi çizilir. Minimum geri akış hesaplanması için 5. adımda tarif edilen işlem takip edilir. Burada kullanılan denge eğrisi, aynı sistem için King in sunduğu ile aynıdır[7]. Göreceli uçuculukta büyük bir değişim olmadığı varsayılır.

6. Her besleme ve yan ürün için eşdeğer besleme kompozisyonu noktasından  $q_e/(q_e - 1)$  eğimli bir doğru çizerek  $q_e$  doğruları yapılandırılır.

**Tablo 4.6** Eşdeğer ikili besleme mol kesirleri ve besleme durumu

J	$Z_e = \frac{Z_{c3}}{Z_{c3} + Z_{c4}}$	$\frac{q_e}{q_e - 1}$
1	0.88	9.3
2	0.71	-1.56
3	0.63	-1.08
4	0.45	-5.67
5	0.20	0
6	0.20	$\infty$

7. 2.51 eşitliği kullanılarak her besleme için  $x_{e,int}$  saptanır. (J-1) bölüm için hesaplanmış olan bu değerler, anahtar bileşenler için Tablo 4.6 ve 4.7 de listelenmiştir ve hesaplamaları azaltmak için bu tablolara başvurulabilir.

**Tablo 4.7** Operasyon doğrularınının  $x=y$  doğrusunu kestiği noktalar

J	$x_{e,int}$
1	$X_{e,D} = 0.988$
2	$(-80-166)/(-91-168) = (-246)/(-259) = 0.95$
3	$(50-246)/(70-259) = (-196)/(-189)=1.037$
4	$(150-196)/(240-189) = -46/51 = -0.902$
5,6	$(50-46)/(110+51) = 4/161 = 0.025$

8.  $q$  doğrusu ve denge doğrusunun kesişimleri ile  $x_{e,int}$  noktaları birleştirilir. 2.52 eşitliği kullanılarak her akım için minimum geri akış saptanır. Tekrar, (J-1) bölüm için hesaplanmış bu değerler, anahtar bileşenler için,

J=1

$$R_e = 0.988/0.645-1 = 0.53$$

J=4

$$R_e = \frac{1.166-150/168}{0.1} + 0.228 - \frac{240}{168}(0.52-1)-1$$

$$= 0.273/0.1+0.914-1=2.64$$

J=2

$$R_e = \frac{0.988-(-80)/168}{0.455} - \frac{(-91)}{168}(1.12-1)-1$$

$$= 1.464/0.455+0.065-1=2.28$$

J=5

$$R_e = \frac{0.273-50/168}{-0.015} + 0.914 - \frac{110}{168}(0.85-1)-1$$

$$= \frac{-0.025}{-0.015} + 1.012 - 1 = 1.68$$

J=3

$$R_e = \frac{1.464-50/168}{0.335} + 0.065 - (70/168)(0.61-1)$$

$$= 1.166/0.335+0.228-1=2.71$$

J=6

$$R_e = \frac{-0.025}{-0.035} + 1.012 - \frac{250}{168}(0-1)-1=1.68$$

$$= \frac{-0.025}{-0.035} - 2.5 - 1 = 2.21$$

Her bölüm için yapılan karşılaştırmada en büyük değer J=3 bölümü için 2.71 değeri olduğu görülür. Bu yüzden 2.60 eşitliğinden minimum eşdeğer geriakış oranı  $2.71 \times 168 = 455$  kmol.saat olarak bulunur.

9. Minimum  $L_e$  nin %25 üzerinde olduğu işlem için 2.47 nolu eşitlikten  $J=3$  deki minimum geri akış için  $L_e$  bulunur.

$$L_{e,3} = 2.71 \times 168 - 1.12 \times 91 + 0.61 \times 70 = 396 \text{ kmol/saat}$$

istenen sıvı akış hızı ise,  $396 \times 1.25 = 495 \text{ kmol/saat}$

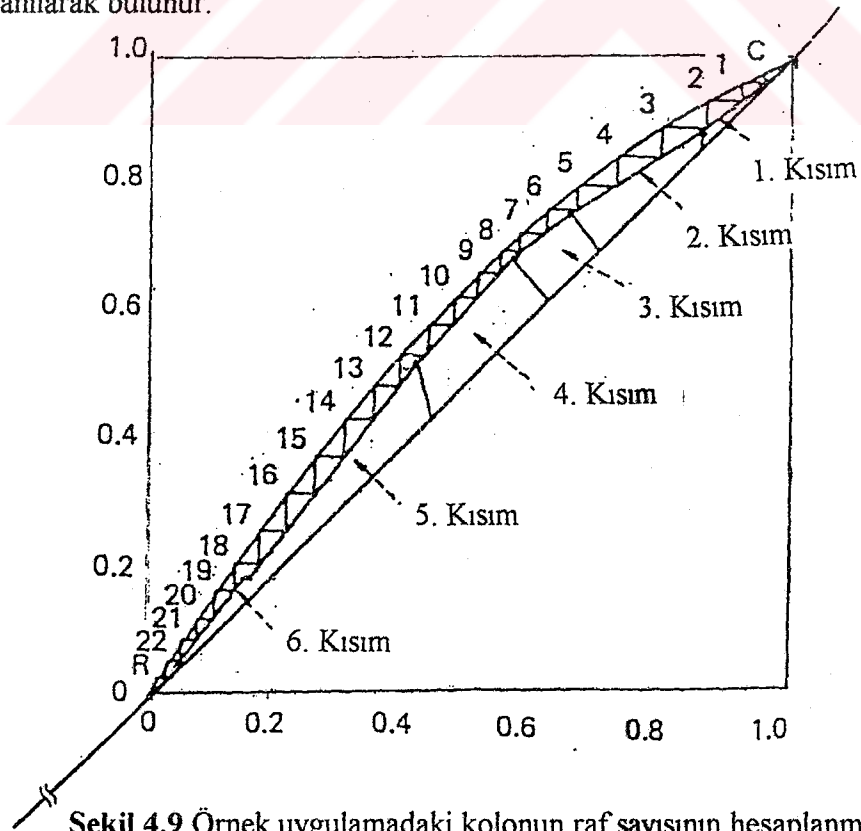
1. bölümde istenen eşdeğer sıvı akışına eşitlik 2.47 kullanılarak geri dönülür :

$$L_{e,1} = 495 - 0.61 \times 70 + 1.12 \times 91 = 554$$

2.60 nolu eşitlikten eşdeğer geri akış oranı ;

$$R_e = 554/168 = 3.3 \text{ olarak bulunur.}$$

10. Hengstebeck diyagramı ile raf sayısı bulunur(Şekil 4.9). Operasyon doğruları  $x_{e,int}$  kullanılarak çizilmiştir. (7.adım).  $y_e(0)$  nin bulunması için eşitlik 2.52 ve operasyon geri akış oranı kullanılarak bulunur.



Şekil 4.9 Örnek uygulamadaki kolonun raf sayısının hesaplanması

11. Şekil 4.9 deki Hengstebeck diyagramı distilasyon işlemi için 22 teorik raf gerektiğini göstermektedir. Ürün boşaltma ikinci raftan olmakta ve beslemeler sırasıyla 5. 6. 7. 8. 11. 12. bölümler arasından girer ve kaynatıcı 18. rafta kullanılmalıdır.

12 Kolon akış profilini bulmak için 2.45a ve 2.46a eşitliklerinden 'l' ve 'v' saptanır, 2.45b ve 2.46b eşitliklerinden 'l' ve 'v' saptanır, 2.47 ve 2.48 den  $L_e$  ve  $V_e$  ile 2.43 ve 2.44 den L ve V saptanır(bkz. Tablo 4.8).

13 Yan akımlar kontrol edilir.

Metan	= (14/590)x100	= 2 kmol/saat
Etan	= (22/590)x100	= 4 kmol/saat
Propan	= 0.88x(100-2-4)	= 83 kmol/saat
Butan	= 0.12x(100-2-4)	= 11 kmol/saat

Geri akış oranı tahmini, %30 farklı olmasına karşın 2. adımda da bir önceki değerlendirmeden çok farklı sonuçlar alınmamıştır.

Bu kısa iterasyonlu çözüden farklı olarak WCOMP1.0 ile çok iterasyonu işlem yapınca şekil 4.11 de verilen sonuçlar çıkar.

**Tablo 4.8** Örnek uygulamanındaki kolonun sıvı ve buhar debi hesapları (kmol/saat).

J=1

$$l_1 = \frac{257}{15/0.8-1} + \frac{84}{3.8/0.8-1} = 14 + 22 = 36$$

$l'_1=0$

$$L_{e,1} = 3.3 \times 168 = 554$$

$$L_1 = L_{e,1} + l_1 + l'_1 = 590$$

$$\text{Gerçek geri akış oranı} = L/D = 590/509 = 1.16$$

J=2 için ise,

$$l_2 = 36 + \frac{3}{15/0.8-1} + \frac{6}{3.8/0.8-1}$$

$$l_2 = 36 + 0 + 2 = 38$$

$l'_2=0$

$$v_1 = \frac{257}{1-0.8/15} + \frac{84}{1-0.8/3.8}$$

$$v_1 = 271 + 106 = 377$$

$$v'_1 = 0$$

$$V_{e,1} = (3.3 + 1)168 = 722$$

$$V_1 = V_{e,1} + v_1 + v'_1 = 1099$$

$$L_{e,2} = 554 + 1.12(-91) = 452$$

$$L_2 = L_{e,2} + l_2 + l'_2 = 490$$

$$v_2 = 377 + \frac{3}{1-0.8/15} + \frac{6}{1-0.8/3.8}$$

$$v_2 = 377 + 3 + 8 = 388$$

$$v'_2 = 0$$

$$V_{e,2} = 722 + (1.12 - 1)(-91) = 711$$

$$V_2 = V_{e,2} + v_2 + v'_2 = 388 + 711 = 1099$$

J=3

$$l_3 = 38 - \frac{160}{15/0.8-1} - \frac{30}{3.8/0.8-1}$$

$$l_3 = 38 - 9 - 8 = 21$$

$$l'_3 = \frac{20}{1.0-0.38/1.55} + \frac{20}{1-0.19/1.5}$$

$$l'_3 = 26 + 23 = 49$$

$$L_{e,3} = 452 + 0.61 \times 70 = 495$$

$$L_3 = L_{e,3} + l_3 + l'_3 = 465 + 21 + 49 = 565$$

$$v_3 = 388 - \frac{160}{1-0.8/15} - \frac{30}{1-0.8/3.8}$$

$$v_3 = 388 - 169 - 38 = 181$$

$$v'_3 = \frac{20}{1.55/0.38-1} + \frac{20}{1.55/0.19-1}$$

$$v'_3 = 6 + 3 = 9$$

$$V_{e,3} = 711 + (0.61 - 1)70 = 684$$

$$V_3 = V_{e,3} + v_3 + v'_3 = 684 + 181 + 9 = 874$$

J=4

$$l_4 = 21 - \frac{100}{15/0.8-1} - \frac{50}{3.8/0.8-1}$$

$$l_4 = 21 - 6 - 13 = 2$$

$$l'_4 = 49 + \frac{30}{1-0.38/1.55} + \frac{30}{1-0.19/1.55}$$

$$l'_4 = 49 + 40 + 34 = 123$$

$$L_{e,4} = 495 + 0.52 \times 240 = 620$$

$$L_4 = L_{e,4} + l_4 + l'_4 = 745$$

$$v_4 = 181 - \frac{100}{1-0.8/15} - \frac{50}{1-0.8/3.8}$$

$$v_4 = 181 - 106 - 63 = 12$$

$$v'_4 = \frac{30}{1.55/0.38-1} + \frac{30}{1.55/0.19-1}$$

$$v'_4 = 9 + 10 + 4 = 23$$

$$V_{e,4} = 684 + (0.52 - 1)240 = 569$$

$$V_4 = V_{e,4} + v_4 + v'_4 = 569 + 12 + 23 = 604$$

J=5

$$l_5 = 2 - \frac{10}{3.8/0.8-1} = 0$$

$$l'_5 = 123 + \frac{60}{1-0.38/1.55} + \frac{70}{1-0.19/1.55}$$

$$l'_5 = 123 + 79 + 80 = 282$$

$$L_{e,5} = 620 + 0.85 \times 110 = 714$$

$$L_5 = L_{e,5} + l_5 + l'_5 = 996$$

$$v_5 = 12 - \frac{10}{1-0.8/3.8} = 0$$

$$v'_5 = 23 + \frac{60}{1.55/0.38-1} + \frac{70}{1.55/0.19-1}$$

$$v'_5 = 23 + 19 + 10 = 52$$

$$V_{e,5} = 569 + (0.85 - 1)110 = 553$$

$$V_5 = V_{e,5} + v_5 + v'_5 = 553 + 52 = 605$$

J=6

$$l_6 = 0$$

$$l'_6 = 282$$

$$L_{e,6} = 714 + 0(250) + 1(-250) = 464$$

$$L_6 = 282 + 464 = 746$$

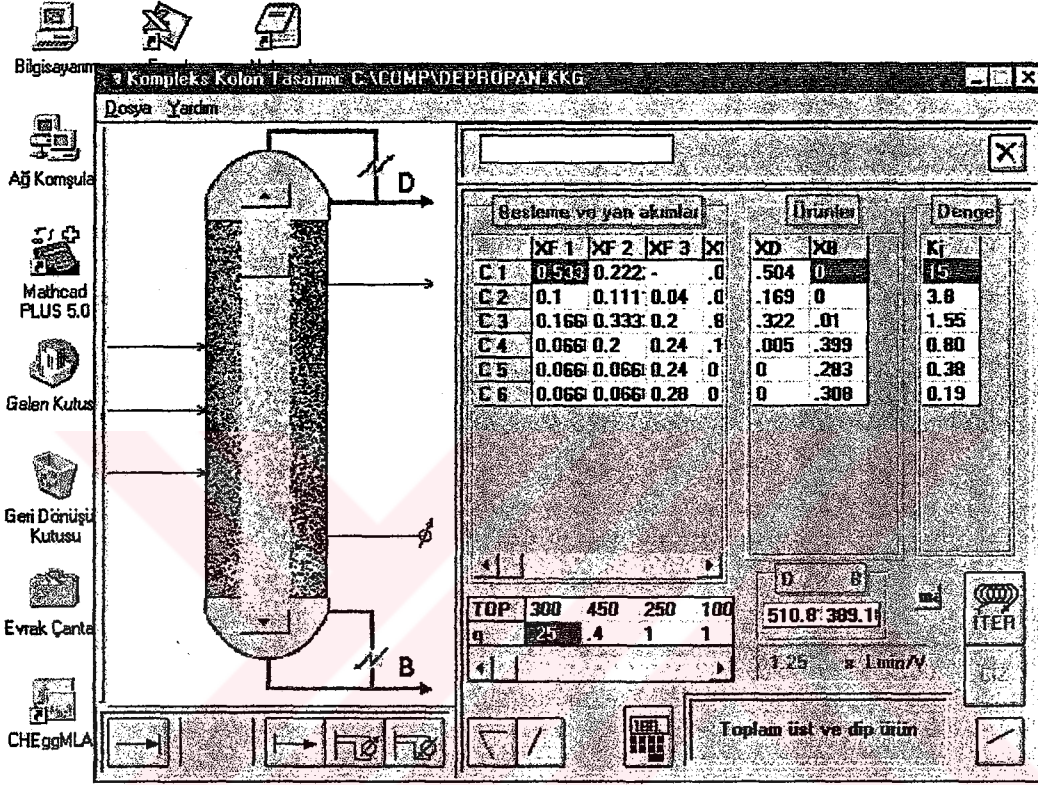
$$v_6 = 0$$

$$v'_6 = 52$$

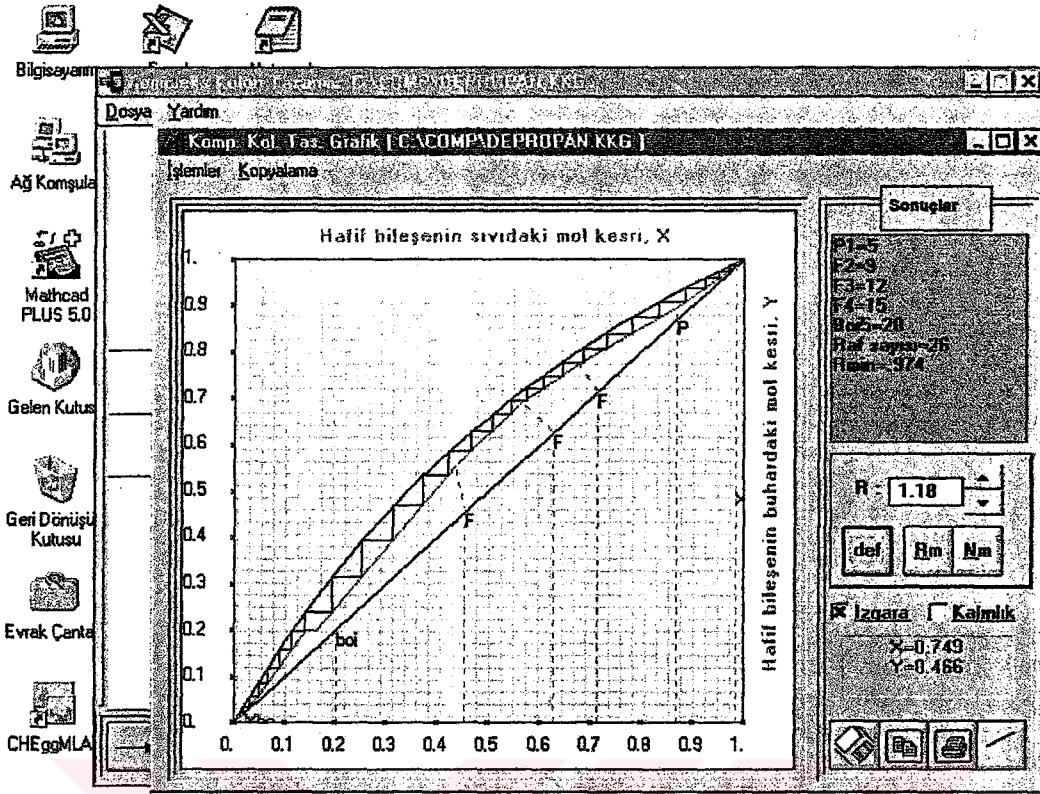
$$V_{e,6} = 553 + 250(0 - 1) + 250(1 - 1) = 303$$

$$V_6 = V_{e,6} + v_6 + v'_6 = 303 + 52 = 355$$

4.3.1.2 Aynı çözümün WCOMP1.0 programı giriş verileri, çözüm ekranı ve sonuçları aşağıdadır



Şekil 4.10 Çok bileşenli kompleks kolon tasarım programı



Şekil 4.11 Çok bileşenli kompleks kolon tasarımı çözüm ekranı

Program Çözümleri :DEPROPAN.KKG

Bileşen	XF 1	XF 2	XF 3	XP 1	Xboi 1	XD	XB	Kj
C1	0.533	0.222	0.000	0.020	0.000	0.504	0.000	15.000
C2	0.100	0.111	0.040	0.040	0.000	0.169	0.000	3.800
C3LK	0.167	0.333	0.200	0.820	0.200	0.322	0.010	1.550
C4HK	0.067	0.200	0.240	0.120	0.800	0.005	0.399	0.800
C5	0.067	0.067	0.240	0.000	0.000	0.000	0.283	0.380
C6	0.067	0.067	0.280	0.000	0.000	0.000	0.308	0.190

Ft	300.00	450.00	250.00	100.00	250.00	510.82	389.18	
q	0.25	0.4	1.0	1.0	1.0			

Fe	93.766	70.00	240.00	110.00	250.00			
qe	1.079	0.61	0.521	0.849	1.00			

I	Xint	Y0	Rej
1	0.985	0.225	0.947
2	0.944	0.339	2.422
3	1.028	0.281	2.753
4	-0.937	0.079	2.753
5	0.024	-0.007	0.991
6	0.024	-0.012	2.478

R = 1.18

Rmin = .974

Re = 3.384

Remin = 2.753

D = 510.817 kmol/saat

De = 167.051 kmol/saat

HER BÖLÜMDE SIVI ve BUHAR AKIMLARI (kmol/saat)

1 .Kısım

l1	= 37.493	v1	= 381.258
Le1	= 565.271	Ve1	= 732.322
l'1	= 0.000	v'1	= 0.000
Lt1	= 602.764	Vt1	= 1113.580

2 .Kısım

l2	= 38.648	v2	= 388.648
Le2	= 464.116	Ve2	= 724.932
l'2	= 0.000	v'2	= 0.000
Lt2	= 502.764	Vt2	= 1113.580

3 .Kısım

l3	= 21.634	v3	= 181.634
Le3	= 506.840	Ve3	= 697.657
l'3	= 49.290	v'3	= 9.290
Lt3	= 577.764	Vt3	= 888.580

4 .Kısım

l4	= 2.667	v4	= 12.667
Le4	= 631.872	Ve4	= 582.689
l'4	= 123.225	v'4	= 23.225
Lt4	= 757.764	Vt4	= 618.580

5 .Kısım

l5	= 0.000	v5	= 0.000
Le5	= 725.272	Ve5	= 566.089
l'5	= 282.491	v'5	= 52.491
Lt5	= 1007.764	Vt5	= 618.580

6 .Kısım

l6	= 0.000	v6	= 0.000
Le6	= 475.272	Ve6	= 316.089
l'6	= 282.491	v'6	= 52.491
Lt6	= 757.764	Vt6	= 368.580

Toplam Raf sayısı :26

Beslemelerin Yeri :

1.Kısım P	:5
2.Kısım F	:9
3.Kısım F	:12
4.Kısım F	:15
5.Kısım Bol	:20

#### 4.3.2 Örnek 4 (benzol.kkg) İkili sistemler için kompleks kolon tasarımı.

Bir distilasyon kolonunda, benzen toluenden ayrılmaktadır. Kolona üç kısımdan beslenme yapılmaktadır(Tablo 4.9).

Tablo 4.9 Besleme Akımları

<i>Besleme no:</i>	<i>1</i>	<i>2</i>	<i>3</i>
<i>kmol/saat</i>	200	500	300
<i>Benzen mol kesri</i>	0.7	0.5	0.2
<i>Buhar oranı</i>	0.25	0.0	0.5
<i>q</i>	0.75	1.0	0.5

200 kmol/saat debide %98 saflıkta benzen istenmektedir. Toluen %95 saflıkta geri kazanılmaktadır. Bir tane tam yoğuşturucu kullanılmaktadır[7].

Yoğuşturucuda kullanılan buharın ısısı 2.95 milyon KJ/h ısı çekmektedir, ve bu ısıda 0.7 mol kesrindeki benzen içeren buhar yoğunlaştırılmaktadır.

Kolonun tasarımında, minimum L/V oranının %25 üstünde çalışması hesaplanmıştır. Gerekli raf sayısını bulunuz. Beslemeler yan ürün ve yoğuşturucu hangi raftan kolona girmektedir.

Analitik Çözüm :

Kütle dengesi ile D distilat , B dip ürünün ve yan ürünün miktarları sağlanır.

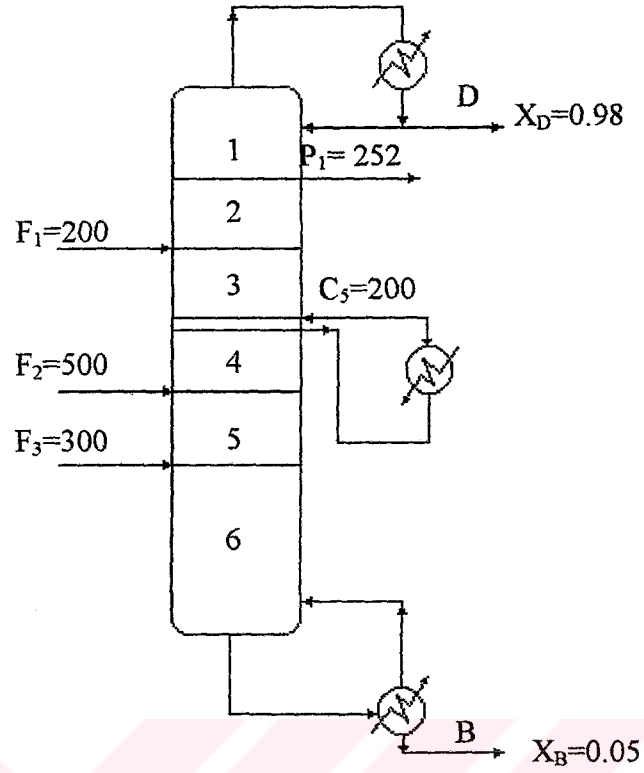
$$F = D + B + P$$

$$F x_F = D x_D + B x_B + P x_P$$

$$D = 199.8 \text{ kmol/saat}$$

$$B = 548.2 \text{ kmol/saat}$$

$$P = 252 \text{ kmol/saat}$$



Şekil 4.12 Benzen-Toluen kompleks distilasyon kolonu

2. Yoğuşturucudan geçen buhar için ısı kapasitesi 14770 KJ/kmol farzedilerek  $F_3 = 2,95 \cdot 10^6 / 14770 = 200$  kmol/saat.
3. Bir önceki konuda anlattığımız gibi operasyon doğruları için  $x_{int}$  değerleri hesaplanır.

Tablo 4.10 Operasyon doğrularının  $x=y$  doğrusu kesimleri

J	$x_{sint}$
1	$x_D = 0.98$
2	$[(-252)0.9 - 200 \times 0.98] / (-252 - 200) = (-422.8) / (-452) = 0.935$
3,4	$[(200 \times 0.7) - 422.8] / (200 - 452) = (-282.8) / (-252) = 1.122$
5	$[(500 \times 0.5) - 282.8] / (500 - 252) = (-32.8) / 248 = -0.132$
6	$[(300 \times 0.2 - 32.8)] / (300 + 248) = 0.05$

4. Bir önceki konuda olduğu gibi minimum geri akış her kısım için hesaplanır.

J	R
1	$R=0.98/0.755-1=0.30$
2	$R=[0.98-(0.9)(-252/200)/0.58-0-1 = 2.114/0.58 - 1 = 2.64$
3	$R=[2.114-0.7(200/200)]/0.395 - (0.75-19)200/200-1 =1.414/0.395 + 0.25 - 1= 2.83$
4	$R=1.414/0.365 + 0.25 - [(-1)(-200)/200] - 1 = 1.414/0.365 - 0.75 - 1 = 2.12$
5	$R=[1.414 - 0.5(500/200)]/0.05-0.75 - 1 = 0.164/0.05-0.75-1 = 1.53$
6	$R=[0.164-0.2(300/200)]/(-0.08) - 0.75 - (-0.5)300/200 - 1$ $= -0.136/(-0.08) - 0.75 + 0.75 - 1 = 0.7$

5. 3. kısımda Rmin değeri 2.83 olarak bulur ozaman detilasyon tepesinden gelen sıvı akımının değeri  $2.83 \times 200 = 566$  kmol/saat olur.

6. min L/D akımının %25 fazlası olacaksa  $L_3 = 2.83 \times 200 + (-252 \times 1) + (200 \times 0.75) = 464$  kmol/saat olacaktır.

$$L/D = (464 \times 0.25) + (2.83 \times 200) = 682 \text{ kmol/saat ve } R = 682/200 = 3.41$$

7. Her operasyon doğrusunu Y eğrisindeki kesimi hesaplanır ve çizime geçilir.

$$J=1, \quad y_{(0)} = \frac{0.98}{3.41+1} = 0.22$$

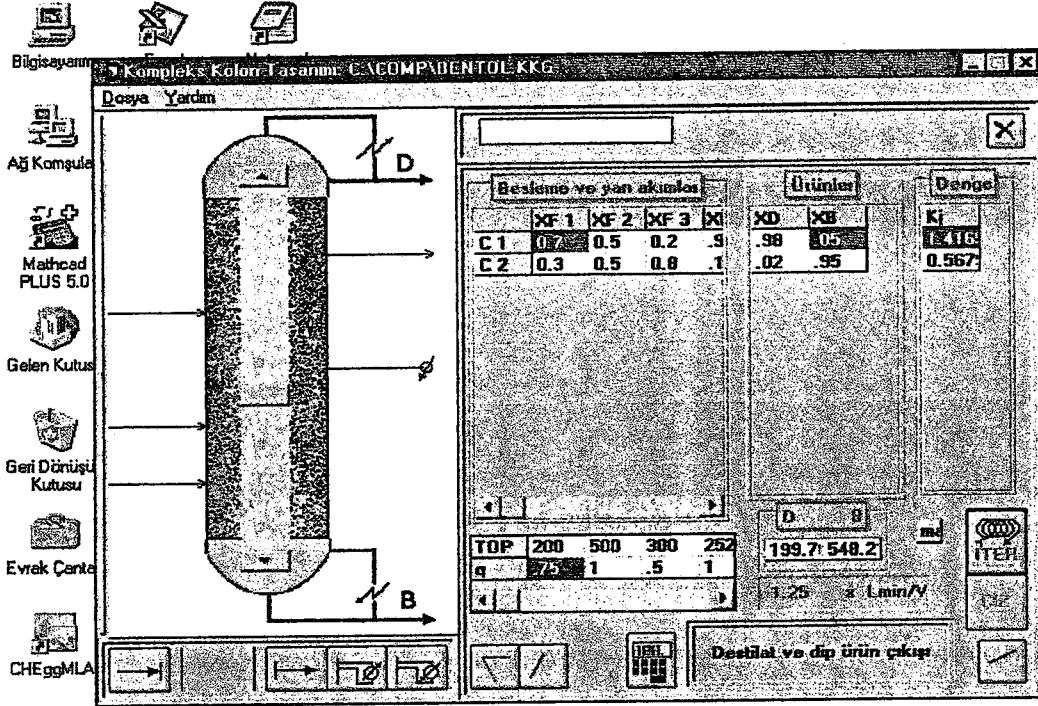
$$J=2, \quad y_{(0)} = \frac{0.98 - 0.9(-252/200)}{3.41+1+0} = 0.48$$

$$J=3, \quad y_{(0)} = \frac{2.114 - 0.7(200/200)}{3.41+1+(-0.25)(200/200)} = 0.34$$

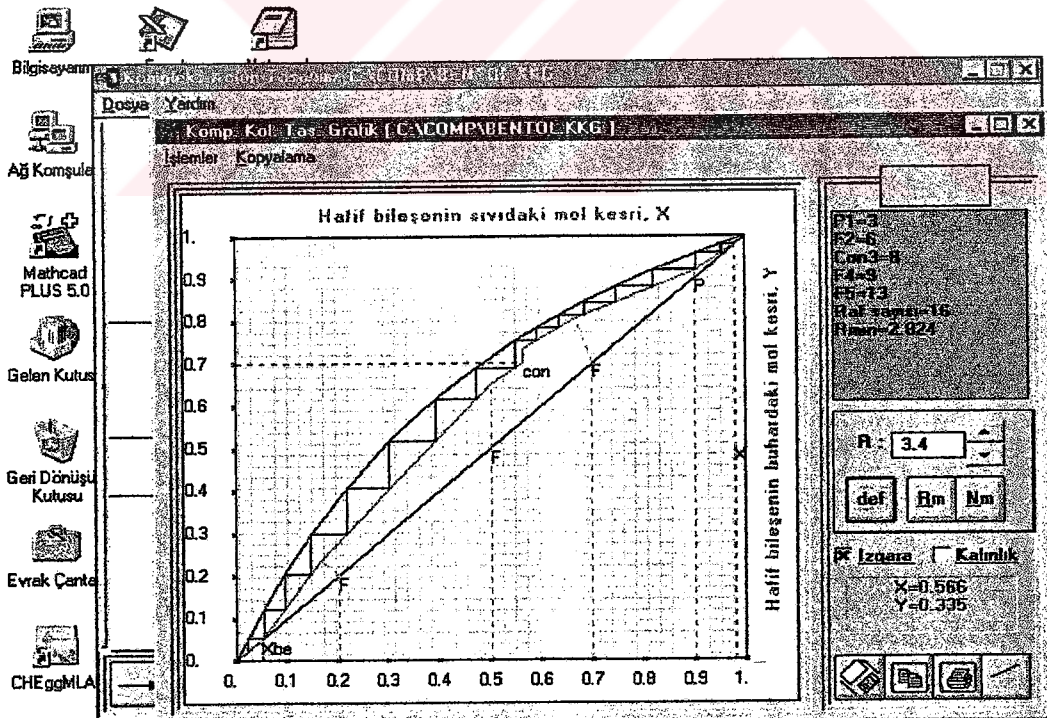
$$J=4, \quad y_{(0)} = \frac{1.414}{3.41+1-0.25+(-1)(-200/200)} = 0.27$$

$$J=5, \quad y_{(0)} = \frac{1.414 - 0.5(500/200)}{3.41+1+0.75} = 0.03$$

$$J=6, \quad y_{(0)} = \frac{0.164 - 0.2(300/200)}{3.41+1+0.75+(-0.5)(300/200)} = -0.03$$



Şekil 4.13 Benzen-Toluen kompleks kolon tasarımı giriş veri ekranı.



Şekil 4.14 Benzen-toluen kompleks kolon tasarımı grafik çözüm ekranı

Sonuçlar (BENTOL.KKG) :

Bileşen	XF 1	XF 2	XF 3	XP 1	Ycon 1	XD	XB	Kj
C1	0.700	0.500	0.200	0.900	0.700	0.980	0.050	1.417
C2	0.300	0.500	0.800	0.100	0.300	0.020	0.950	0.568
Ft	200.00	500.00	300.00	252.00	200.00	199.79	548.22	
q	0.75	1.0	0.5	1.0	1.0			

I	Xint	Y0	Rej
1	0.980	0.223	0.395
2	0.935	0.481	2.702
3	1.122	0.341	2.824
4	1.122	0.275	1.917
5	-0.131	0.032	1.917
6	0.050	-0.031	0.545

R = 3.4  
Rmin = 2.824

D = 199.785 kmol/saat

HER BÖLÜMDE SIVI ve BUHAR AKIMLARI (kmol/saat)

1 .Kısım			
Lt1	= 679.269	Vt1	= 879.054
2 .Kısım			
Lt2	= 427.269	Vt2	= 879.054
3 .Kısım			
Lt3	= 577.269	Vt3	= 829.054
4 .Kısım			
Lt4	= 777.269	Vt4	= 1029.054
5 .Kısım			
Lt5	= 1277.269	Vt5	= 1029.054
6 .Kısım			
Lt6	= 1427.269	Vt6	= 879.054

Toplam Raf sayısı :16

Beslemelerin Yeri :

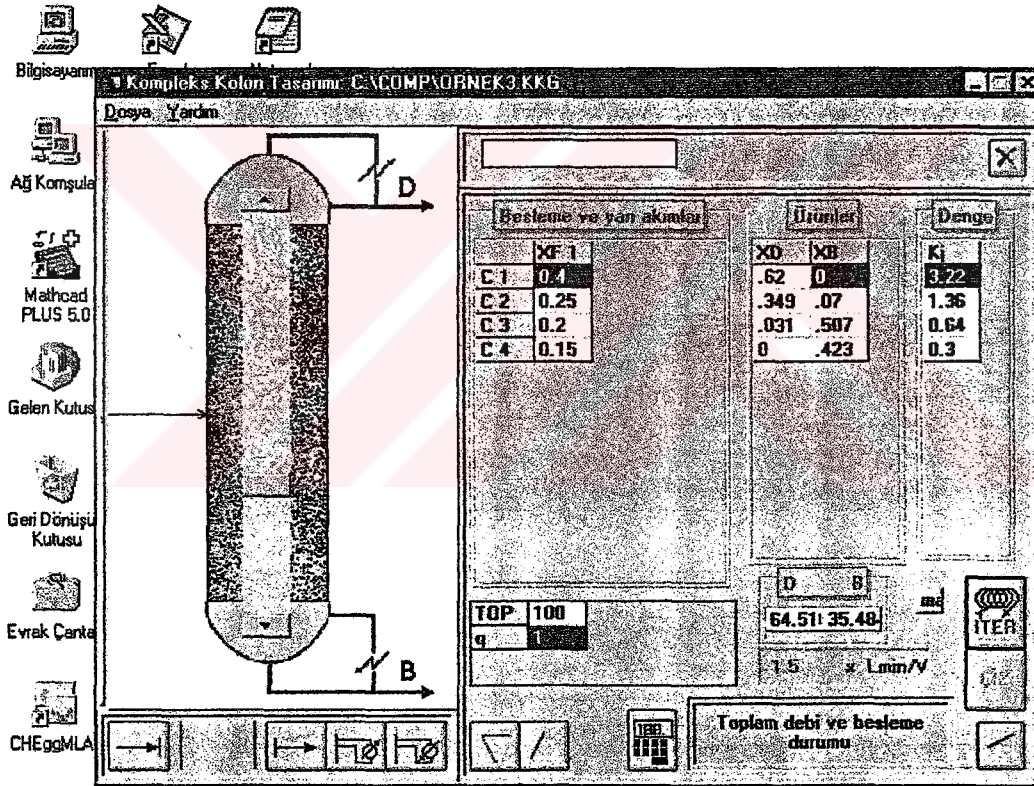
1.Kısım P	:3
2.Kısım F	:6
3.Kısım Con	:8
4.Kısım F	:9
5.Kısım F	:13

### 4.3.3 Örnek 5 (örnek1.kkg) Tek beslemeli çok bileşenli distilasyon kolon tasarımı.

Bileşimi aşağıda verilen bir bütan-pentan karışımın ayırmada kullanılan kolonun ideal raf sayısını bulunuz. Kolonun çalışma basıncı 8.3 bardır. Sistem için geri akış oranı 1.5 olarak alınmaktadır ve besleme kaynama noktasında sıvıdır.

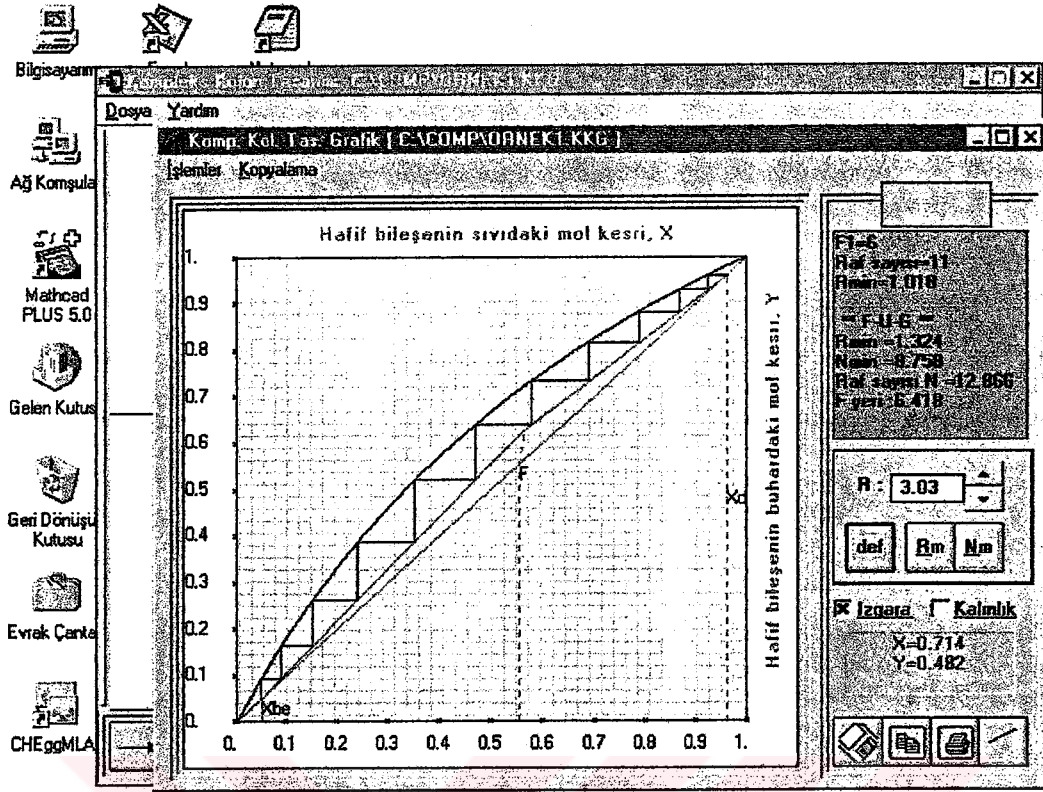
Bileşen	Besleme	Tepe ürün (dj)	Dip ürün (wj)
Propan (C3)	5	5	0
i-Bütan (iC4)	15	15	0
n-Bütan (nC4)	25	24	1
i-Pentan (iC5)	20	1	19
n-Pentan (nC5)	35	0	35

**F= 100 kmol/saat      D= 45 kmol/saat      B= 55 kmol/saat**



Şekil 4.15 Örnek 5. için tek beslemeli çok bileşenli distilasyon kolon tasarımı

veri giriş ekranı.



Şekil 4.16 Örnek 5. için tek beslemeli çok bileşenli distilasyon kolonu grafik çözüm ekranı

Sonuçlar (ÖRNEK1.KKG) :

Bileşen	XF 1	XD	XB	Kj
C1	0.050	0.111	0.000	3.150
C2	0.150	0.333	0.000	1.660
C3LK	0.250	0.534	0.018	1.210
C4HK	0.200	0.022	0.346	0.600
C5	0.350	0.000	0.636	0.480
Ft	100.00	45.00	55.00	
q	1.0			
Fe	45.00			
qe	1.148			
I	Xint	Y0	Rej	
1	0.960	0.158	1.446	
2	0.049	-0.006	1.446	

R = 3.03  
Rmin = 1.018

Re = 5.067  
Remin = 1.446

D = 45. kmol/saat  
De = 25. kmol/saat

HER BÖLÜMDE SIVI ve BUHAR AKIMLARI (kmol/saat)

## 1 .Kısım

l1	= 9.667	v1	= 29.667
Le1	= 126.683	Ve1	= 151.683
l'1	= 0.000	v'1	= 0.000
Lt1	= 136.350	Vt1	= 181.350

## 2 .Kısım

l2	= 0.000	v2	= 0.000
Le2	= 178.336	Ve2	= 158.336
l'2	= 58.014	v'2	= 23.014
Lt2	= 236.350	Vt2	= 181.350

Toplam Raf sayısı :11

Beslemenin Yeri :  
1.Kısım F :6

Fenske Underwood Gilliland Kestirme yöntemi Sonuçları Tek beslemeli Kolon için:

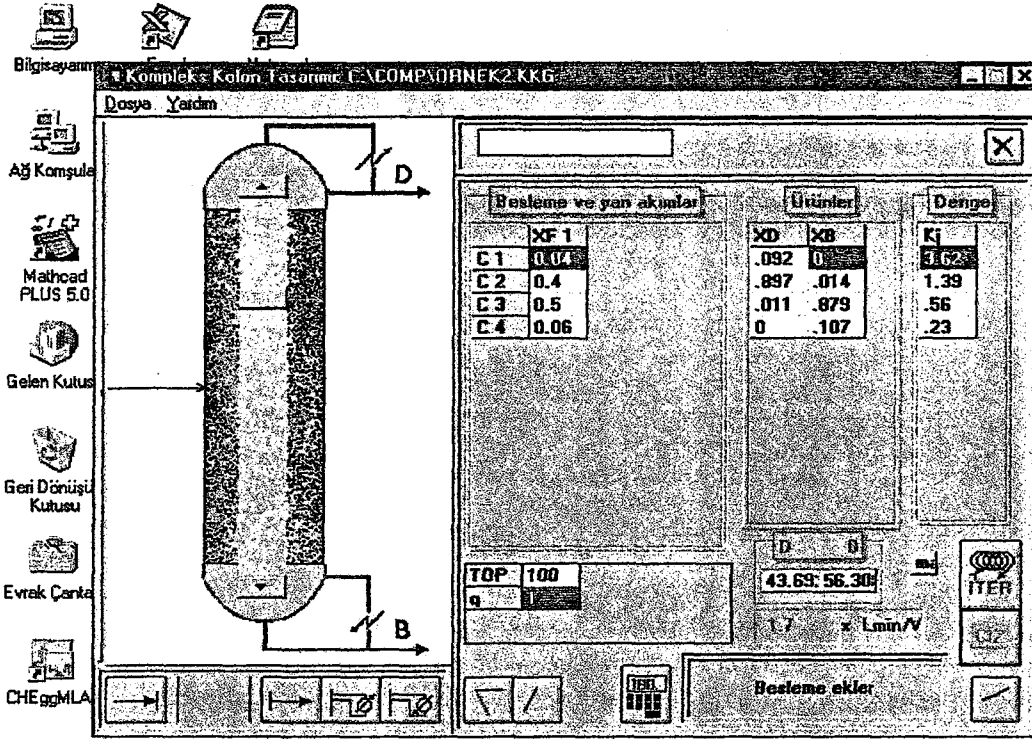
Rmin =1.324  
Nmin =8.758  
Raf sayısı N =12.866  
F yeri :6.418

#### 4.3.4 Örnek 6 (Örnek2.kkg) Tek beslemeli kolonlarda çok bileşenli distilasyon kolonu tasarımı.

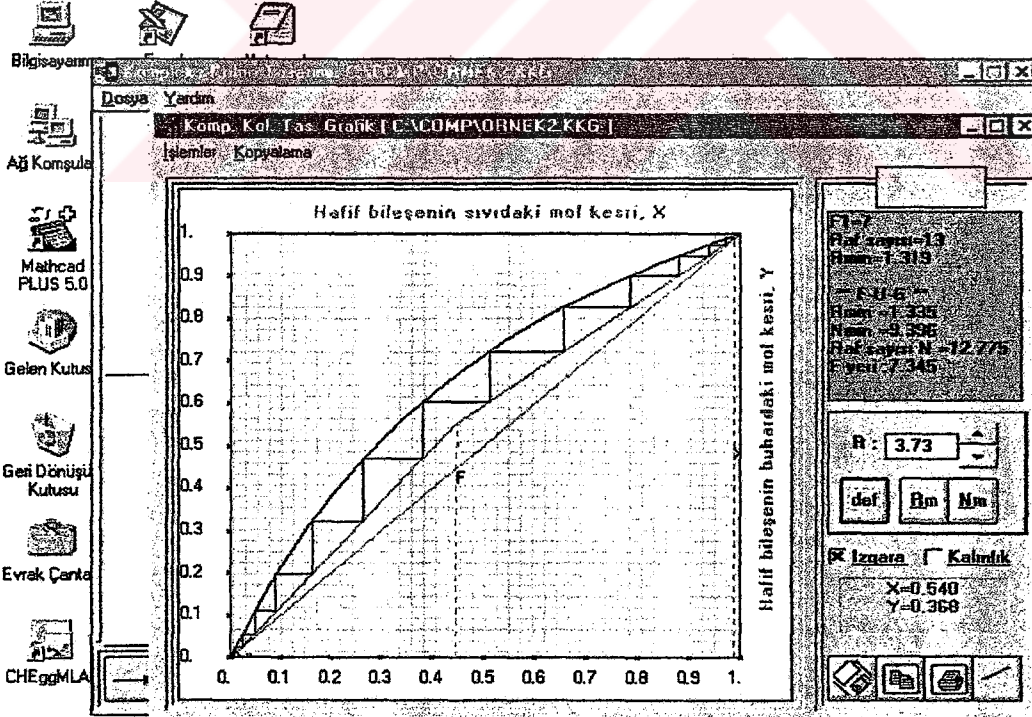
% 4 n-heptan, % 40 n-hekzan, %50 n-heptan ve %6 n-oktan' dan oluşan bir karışım 1 atm de distile edilerek, baş üründe hekzan'ın % 98' i, heptanın %1' i kazanılmaktadır. Besleme kaynama noktasında sıvı ise, minimum geri akış oranını ve minimum raf sayısını hesaplayınız.

Bileşen	$X_F$	$X_D$	$X_B$	K
n-C5	0.04	0.092	0	3.62
n-C6	0.4	0.897	0.014	1.39
n-C7	0.5	0.011	0.879	0.56
n-C8	0.06	0	0.107	0.23

F= 100 kmol/saat D= 43.7 kmol/saat B= 56.3 kmol/saat



Şekil 4.17 Örnek 6. için tek beslemeli çok bileşenli distilasyon kolonu veri giriş ekranı.



Şekil 4.18 Örnek 6. çok bileşenli basit distilasyon kolonu çözüm ekranı

Sonuçlar (ÖRNEK2.KKG) :

Bileşen	XF 1	XD	XB	Kj
C1	0.040	0.092	0.000	3.620
C2LK	0.400	0.897	0.014	1.390
C3HK	0.500	0.011	0.879	0.560
C4	0.060	0.000	0.107	0.230
Ft	100.00	43.69	56.31	
q	1.0			
Fe	90.00			
qe	1.039			
I	Xint	YO	Rej	
1	0.988	0.292	1.434	
2	0.016	-0.006	1.434	

R = 2.18  
Rmin = 1.319

Re = 2.381  
Remin = 1.434

D = 43.692 kmol/saat  
De = 39.692 kmol/saat

HER BÖLÜMDE SIVI ve BUHAR AKIMLARI (kmol/saat)

1 .Kısım

l1	= 0.732	v1	= 4.732
Le1	= 94.517	Ve1	= 134.210
l'1	= 0.000	v'1	= 0.000
Lt1	= 95.249	Vt1	= 138.942

2 .Kısım

l2	= 0.000	v2	= 0.000
Le2	= 188.060	Ve2	= 137.752
l'2	= 7.190	v'2	= 1.190
Lt2	= 195.249	Vt2	= 138.942

Toplam Raf sayısı :16

Beslemenin Yeri :  
1.Kısım F :8

Fenske Underwood Gilliland Kestirme yöntemi Sonuçları Basit Kolon İçin:

Rmin =1.335  
Nmin =9.396  
Raf sayısı N =16.526  
F yeri :9.502

## 5. GENEL SONUÇLAR VE ÖNERİLER

Önceki konularda bahsedilen çözüm yöntemlerinin sınırlamaları doğrultusunda verilen örneklerin, değişik programlarla verdiği sonuçlar tablolarda verilmiştir. Karşılaştırmalarda görülen farklar hem yöntem farklılıkları hemde iterasyon sonuçlarından doğan hassasiyetten doğmaktadır.

**Tablo 5.1** Örnek 1 uygulaması çözümlerinin sonuçları.

Örnek 1 (bentol.gmt)	WDISTIL1.0 çözümü	Mathcad 5.0 çözümü
$R_{min}$	2.841	2.8412
$N_{min}$	4	-
N	5	5
Beslemenin yeri	5	5

**Tablo 5.2** Örnek 2 uygulaması çözümlerinin sonuçları.

Örnek2 (Etansu1.gps)	WDISTIL1.0	Diğer Program
$R_{min}$	0.393	-
$N_{min}$	4	-
N	5	5
Beslemenin yeri	3	3
D' noktası	649.10	610.36
W' noktası	-737.88	-819.69

**Tablo 5.3** Örnek 3 uygulaması çözümlerinin sonuçları.

Örnek 3 (depropan.kkg)	WCOMP1.0	Kister [9]
$R_{min}$	2.753	2.71
Re	3.384	3.3
R	1.18	1.16
De	167.051 kmol/saat	168 kmol/saat
D	510.817	509 kmol/saat
Toplam raf sayısı	26	24
Beslemelerin Yeri :	1.Kısım P :5 2.Kısım F :9 3.Kısım F :12 4.Kısım F :15 5.Kısım Boi :20	1.Kısım P :4 2.Kısım F :7 3.Kısım F :9 4.Kısım F :13 5.Kısım Boi :19

**Tablo 5.4** Örnek 4 uygulaması çözümlerinin sonuçları.

Örnek 4 (bentol.kkg)	WCOMP1.0	Kister [9]
$R_{min}$	2.824	2.83
R	3.4	3.41
D	199.785 kmol/saat	200 kmol/saat
Toplam raf sayısı	16	16
Beslemelerin Yeri :	1.Kısım P :3 2.Kısım F :6 3.Kısım F :8 4.Kısım F :9 5.Kısım Boi :13	1.Kısım P :2 2.Kısım F :6 3.Kısım F :8 4.Kısım F :9 5.Kısım Boi :14

**Tablo 5.5** Örnek 5 uygulaması çözümlerinin sonuçları.

Örnek 5 ( ornek1.kkg)	WCOMP1.0 çözümü	F-U-G
$Re_{min}$	1.446	1.324
$N_{min}$	9	8.758
N	13	12.866
Beslemenin yeri	6	6.418

**Tablo 5.6** Örnek 6 uygulaması çözümlerinin sonuçları.

Örnek 6 ( ornek2.kkg)	WCOMP1.0 çözümü	F-U-G
$Re_{min}$	1.434	1.335
$N_{min}$	10	9.396
N	16	16.526
Beslemenin yeri	8	9.502

Örnek 1. için McCabe-Thiele yöntemi kullanarak çözüm yapan WDISTIL1.0 programında ele geçen sonuçlar, Mathcad 5.0 kullanılarak elde edilen sonuçlarla karşılaştırılmıştır. Tablo 5.1 de görüldüğü gibi her iki programda da aynı sonuçlar bulunmuştur.

Yine benzer şekilde Tablo 5.2 de Ponchon-Savarit yöntemini kullanarak Örnek 2. için WDISTIL1.0 ve "Dos" altında çalışan programda ele geçen sonuçlar aynıdır.

WCOMP1.0 çok beslemeli ve çok bileşenli kolon tasarım örneği Kister' in verdiği analitik çözüm ile Tablo 5.3 de karşılaştırılmıştır. Debi değerlerinde önemli farklılık görülmemesine rağmen besleme yerlerinde gözlenen farklılıkların analitik çözümden kaynaklandığı düşünülmektedir. WCOMP1.0 programı sonuca yakınsamayı 4 iterasyonda yapmıştır.

Tablo 5.4 de verilen ikili sistem için Kister ve WCOMP1.0 program çözümü arasında bir fark gözlenmemiştir.

Tablo 5.5 ve Tablo 5.6 da tek beslemeli çok bileşenli distilasyon kolon tasarımı için yapılan çözümler verilmiştir. WCOMP1.0 ve F-U-G yöntemlerinin karşılaştırılmasında aynı sonuçların elde edildiği görülmüştür.

Grafik ile çözüm yöntemleri kimya mühendisliği tasarımlarında geniş uygulama alanına sahiptir. Bu yöntemler eğitimsel açıdan uygulama kolaylığı ve nümerik çözüm yöntemleri ile karşılaştırıldığında, görsel olduklarından daha iyi anlaşılabilir olmaları nedeniyle özellikle lisans eğitiminde geniş bir uygulama alanına sahiptir.

Günümüzde bilgisayarların hız ve kapasitelerinin devamlı artması, bu yöntemlerin bilgisayar ortamına aktarılmasını imkan sağlamıştır. Buda kimya mühendisliği eğitiminde pasif durumda olan öğrencilerin aktif hale gelmesine olanak yaratmaktadır. Bu çalışmanın amacı grafiksel yöntemlerin bilgisayar destekli tasarımda kullanılmasıdır.

Bilindiği gibi ayırma proseslerinde grafiksel çözüm tasarım yöntemleri uzun süreden beri kullanılmaktadır. Bu klasik yöntemlerde öğrenci zamanını büyük çoğunluğunu tasarım adımlarında kaybetmekte buda öğrenciye tasarım sonuçları değerlendirebilmesi için yeterli zaman bırakmamaktadır. Aynı zamanda grafik çizimler ve interpolasyon yapılırken yapılan hatalar birikerek daha büyük hatalara yol açmaktadır. Parametrik değişiklikler yapılarak kısa süre içerisinde çözüme gidilerek sonuçların alınması mümkün değildir. Geliştirilmiş olan WDISTIL10 programında parametrik değişiklikler kolaylıkla yapılabilmekte ve öğrenci bu değişikliklerin raf sayısına etkisini anında görebilmektedir. Aynı zamanda McCabe-Thiele ve Ponchon-Savarit yöntemlerinin bilgisayar destekli çözümünün analitik çözümlerden daha hassas sonuç verdiği görülmüştür.

Geliştirilmekte olan WCOMP1.0 programı ise Kister 'in yöntemi kullanılarak kompleks çok bileşenli distilasyon kolon tasarımlarında bir ön yaklaşık sonuç vermek üzere tasarlanmıştır. Bu programda iterasyon sayısı artırılarak Kister tarafından verilen analitik çözümden daha hassas sonuçlar elde edilmiştir.

Bu programa daha sonra ilave olacak, 'K' denge değerlerini hesaplayan ve WCOMP1.0 giriş formuna bağlantılı ilave bir program üzerinde çalışılmaktadır. Bu program, bileşenlerin kritik özellikleri kullanılarak Redlich-Kwong yöntemi ile fugasite hesaplanması, UNIFAC yöntemi kullanılarak aktivite katsayısı hesaplanması ve Antoine denklemi ile buhar basınçları hesaplanması yapmaktadır.

## 6. KAYNAKLAR

1. Edgar, T.F., Heep, R., Hougen, J.O., 1981. "Computer Process Control System Design Using Interactive Graphics", *Computer & Chemical Engineering*, 5(4), 225-232 .
2. Öner, G., Öner, M., 1993. "The Design Of Isothermal Packed Towers By Interactive Graphics Programming", *ACS Personal Computers in Chemical Engineering Education*, Chicago, Illinois.
3. McCabe, W.L., Smith, J.C., Harriot, P., 1985. "Unit Operations Of Chemical Engineering", McGraw Hill, New York.
4. Robert E. Treybal 1984. "Mass-Transfer Operations", 343-473.
5. Çataltaş, İ., 1986. "Kimya Mühendisliğine Giriş", İnkilap Kitapevi, İstanbul.
6. Kister, H. Z., 1985. "Complex Multicomponent Distillation", *Chemical Engineering*, 5(13), 71-80,
7. Hengstebeck, R.J., 1961. "Distillation Principles And Design Procedures", Reinhold PUBLISHING Corporation, New York.
8. Kister, H. Z., 1985. "Complex Binary Distillation", *Chemical Eng.*, 92, 97-103
9. Kister, H. Z., 1992. "Distillation Design", McGraw Hill, New York.
10. C. J. Geankoplis "Transport Processes and Unit Operations", Allyn and Bacon Series, 1983
11. H.C. Üneşi, 1995, "Temel işlemler Ünitelerinin Dizaynı Amacıyla Geliştirilmiş Bir Paket Program için Veri Bankası Oluşturulması".
12. G. Öner, M. Öner, 1994, "Grafiksel Programlama Teknikleri ile İzotermal Dolgulu Kule tasarımı", 1. Ulusal Kimya Mühendisliği Kongresi, 350-357, 13-16 Eylül, ODTÜ, Ankara

**ÖZGEÇMİŞ****İsim Soyad :**

İrfan Serkan BARIŞ

**Doğum Tarihi ve yeri:**

11.05.1971 Karşıyaka/İzmir.

**Medeni hali :**

Bekar

**Mezuniyet durumu :**

Özel Kalamış Koleji	1982 - 1985
Haydarpaşa End. Mes. Lis. Elektronik Bölümü	1985 - 1988
Yıldız Teknik Üniversitesi Kimya Mühendisliği	1989 - 1994
Yıldız Teknik Üniversitesi Kimya Mühendisliği Yük. Lis.	1994 - ~

**Yabancı dil :**

İngilizce

**Yayınları :**

M. Öner, G. Öner, İ. S. Barış "Kademeli Proseslerin Grafikselleştirilme Teknikleri ile Dizayn", UKMK-2 Bildiri Kitabı, 740, 1996, İstanbul