

154430

YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

İNTERAKTİF GRAFİKSEL PROGRAMLAMA İLE
EKSTRAKSİYON PROSESİ TASARIMI

Kimya Müh. Umut UYSAL

F.B.E. Kimya Mühendisliği Anabilim Dalında
Hazırlanan

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Tez Danışmanı: Prof. Dr. Mualla ÖNER (YTÜ) *Mualler*

Prof. Dr. Neşet KADIRGAN *Kadirgan*

Prof. Dr. Ülker BEKER *U. Bekker*

İSTANBUL, 2004

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
SİMGE LİSTESİ.....	iii
ŞEKİL LİSTESİ.....	iv
ÇİZELGE LİSTESİ.....	v
ÖNSÖZ.....	vi
ÖZET.....	vii
ABSTRACT.....	viii
1. GİRİŞ.....	1
2. SIVI – SIVI EKSTRAKSİYONU.....	2
2.1 İdeal Kademe.....	3
2.2 Çözünürlük ve Denge Eğrileri.....	5
2.3 Üçgen Diyagram ile Grafikselsel Çözüm.....	7
2.4 Sıvı-Sıvı Ekstraksiyon Metodları.....	9
2.4.1 Tek Kademeli Sıvı – Sıvı Ekstraksiyonu.....	10
2.4.2 Çok Kademeli Sıvı – Sıvı Ekstraksiyonu.....	11
2.4.2.1 Çapraz Akımlı Çok Kademe Ekstraksiyonu.....	11
2.4.2.2 Ters akımlı Çok Kademeli Ekstraksiyon.....	13
3. EKSTRAKSİYON EKİPMANLARININ SINIFLANDIRILMASI.....	18
3.1 Ekstraksiyon için Kademeli Ekipmanlar.....	19
3.1.1 Karıştırıcı-Çökeltici.....	19
3.1.2 Birleşik Karıştırıcı – Çökeltici Birimleri.....	20
3.1.3 Perdeli Tepsili Kolonlar.....	22
3.1.4 Scheibel Kolonu.....	22
3.2 Ekstraksiyon İçin Diferansiyel Temas Ekipmanları.....	24
3.2.1 Püskürtmeli Kolonlar.....	24
3.2.2 Dolgulu Kolonlar.....	25
3.2.3 Döner Yuvarlak Kolonlar ve Döner Disk Kolonlar.....	25
3.2.4 Çarpmalı Kolonlar.....	25
3.2.5 Santrifüjlü Ekstraktörler.....	26
4. PROGRAMIN TANITIMI.....	27
4.1 Lqd_Ext Programı.....	27
4.1.1 Programda Kullanılan Sistemler ve Denge Değerleri.....	27
4.1.2 Programda Kullanılan Değişkenler.....	29
4.1.3 Programda Kullanılan Alt Prosedürler.....	31
4.1.3.1 Çapraz Akış İçin Olan Alt Prosedürler.....	31
4.1.3.2 Ters Akış İçin Olan Alt Prosedürler.....	33

5.	PROGRAMIN KULLANIMI	37
5.1	Hesapla Formu.....	37
5.1.1	Metin Kutuları	37
5.1.2	Çoklu Seçim Kutuları	39
5.1.3	Liste Kutusu.....	40
6.	SONUÇLAR.....	41
6.1	Çapraz Akış İçin	41
6.1.1	Örnek 1	41
6.2	Ters Akış İçin	45
6.2.1	Örnek 2	45
6.3	Ekstraksiyona Çözücü Akışının Etkisi	50
6.3.1	Örnek 3	50
6.3.2	Örnek 4	51
6.4	Ekstraksiyona Besleme Akımının Etkisi	53
6.4.1	Örnek 5	53
6.4.1	Örnek 6	54
7.	SONUÇLARIN DEĞERLENDİRİLMESİ VE ÖNERİLER.....	55
	KAYNAKLAR.....	56
	EKLER	57
Ek 1	Kullanılan sistemlerin denge değerleri	58
Ek 2	Sözlük.....	60
	EKLER	61

SİMGE LİSTESİ

F	Besleme akımının akış değeri
S	Çözücü akımının akış değeri
E	Ekstrakt fazı akış değeri
R	Rafinat fazı akış değeri
$X_{A,M}$	A bileşenin M karışımındaki ağırlık kesri
$X_{D,M}$	D bileşenin M karışımındaki ağırlık kesri
X_{AF}	A bileşenin besleme akımındaki ağırlık kesri
X_{AS}	A bileşenin çözücü akımındaki ağırlık kesri
X_{AR}	A bileşenin rafinat fazdaki ağırlık kesri
X_{AE}	A bileşenin ekstrakt fazdaki ağırlık kesri
R_n	Son kademedeki çıkan rafinat akım içerisindeki çözünen madde değeri
O	Operasyon noktası
Y_D	Denge eğrisi denklemi
Y_R	Rafinat eğrisi denklemi
Y_E	Ekstrakt eğrisi denklemi



ŞEKİL LİSTESİ

Sayfa

Şekil 2.1	İdeal Kademe	2
Şekil 2.2	Üçlü Sistem İçin Üçgen Diyagramda Bileşim Koordinatları.....	3
Şekil 2.3	Üçgen Diyagramın Koordinatları.....	4
Şekil 2.4	Aseton – Su – Trikoloretan Sistemi	5
Şekil 2.5	Aseton – Su - Trikoloretan Sisteminin 25°C’deki Denge Dağılım Diyagramı.....	5
Şekil 2.6	Metil Sikloheksan - n-heptan - Anilin Sistemi İçin 25°C’deki Çözünürlük Eğrisi	6
Şekil 2.7	Karıştırma Prosesi (a) Akış Şeması, (b) Üçgen Diyagram	7
Şekil 2.8	Tek Kademede Sıvı – Sıvı Ekstraksiyonu a) Akış Şeması, b) Üçgen Diyagram....	9
Şekil 2.9	Çapraz Akışlı Çok Kademeli Ekstraksiyon a) Akım Şeması b) Tip II Sistemler İçin Üçgen diyagram ile çözüm c) Tip I sistemler için üçgen diyagram ile çözüm..	11
Şekil 2.10	Sıcaklığın Çözünürlük Eğrileri Üzerindeki Etkisi	12
Şekil 2.11	Ters Yönlü Çok Kademeli Ekstraksiyonun Akış Şeması	12
Şekil 2.12	Ters Yönlü Çok Kademeli Sıvı – Sıvı Ekstraksiyonu.....	13
Şekil 2.13	Ters Yönlü Çok Kademeli Ekstraksiyonda Minimum Çözücü Miktarı.....	14
Şekil 2.14	Farklı Sıcaklıklarda Bulunan İki Kademeli Ters Akımlı Ekstraksiyon	15
Şekil 2.15	“O” Noktasının Uzakta Olması Durumunda Uygulanan Yöntem	16
Şekil 3.1	Hareketli Karıştırıcı.....	19
Şekil 3.2	Bölmülü Hareketli Karıştırıcı.....	20
Şekil 3.3	KnitMesh Seperatöründeki Akış.....	20
Şekil 3.4	Perdeli Tepsili Kolon	21
Şekil 3.5	Scheibel kolonu.....	22
Şekil 3.6	Karıştırıcı hızının aseton-ksilen-ester sistemi verimi üzerine etkisi	22
Şekil 3.7	Püskürtme kolonları	23
Şekil 3.8	Döner yuvarlak kolon.....	24
Şekil 3.9	Podbielniak Temas Ettiricisi	25
Şekil 4.1	Lqd_Ext Programındaki Çapraz Akış Algoritması	32
Şekil 4.2	Lqd_Ext Programındaki Ters Akış Algoritması	34
Şekil 5.1	Hesapla Formu	37
Şekil 5.2	Metil Kutularına Eksik Değer Girilmesi	38
Şekil 5.3	Metil Kutularına Numerik Olmayan Değer Girilmesi	38
Şekil 5.4	Kullanılan Sistemlerin Çoklu Seçim Kutusu	39
Şekil 5.5	Akış Şekli Çoklu Seçim Kutusu.....	39
Şekil 5.6	Liste Kutusu	40
Şekil 6.1	Örnek 1 İçin Çapraz Akış Grafikselsel Çözümü	44
Şekil 6.2	Örnek 1 İçin Lqd_Ext Programı İle Çözüm.....	45
Şekil 6.3	Örnek 2 İçin Akış Şeması	47
Şekil 6.4	Örnek 2 İçin Ters Akış Grafikselsel Çözümü	49
Şekil 6.5	Örnek 2 İçin Lqd_Ext Programı İle Çözüm.....	50
Şekil 6.6	Örnek 3 İçin Çözücüye Göre Gerekli Olan Teorik Raf Sayısı Değişimi.....	51
Şekil 6.7	Örnek 4 İçin Çözücüye Göre Gerekli Olan Teorik Raf Sayısı Değişimi.....	52
Şekil 6.8	Örnek 5 İçin Beslemeye Göre Gerekli Olan Teorik Raf Sayısı Değişimi	53
Şekil 6.9	Örnek 6 İçin Beslemeye Göre Gerekli Olan Teorik Raf Sayısı Değişimi	54

ÇİZELGE LİSTESİ

	Sayfa
Çizelge 2.1 Sıvı-Sıvı Ekstraksiyonu Distilasyon Benzerliği.....	2
Çizelge 3.1 Temas Ettiricilerin Sınıflandırılması.....	17
Çizelge 3.2 Çizelge 3.1'de Verilen Temas Ettirici Grupların Uygulamaları.....	18
Çizelge 6.1 Ekstrakt ve Rafinat Faz Bileşen Değerleri.....	46
Çizelge 6.2 Kademelerdeki Akım Değerleri.....	48
Çizelge 6.3 Çözücüye Göre Gerekli Olan Teorik Raf Sayısı Değişimi.....	51



ÖNSÖZ

Büyük zevk alarak gerçekleştirdiğim bu çalışmanın her aşamasında desteğini benden esirgemeyen değerli tez danışmanım Prof. Dr. Mualla ÖNER'e, çalışmam için hayati önem taşıyan programlama kısmında büyük yardımlarını gördüğüm değerli arkadaşım Deniz SEBÜKTEKİN'e, bilgisayar programcılığıyla tanışmamı sağlayan saygıdeğer amcam Prof. Dr. Mithat UYSAL'a, hayatımın her alanında en ufak bir karşılık beklemezsiniz sundukları sevgi ve destekleriyle başarımın temelini oluşturan değerli aileme, huzur ve neşe içinde çalışmamda önemli katkıları olan değerli çalışma arkadaşlarıma sonsuz teşekkürü bir borç bilirim.



ÖZET

Bu çalışmada, sıvı – sıvı ekstraksiyonda grafiksel çözüm yolu olan üçgen diyagram, tamamiyle numerik olarak bilgisayar ortamına taşınmış ve Lqd_Ext adlı Visual Basic .net platformunda bir bilgisayar programı geliştirilmiştir. Bu çalışmada aseton – su – trikloretan, asetikasit – su – izopropileter, asetikasit – su – metil izobutil keton, aseton – su – kloroform ve dietilglükol – stiren – etilbenzen olmak üzere 5 farklı sistemin denge değerleri kullanılmıştır.

Lqd_Ext, sıvı – sıvı ekstraksiyon prosesinde yukarıda belirtilen 5 sistem için çapraz ve ters akışa göre teorik raf sayısını, kademelere giren ve çıkan akım bileşimlerini ve ağırlıklarını hesaplayabilen bir bilgisayar programıdır.

Anahtar Kelimeler: Sıvı-sıvı ekstraksiyonu, üçgen diyagram, nümerik çözüm



ABSTRACT

In this work Lqd_Ext 1.0 program was developed by using Visual Basic . net platform to solve liquid – liquid extraction problems in separation processes. Triangular diagram graphical solution technique for liquid – liquid system has been used and numerically calculated results have been given for crosscurrent and countercurrent multistage extraction desing.

The problems have been given by using five different systems for crosscurrent and countercurrent methods.

Lqd_Ext 1.0 program can find stage requirements the composition of the extract and raffinate phases after each stage, flow rates for all streams leaving from the equipment.

Keywords: Liquid-liquid extraction, triangular diagram, numerical solution



1. GİRİŞ

Kimya mühendisliğinde grafiksel çözüm yöntemleri çok kademeli proseslerin tasarımında en çok kullanılan yöntemlerdir. Sıvı – sıvı ekstraksiyon proseslerinde bu amaçla üçgen diyagram kullanılmaktadır. Kademe sayısının ve kademeleri terk eden akımların ağırlık ve bileşen değerlerinin numerik yolla hesaplanması, özellikle sistemde 3 bileşenin bulunmasından yüzünden oldukça zordur.

Bilgisayar teknolojisindeki gelişmeler bu tip numerik hesaplamaların bilgisayar ortamına kolaylıkla taşınabilmesine ve kullanıcının sonuçları kolay ve kısa sürede almasına imkan sağlamıştır. Özellikle bu amaçla yapılan bilgisayar programları, üniversitelerimizde lisans düzeyindeki öğrencileri bilgisayar kullanımına teşvik etmekte ve bu sayede konunun hızlı ve kolay anlaşılabilmesini de sağlamaktadır.

Kimya mühendisliğinde önemli bir ayırma işlemi olan sıvı – sıvı ekstraksiyonu, iki sıvıyı bir çözücü yardımıyla birbirinden ayırmak için kullanılan bir yöntemdir. Bu yöntemde ayırma yapmak için iki sıvı faz oluşturmak gerekmektedir. Özellikle distilasyon işleminin kullanılmadığı yerlerde sıvı – sıvı ekstraksiyonu önem kazanmaktadır.

Bu çalışma da sıvı – sıvı ekstraksiyon proseslerinde grafiksel çözüm yöntemi olarak kullanılan üçgen diyagram, numerik olarak bilgisayar ortamına taşınmış ve Visual Basic .net ile derlenerek Lqd_Ext adlı bilgisayar programı geliştirilmiştir. (Uysal, 2002; Öner, 1993)

2. SIVI – SIVI EKSTRAKSİYONU

Bir çözeltiliyi uygun bir çözücü ile temas ettirerek çözeltide bulunan bir veya daha fazla bileşeni çözeltiden ayırma işlemi, sıvı-sıvı ekstraksiyonu olarak bilinir [1].

Karışım halindeki sıvı bileşenlerin birbirinden ayrılması için iki farklı fazın bulunması gerekir; Bunlar distilasyonda buhar ve sıvı fazlar, sıvı-sıvı ekstraksiyonda ise iki farklı sıvı fazıdır. Distilasyonda buhar fazının oluşması için ısı kullanılır. Sıvı-sıvı ekstraksiyonunda ise ikinci bir fazın meydana gelmesi için sıvı bir çözücü kullanılır. Dolayısı ile, ayırma işlemi, distilasyonda bileşenlerin göreceli buhar basınçlarına göre; sıvı-sıvı ekstraksiyonunda ise bileşenlerin fiziksel ve kimyasal özelliklerine bağlıdır. Sıvı-sıvı ekstraksiyonu ve distilasyonun benzerliği Çizelge 2.1 de gösterilmektedir (Treybal, 1951).

Çizelge 2.1 Sıvı-Sıvı Ekstraksiyonu Distilasyon Benzerliği(Treybal, 1951)

Sıvı-Sıvı Ekstraksiyonunda Gerekli Olan Şartlar	Distilasyonda Gerekli Olan Şartlar
Ayırma için çözücü kullanımı	Ayırma için ısı kullanımı
Çözücü karıştırıcısı	Kaynatıcı
Çözücünün ayrılması	Isı alınması veya soğutma
Çözücü ayırıcısı	Yoğuşturucu
Çözücü ile doyurulmuş çözücüce zengin çözelti	Kaynama noktasında buhar
Doygunluk noktası altında çözücüce fakir çözelti	Kaynama noktası altında sıvı
Çözücü ile doyurulmuş çözücüce fakir çözelti	Kaynama noktasında sıvı
İki evreli sıvı karışım	Sıvı-buhar karışımı
Seçicilik	Göreceli uçuculuk
Sıcaklık değişimi	Basınç değişimi

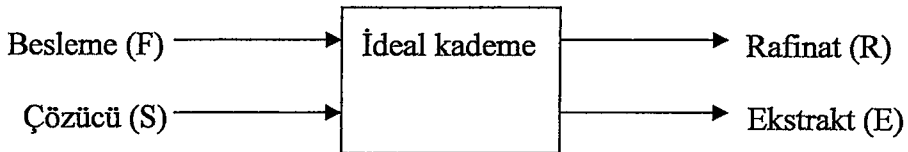
Sıvı-sıvı ekstraksiyonu bazı durumlarda distilasyon işleminin yerini alabilir. Karışım halindeki homojen sıvı bileşenlerinin kaynama noktalarının birbirine çok yakın veya elde bulunan ısıtma olanaklarına göre çok yüksek olması, bazı bileşenlerin kaynama sıcaklığında bozulması, azeotrop oluşumu gibi hallerde, distilasyon işlemi uygulanmaz [3].

Genellikle distilasyonda, besleme akımının buharlaştırılması gerektiğinden enerji maliyeti yüksek olan bir prosestir. Yüksek riflaks oranı gerektiren distilasyon işlemleri yüksek oranda buhar kullanımı, ısı ve su-soğutma ve bunların sağlanması için gerekli olan ekipmanların büyüklüğü maliyeti yükseltmektedir. Seyreltik çözelti distilasyonlarında büyük miktarlarda çözücü buharlaştırılması gerektiğinden (özellikle sulu çözeltilerde) maliyeti yüksektir. Sıvı-sıvı ekstraksiyonu bu gibi durumlarda tercih edilen bir yöntemdir (Treybal, 1951).

Sıvı-sıvı ekstraksiyon prosesinde bir çözücü geri kazanım sistemi kullanılmalıdır ve bunun için genellikle distilasyon tercih edilir. Ancak ekstraksiyon ünitesiyle birlikte kullanılan çözücü geri kazanım sisteminin maliyetinin diğer tekli ayırma proseslerinden veya kombinasyonlarından yüksek olması ekstraksiyon için büyük bir engel teşkil eder. Belirli dezavantajlara rağmen ekstraksiyon bir çok durumda kullanılabilir tek yöntemdir.

2.1 İdeal Kademe

Kademe, ayrılması istenen çözeltinin, karışmayan çözücü ile temas ettirildiği, dengeye getirildiği ve durultma sonucunda iki karışmayan sıvı faza ayrıldığı mekanik tertibattır. Şekil 2.1' de gösterildiği gibi, Besleme çözeltisi (F), çözücü (S) ile karıştırılır ve ekstrat (E) ile rafinat (R) olarak, iki karışmayan faza ayrılır. Kademeyi terkeden ve çözücü bakımından zengin olan sıvı faz "ekstrat", çözücü bakımından fakir olan faz ise "rafinat" olarak adlandırılır. Bir "teorik" ya da "ideal" kademede, fazların en iyi şekilde temas ettirildiği varsayılır. Bu temas, denge sağlanıncaya kadar, yani rafinat ve ekstrat denge çözeltileri oluşuncaya kadar sürdürülür [1].



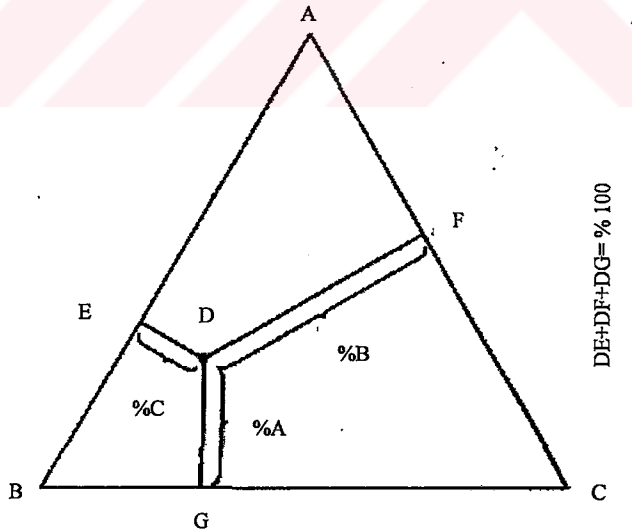
Şekil 2.1 İdeal Kademe

İkili bir sisteme yeni bir çözücünün katılımı ile, çeşitli tipte karışımlar oluşabilir;

- homojen bir çözelti oluşur; seçilen çözücü uygun değildir,
- yeni çözücü ilk çözücüyle hiç karışmaz,
- yeni çözücü ilk çözücü ile kısmen karışabilir ve kısmen karışabilen bir çift sıvı oluşturur (Tip I),
- yeni çözücü iki veya üç kısmen karışabilen sıvının oluşumuna sebep olur (Tip II).

İkili bir sistemde b, c ve d tipi çözücüler kullanılabilir. b tipi çözücülerle, denge ilişkisi, çözünenin bir fazdaki derişimine karşılık, diğer fazdaki derişimler çizilerek gösterilir. c ve d tipi çözücülerle şartlar, üçgen diyagramlar ile gösterilir. Bunun için eşkenar ya da ikizkenar üçgenler kullanılır(Treybal, 1951).

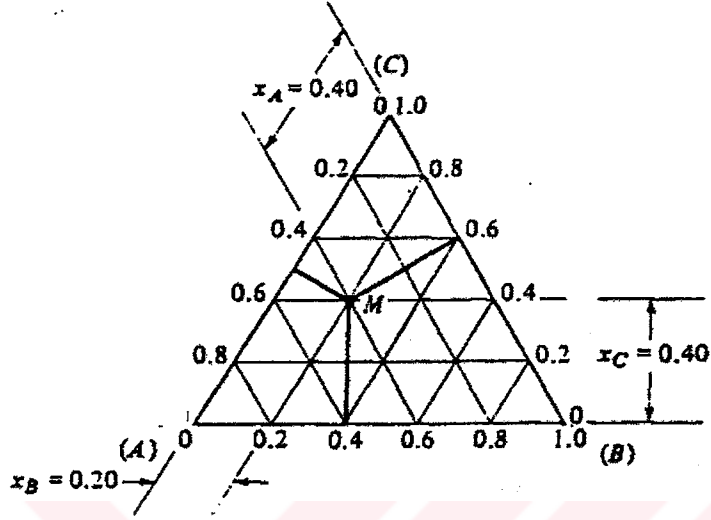
Üçgen diyagramın önemli bir özelliği, bir noktadan kenarlara çizilen dik doğruların uzunluğunun toplamı ($DE + DF + DG$), üçgenin yüksekliğine eşit olmasıdır (Şekil 2.2). Yani üçgenin yüksekliği bir bileşenin % 100'ü olduğuna göre, $\% A + \% B + \% C = 100$ olur. Şekil 2.2'deki D noktası % 37 vinilasetat, % 36 asetik asit ve % 27 su bileşimini göstermektedir.



Şekil 2.2 Üçlü Sistem İçin Üçgen Diyagramda Bileşim Koordinatları [1]

Üçgen diyagramının her üç köşesi (Şekil 2.2), saf bir bileşeni (A, B veya C) gösterir. M noktası ise A, B ve C' nin üçlü karışımını gösterir. Burada;

$$x_A + x_B + x_C = 1 = 0.40 + 0.20 + 0.40$$

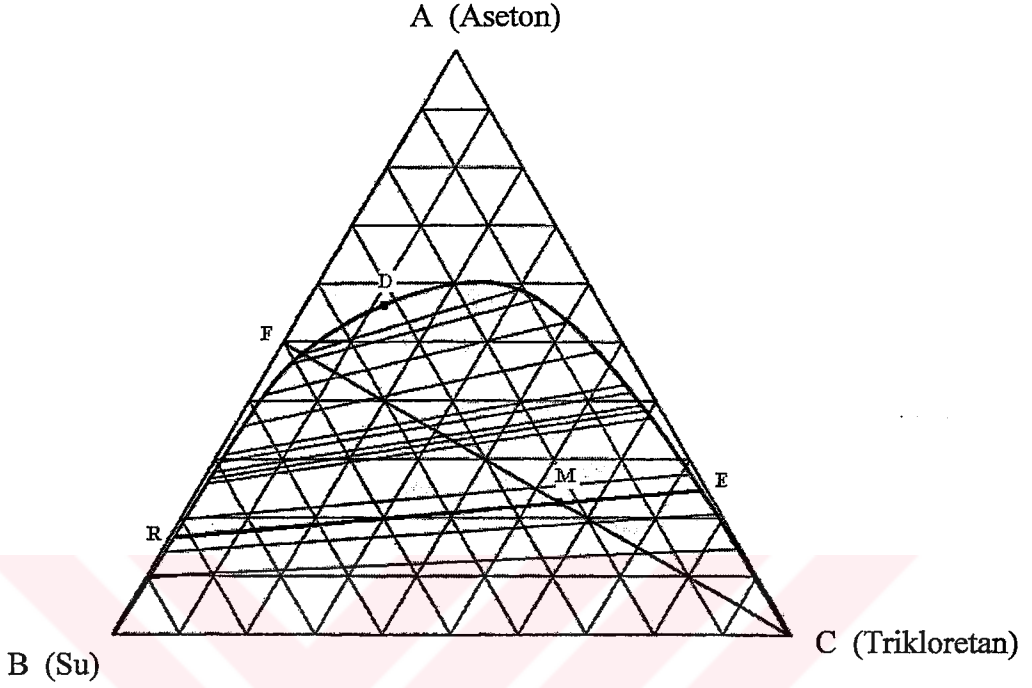


Şekil 2.3 Üçgen Diyagramının Koordinatları

2.2 Çözünürlük ve Denge Eğrileri

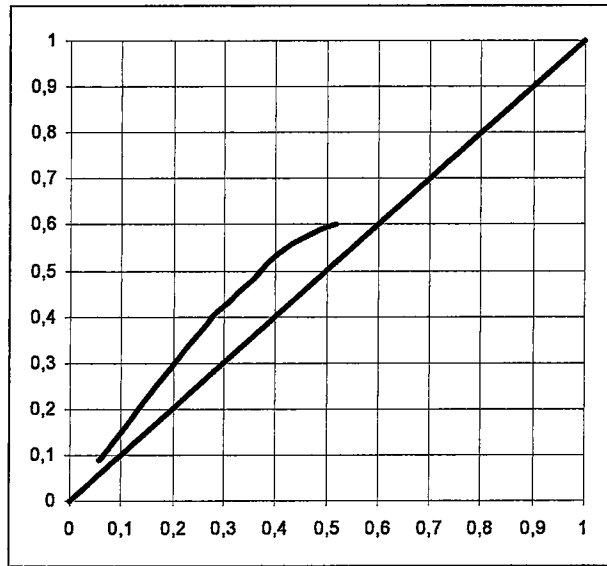
Üç bileşenli sistemlerde en çok karşılaşılan durum; A (çözünen bileşen) ve B (inert bileşen) bileşenleri ile A ve C (çözücü) bileşenleri her oranda, B ve C bileşenleri birbirlerinde sınırlı çözülebilmektedir (Tip I). Şekil 2.4'te, aseton-su-trikloreten'dan meydana gelen üçlü sistemin 25°C'deki üçgen diyagramı gösterilmektedir. Bu sıcaklıkta trikloreten ve aseton, su ve aseton birbirlerinde her oranda, su ile trikloreten ise sınırlı oranda çözünebilmektedir. Aseton-su karışımına çözücü olarak trikloreten katıldığında, toplam karışımı gösteren nokta (M noktası) saf Trikloreten (C noktası) ile aseton-su karışımını (F noktası) gösteren doğru üzerinde bulunur. Katılan çözücü miktarı belli bir değere ulaştınca, karışım iki farklı faza ayrılır. Bu durum "çözünürlük eğrisi" olarak adlandırılan bir denge eğrisi üzerindeki ve altındaki bileşim değerlerinde gözlenir. Çözünürlük eğrisi iki fazlı bölgeyi tek fazlı bölgeden ayırır. Karışımı meydana getiren iki fazın dengeye ulaşması halinde fazların bileşimleri, bağlantı doğrusu ile, çözünürlük eğrisinin BD ve DC parçalarının kesim noktaları olarak gösterilir. Diğer bir deyişle "bağlantı doğruları" dengede olan sıvı fazların çözünürlük eğrisi üzerindeki bileşimlerini veren noktaları birleştiren noktalarlardır. Bağlantı doğrusu aynı zamanda toplam karışımın bileşimini gösteren noktadan da geçer. Dengeye gelmiş iki fazın bileşim değerlerinin aynı olduğu, yani bağlantı doğrusunun değerinin sıfır olduğu nokta, D noktası,

“dönüm noktası” olarak adlandırılır. Bileşimleri çözünürlük eğrisinin CD kısmında kalan ve yüksek derişimde ikinci çözücü içeren fazlar “ekstrakt”, bileşimleri BD kısmında kalan sıvı fazlar ise “rafinat” olarak adlandırılır.



Şekil 2.4 Aseton – Su – Trikloretan Sistemi (Treybal, 1951)

Bilinmeyen bağlantı doğrularının bulunabilmesi için, Şekil 2.5’te gösterildiği gibi ekstrakt fazdaki A bileşeni bileşimlerine karşıt olarak rafinat fazdaki A bileşeni bileşimlerinin koordinat sistemi eksenlerine yerleştirilerek bir dağılım eğrisi oluşturulur.



Şekil 2.5 Aseton – Su - Trikloretan Sisteminin 25°C’deki Denge Dağılım Diyagramı

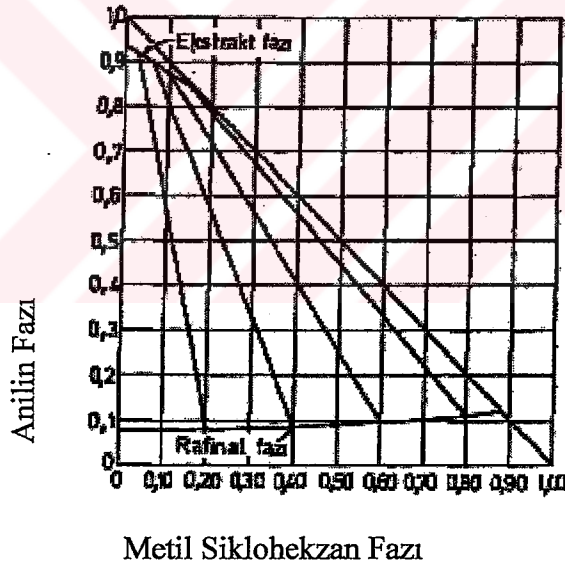
Her ne kadar dağılım eğrisi çözücünün etkisi ile ilgili bazı bilgiler verirse de, bu amaçla “seçiciliğin” kullanılması, daha uygundur. B çözücüsünün A bileşenine göre gösterdiği seçicilik şöyle tanımlanır (McCabe vb., 1985):

$$\text{Seçicilik} = \frac{y_A/y_B}{x_A/x_B} = \left(\frac{y_A}{x_A}\right)\left(\frac{y_B}{x_B}\right) \quad (2.1)$$

Burada, y : bileşenin ekstrattaki ağırlık kesri,

x : bileşenin rafinattaki ağırlık kesri.

Şekil 2.4’de gösterildiği kadar çok rastlanmayan, ikinci bir tip diyagram, Şekil 2.6’da gösterilmektedir (Tip II). Bu sistemde, iki tane kısmen çözünürlüğe sahip iki bileşenli karışım vardır, bunlar anilin – n-heptan ve anilin – metilsikloheksan’dır. n-heptan ve metilsikloheksan karışımı, çözücü olarak anilin kullanılacak olursa, birbirinden ayrılabilirler. Çünkü anilin metilsikloheksan için seçiciliğe sahiptir.



Şekil 2.6 Metil Sikloheksan – n-heptan – Anilin Sistemi İçin 25°C’deki Çözünürlük Eğrisi
(Çataltaş,1986)

2.3 Üçgen Diyagram ile Grafikselle Çözüm

İki çözücü ve bir çözünen bileşenden oluşan üçlü bir sistem üçgen diyagram ile gösterilebilir. Bunun için ikizkenar dik veya eşkenar üçgen kullanılır. Üçgenin köşeleri saf madde bileşimlerini gösteren noktalar. Üçgenin kenarlarında ikili karışımların bileşimlerini gösteren noktalar bulunur. Üçgenin iç bölgesindeki bir nokta ise üçlü bir karışımın bileşimini

verir (Wankat, 1988).

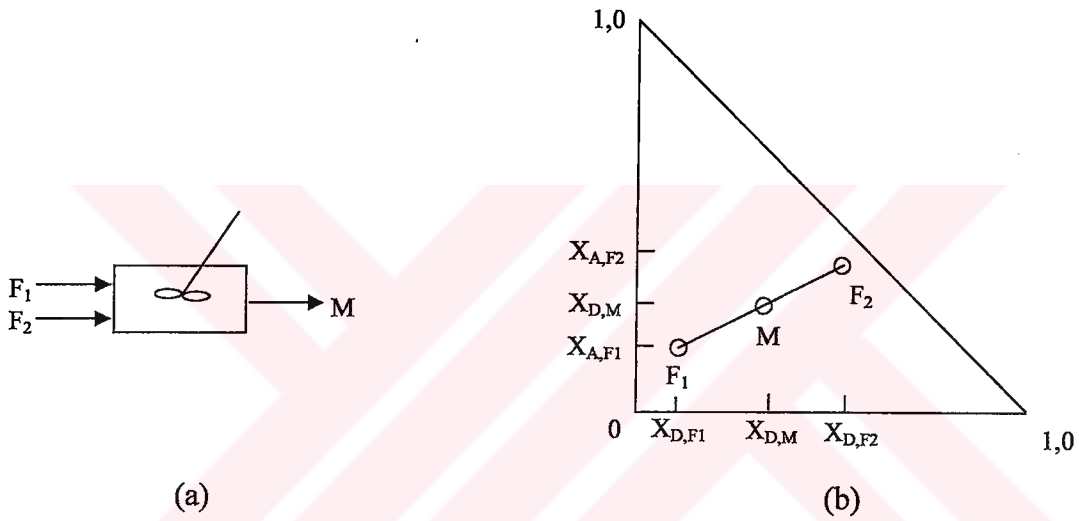
M karışımını elde etmek için F_1 ve F_2 akımlarının karıştırılması halinde;

$$F_1 + F_2 = M \quad (2.2)$$

$$F_1 \cdot x_{A,F_1} + F_2 \cdot x_{A,F_2} = M \cdot x_{A,M} \quad (2.3 a)$$

$$F_1 \cdot x_{D,F_1} + F_2 \cdot x_{D,F_2} = M \cdot x_{D,M} \quad (2.3 b)$$

yazılabilir. Buradan;



Şekil 2.7 Karıştırma Prosesi (a) Akış Şeması, (b) Üçgen Diyagram [2]

$$x_{A,M} = \frac{F_1 \cdot x_{A,F_1} + F_2 \cdot x_{A,F_2}}{F_1 + F_2} \quad (2.4 a)$$

$$x_{D,M} = \frac{F_1 \cdot x_{D,F_1} + F_2 \cdot x_{D,F_2}}{F_1 + F_2} \quad (2.4 b)$$

F_1 , F_2 ve M noktalarının aynı çizgi üzerinde olduğu Şekil 2.7 b'de görülmektedir. İlk olarak (2.1), (2.2 a) ve (2.2 b)'de yerine konarak $x_{A,M}$ ve $x_{D,M}$ elde edilir. (2.3 a) ve (2.3 b)'den F_1/F_2 nin değerleri hesaplanır ve sonuçlar birbirine eşitlenecek olursa;

$$F_1 \cdot x_{A,F_1} + F_2 \cdot x_{A,F_2} = (F_1 + F_2) \cdot x_{A,M} \quad (2.5 a)$$

$$F_1 \cdot x_{D,F_1} + F_2 \cdot x_{D,F_2} = (F_1 + F_2) \cdot x_{D,M} \quad (2.5 \text{ b})$$

$$\frac{F_1}{F_2} = \frac{x_{A,M} - x_{A,F_2}}{x_{A,F_1} - x_{A,M}} \quad (2.6 \text{ a})$$

$$\frac{F_1}{F_2} = \frac{x_{D,M} - x_{D,F_2}}{x_{D,F_1} - x_{D,M}} \quad (2.6 \text{ b})$$

$$F_1M \text{ doğrusunun eğimi} = \frac{x_{A,F_1} - x_{A,M}}{x_{D,F_1} - x_{D,M}} \quad (2.7)$$

(2.3 a) ve (2.3 b)değerleri (2.6)'da yerine konacak olursa;

$$F_1M \text{ doğrusunun eğimi} = \frac{x_{A,F_1} - x_{A,F_2}}{x_{D,F_1} - x_{D,F_2}} \text{ şeklini alır ki, bu } F_1F_2 \text{ 'nin eğimine eşittir.}$$

Dolayısıyla M noktası F_1F_2 doğrusunun üzerinde bulunmalıdır. Bu F_1 , F_2 ve M nin bir doğru üzerinde olduğunu göstermektedir.

Ayrıca eşitlik 2.5a' yı grafiksel yolla yorumlayacak olursak;

$$\frac{F_1}{F_2} = \frac{\text{X}_{A,M} \text{ noktasının } \text{X}_{A,F_2} \text{ noktasına olan uzaklığı}}{\text{X}_{A,M} \text{ noktasının } \text{X}_{A,F_1} \text{ noktasına olan uzaklığı}} \quad (2.8)$$

aynı şekilde (2.5 b)'yi yorumlayacak olursak sonuçta; bileşimi bilinen akımların karışma oranları bilindiğinde karışımın (M) bileşimi bulunabilir [2].

2.4 Sıvı-Sıvı Ekstraksiyon Metodları

Sıvı sıvı ekstraksiyonu tek kademeli, diferansiyel veya çok kademeli olarak yapılabilir. Tek kademeli ekstraksiyonda, ayrılacak olan karışım çözücü ile bir defa temas ettirilir ve ekstrat ile rafinat fazları ayrılır. Kesikli veya sürekli yapılabilir.

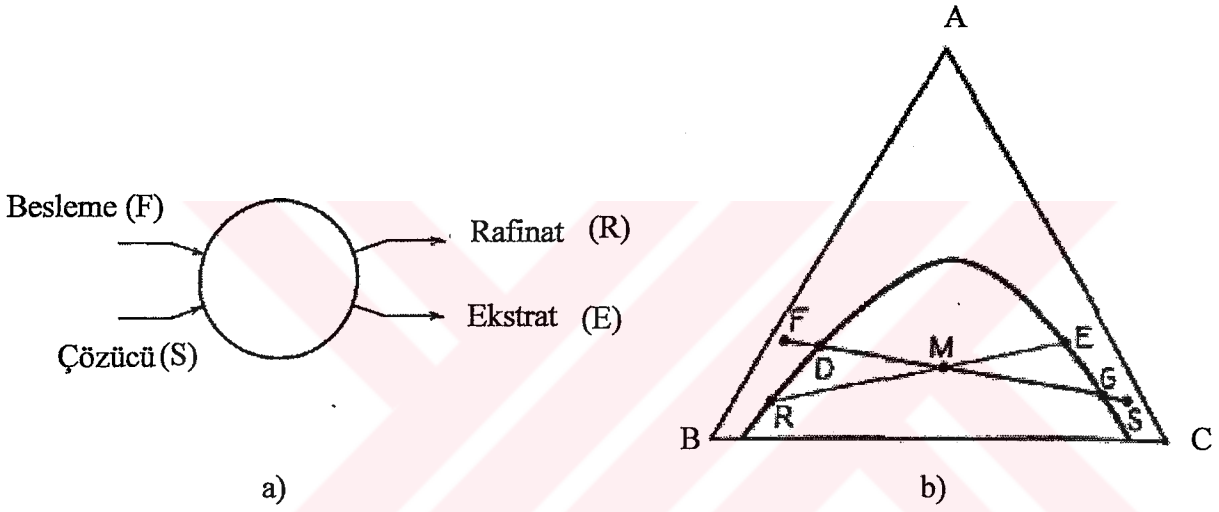
Diferansiyel ekstraksiyonda, belli bir miktar çözeltili, çok küçük miktarlarda çözücü ile temas ettirilir ve küçük miktarlardaki ekstrat oluşur oluşmaz sistemden alınır. Ekstratın rafinatla sürekli dengede olabilmesi için karıştırma uygulanır. Ticari uygulaması olmamasına rağmen laboratuvar çalışmalarında sıkça kullanılmaktadır.

Çok kademeli sıvı sıvı ekstraksiyonu; çapraz akımlı, ters akımlı veya geri döngülü ters akımlı olarak yapılabilir. Çapraz akımlı çok kademeli ekstraksiyon kesikli veya sürekli olarak uygulanabilir. Bu tip ekstraksiyon, her kademedede taze çözücü kullanıldığından, tek kademeli

ekstraksiyonun tekrarı gibidir. Ters akımlı çok kademeli ekstraksiyonda, ekstrakt ve rafinat akımları ters yönde hareket eder. İşlem süreklidir, ters akımlı ekstraksiyon sisteminde ekstrakt akımında geri döngü uygulanabilir. Bu şekilde yapılan ekstraksiyon, geri döngülü ters akımlı çok kademeli ekstraksiyon olarak bilinir (Treybal, 1951).

2.4.1 Tek Kademeli Sıvı – Sıvı Ekstraksiyonu

Genellikle, ekstraksiyona giren A ve B'den oluşan ikili bir karışım, çözücü S ile temas ettirilir. Ancak daha genel durumlarda bu akımlarda her üç bileşen de bulunur. Bu çalışmada üçgenin köşelerinden A çözünen bileşenin, B inert bileşenin, C ise çözücü bileşenin saf olarak bulunduğu noktalar [1] (Treybal, 1951).



Şekil 2.8 Tek Kademede Sıvı – Sıvı Ekstraksiyonu a) Akış Şeması, b) Üçgen Diyagram

$$\text{Toplam kütle denkliği : } F + S = M = E + R \quad (2.9)$$

$$\text{Bileşen Kütle Denklikleri : } F \cdot x_{AF} + S \cdot x_{AS} = M \cdot x_{AM} \quad (2.10)$$

$$F \cdot x_{CF} + S \cdot x_{CS} = M \cdot x_{CM} \quad (2.11)$$

Buradan;

$$x_{AM} = \frac{F \cdot x_{AF} + S \cdot x_{AS}}{F + S} \quad (2.12)$$

$$x_{CM} = \frac{F \cdot x_{CF} + S \cdot x_{CS}}{F + S} \quad (2.13)$$

denklem 2.11'den S için aşağıdaki ifade yazılabilir;

$$S = \frac{F \cdot (x_{CM} - x_{CF})}{x_{CS} - x_{CM}} \quad (2.14)$$

Esktrat ve rafinatın değerlerini hesaplarken;

$$E \cdot x_{AE} + R \cdot x_{AR} = M \cdot x_{AM} = (E + R) \cdot x_{AM} \quad (2.15)$$

$$E = \frac{M \cdot (x_{AM} - x_{AR})}{x_{AE} - x_{AR}} \quad (2.16)$$

denklemleri kullanılabilir.

Ekstraksiyonun gerekleŖebilmesi için M karışımının iki fazlı bölgede olması gerekir. Dolayısıyla kullanılması gereken minimum çözücü miktarı (2.12)'ye dayanılarak Ŗöyle bulunur (Ŗekil 2.8):

$$S_{\min} = F \cdot \left(\frac{\overline{FD}}{DS} \right) = \frac{F \cdot (x_{CD} - x_{CF})}{x_{CS} - x_{CD}} \quad (2.17)$$

benzer olarak;

$$S_{\max} = F \cdot \left(\frac{\overline{GF}}{GS} \right) = \frac{F(x_{CG} - x_{CF})}{x_{CS} - x_{CG}} \quad (2.18)$$

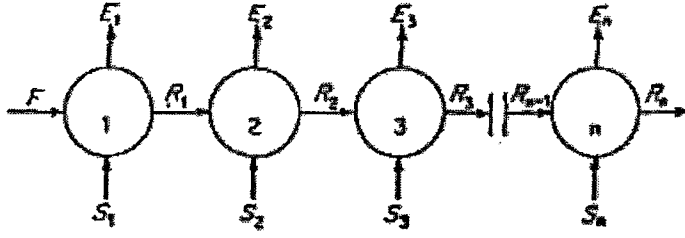
Çözücü miktarının minimum olması durumunda, "D" bileŖimine sahip maksimum rafinat ve sıfır ekstrat; maksimum olması durumunda ise, "G" bileŖimine sahip maksimum ekstrat ve sıfır rafinat elde edilir. Gerçek bir tesis bu iki değer arasında alıŖtırılmalıdır [1].

2.4.2 Çok Kademeli Sıvı – Sıvı Ekstraksiyonu

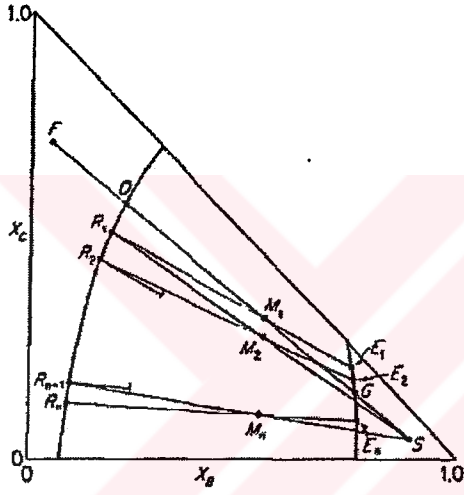
2.4.2.1 Çapraz Akımlı ok Kademe Ekstraksiyonu

Bu tip ekstraksiyon tek kademeli ekstraksiyona benzer. Kademelerden çıkan rafinat akımları daha sonraki kademelerde aynı bileŖime sahip taze çözücü akımları ile temas ettirilir (Ŗekil 2.9 a). Her kademe de farklı miktarlarda çözücü kullanılabilir. GrafikselleŖim yöntemleri Ŗekil 2.9 b ve c de görülebilir. İlk kademe dıŖında minimum çözücü miktarı diye birŖey yoktur, çünkü kademeleri terkeden akımlar doğun çözeltilerdir. Ancak her kademeye giren maksimum çözücü miktarı, toplam karışımın iki sıvı faz oluŖturacak kadar olmalıdır. Kademelere giren ve çıkan akımların hesapları yapılırken ilk kademe için eŖitlik 2.9'dan 2.16 ya kadar olan kısım kullanılır. İkinci ve daha sonraki kademelerin hesabında, herhangi bir kademedeki çıkan rafinat değeri R_{n-1} , F değerinin yerini alırsa, R_m , E_m , M_m ve S_m değerleri

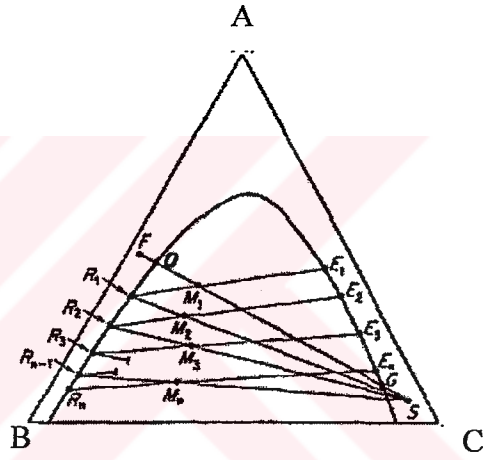
sırasıyla m. kademe için hesaplanabilir.



a)



b)



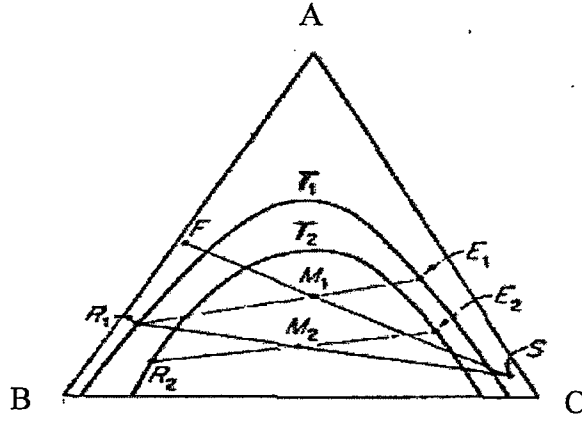
c)

Şekil 2.9 Çapraz Akışlı Çok Kademeli Ekstraksiyon a) Akım Şeması b) Tip II Sistemler İçin Üçgen diyagram ile çözüm c) Tip I Sistemler İçin Üçgen Diyagram ile Çözüm(Treybal, 1951)

Denge veya başka nedenlerle her kademede farklı sıcaklıklar kullanırsa farklı çözünürlük eğrileri çizilir (Şekil 2.10).

Çözücü ve besleme akımının bileşimleri ve beslemenin miktarı genellikle proseste belirlidir. Ancak, çözücünün toplam miktarı, kademelerdeki çözücü oranı, kademe sayısı ve ekstrat ve rafinat bileşimleride önemlidir. Dolayısıyla, belirli olanlar dışında,

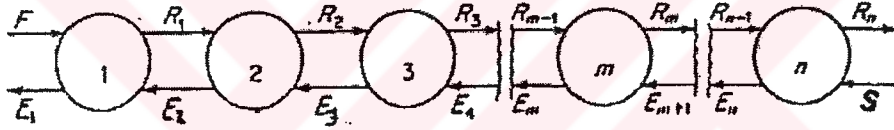
- her kademedeki çözücü miktarı ve kademe sayısı,
- her kademedeki ekstrat ve rafinat bileşimleri ve kademe sayısı,
- son rafinat bileşimi, toplam çözücü miktarı ve her kademedeki çözücü oranı,
- son rafinat bileşimi, kademe sayısı ve toplam çözücünün kademelere dağılım oranı.



Şekil 2.10 Sıcaklığın Çözünürlük Eğrileri Üzerindeki Etkisi (Treybal, 1951)

2.4.2.2 Ters akımlı Çok Kademeli Ekstraksiyon

Bu tip ekstraksiyonda, Şekil 2.11'de de görüldüğü gibi besleme ve çözücü sisteme karşıt yönlerden girer ve rafinat ve ekstrat çözeltileri karşıt yönde akar.



Şekil 2.11 Ters Yönlü Çok Kademeli Ekstraksiyonun Akış Şeması

Bu sistemin toplam kütle denkliği,

$$F + S = E_1 + R_n = M \quad (2.19)$$

veya

$$F - E_1 = R_n - S = 0 \quad (2.20)$$

şeklindedir. O noktasından (operasyon noktası), $\overline{FE_1}$ ile $\overline{SR_n}$ doğrularının kesiştirilmesi ile bulunabilir (Şekil 2.12). Ayrıca 1 – m kademeleri için,

$$F + E_{m+1} = R_m + E_1 \quad (2.21)$$

veya

$$F - E_1 = R_m - E_{m+1} = 0 \quad (2.22)$$

m. kademe için,

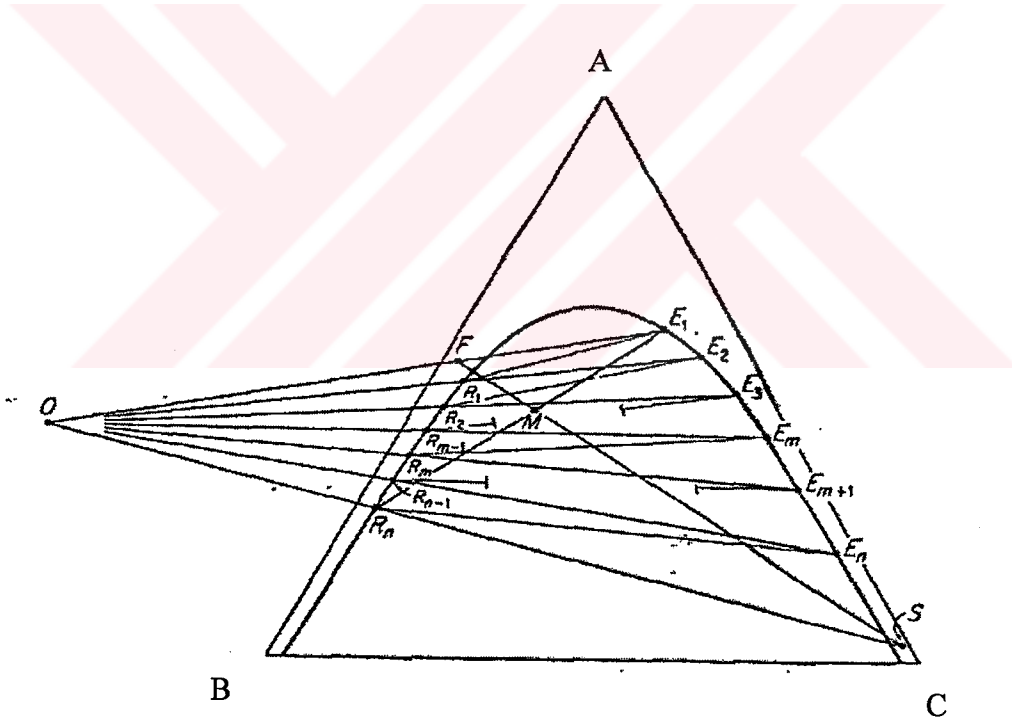
$$R_{m-1} + E_{m+1} = R_m + E_m \quad (2.23)$$

$$R_{m-1} - E_m = R_m - E_{m+1} = 0 \quad (2.24)$$

(2.22) ve (2.24)'den , E_{m+1} ekstraktının R_m den geçen O 'nun ekstrakt eğrisini kestiği nokta ile gösterebileceği anlaşılabilir. Tüm ideal kademelerde olduğu gibi E_m ve R_m akımları dengede olur ve onları gösteren noktalar bir bağlantı doğrusunun karşıt uçlarında bulunur. Dolayısıyla E_1 den geçen bağlantı doğrusunun diğer ucu R_1 , $\overline{OR_1}$ doğrusunun uzatılmasıyla elde edilen kesim noktası E_2 ve benzer olarak E_2 den geçen bağlantı noktasının diğer ucuda R_2 'dir bu yöntemle R_m e kadar devam edilerek ideal kademe sayısı bulunur (Şekil 2.12). Operasyon noktası O , beslemenin ve çözücünün göreceli miktarlarına ve bağlantı doğrularının eğimine bağlı olarak üçgen diyagramın beslenme veya çözücü tarafında bulunabilir.

M noktası daha önceki bölümlerde açıklanan yöntemlerle bulunabilir. Yine daha önceki bilgilere dayanılarak, (Wankat, 1988)

$$E_1 = \frac{M(x_{AM} - x_{AR_n})}{x_{AE_1} - x_{AR_n}} \quad (2.25)$$



Şekil 2.12 Ters Yönlü Çok Kademeli Sıvı – Sıvı Ekstraksiyonu (Wankat, 1988)

m kademesi için, toplam kütle denkliği

$$E_{m+1} = R_m + E_m - R_{m-1} \quad (2.26)$$

olarak yazılabilir.

M kademesi için bir B bileşen denklığı:

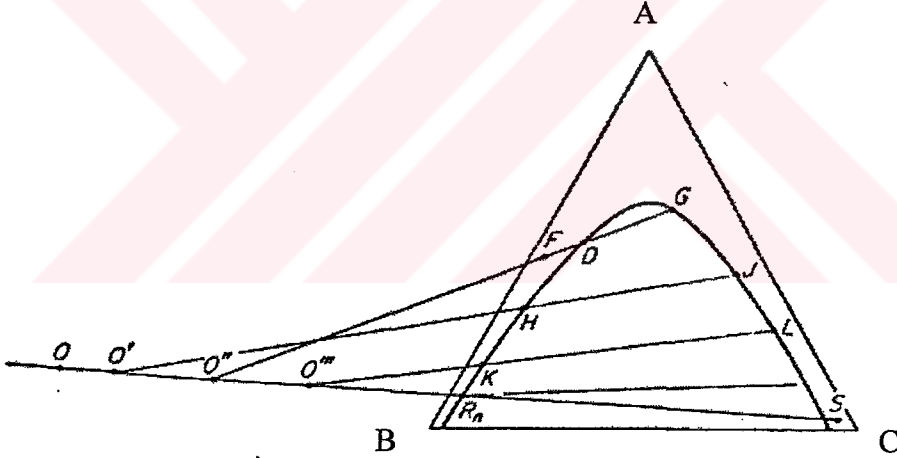
$$R_{m-1} \cdot x_{BR_{m-1}} + E_{m+1} \cdot x_{BE_{m+1}} = R_m \cdot x_{BR_m} + E_m \cdot x_{BE_m} \quad (2.27)$$

(2.24) ve (2.25) birleştirilerek,

$$R_m = \frac{R_{m-1}(x_{BR_{m-1}} - x_{BE_{m+1}}) + E_m(x_{BE_{m+1}} - x_{BE_m})}{x_{BR_m} - x_{BE_{m+1}}} \quad (2.28)$$

Dolayısıyla gerekli bileşim değeri üçgen diyagramdan okunarak M değişik değerleri için rafinat ve ektrat miktarları hesaplanabilir.

Şekil 2.13'den de anlaşılacağı gibi, çözücü tarafından sonsuz sayıda raf gereksinimi durumunun ortaya çıkmaması için $\overline{R_nS}$ nun bir bağlantı doğrusu ile çalışmaması gerekir. Ayrıca, O noktasının R_n 'den uzaklaşmasıyla gerekli olan çözücü miktarıda artar. Buradan, minimum çözücü miktarını saptama yöntemi şöyledir;

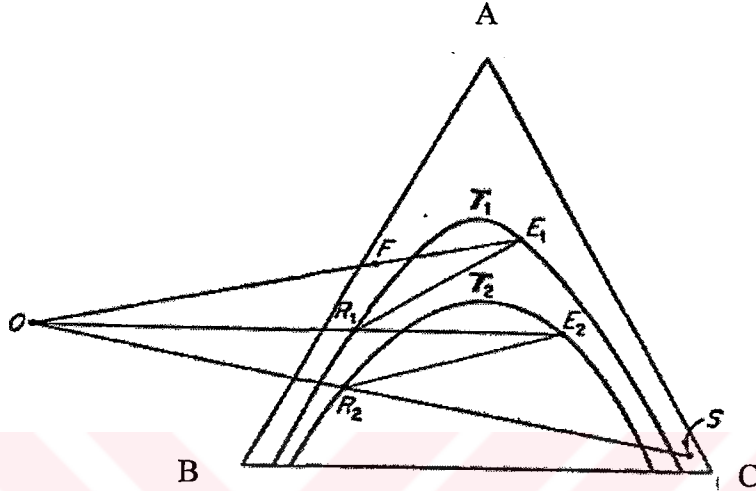


Şekil 2.13 Ters Yönlü Çok Kademeli Ekstraksiyonda Minimum Çözücü Miktarı
(Wankat 1988)

R_nS doğrusu uzatılır ve onunla kesişecek şekilde bağlantı doğrularıda uzatılır. R_n 'ye en uzak kesim noktası, minimum çözücü miktarını verir (\overline{HJ} bağlantı doğrusu; O' kesim noktası). İşletmede, daha büyük çözelti miktarlarına karşılık gelen gerçek bir operasyonda "O" noktası seçilmelidir.

Bazı sıvı sistemlerinde uzatılmış bağlantı doğruları R_nS doğrusunu diyagramın her iki tarafında kesebilir. Ancak, daha büyük çözücü oranlarına karşılık geldiğinden, minimum çözücü miktarlarının hesabında çözücü tarafındaki kesim noktaları kullanılır.

Kademelerin farklı sıcaklıklarda çalıştırıldığı sistemlerde, hesaplamalar üçgen diyagram yardımıyla kolayca yapılır. Bu tip hesaplamalarda, kademenin sıcaklığındaki her kademenin bağlantı doğrusu ve çözünürlük eğrisi kullanılır. Daha önce verilen denklemlerin tümü bu tip durumlarda da geçerlidir. Şekil 2.14'te T_1 ve T_2 sıcaklığında iki kademeli bir sistemin tipik üçgen diyagramı verilmektedir (Treybal 1951).



Şekil 2.14 Farklı Sıcaklıklarda Bulunan İki Kademeli Ters Akımlı Ekstraksiyon

Pek çok durumda “O” operasyon noktası diyagramdan çok uzağa düşer (Şekil 2.15). Çözümün daha kolay yapılabilmesi için bir analitik – grafiksel hesaplama yöntemi uygulanır. F, R_n S ve kütle denkleğinden E_1 noktaları saptandıktan sonra, FE ve R_n S uzatılır ve sırasıyla J ve L kesim noktaları bulunur. Bu doğruların denklemleri ise sırasıyla şöyledir:

$$x_A = ((x_{AF} - x_{AJ}) / x_{BF}) x_B + x_{AJ} \quad (2.29)$$

$$x_A = ((x_{AR_n} - x_{AL}) / x_{BR_n}) x_B + x_{AL} \quad (2.30)$$

(2.29) ve (2.30) O noktasının koordinatlarını belirler:

$$x_{BO} = \frac{x_{AJ} - x_{AL}}{(x_{AJ} - x_{AF}) / x_{BF} - (x_{AL} - x_{AR_n}) / x_{BR_n}} \quad (2.31)$$

x_{AO} ise (2.30) ve (2.31) kullanılarak hesaplanabilir.

$OR_m E_{m+1}$ doğrusunun uzantısında bulunan K noktasının yeri aşağıdaki bağıntıdan bulunur:

$$x_{AK} = \left(\frac{x_{AO} - x_{AR_m}}{x_{BR_m} - x_{BO}} \right) x_{BO} + x_{AO} \quad (2.32)$$

Böylece, E_1 'den geçen bağlantı doğrusu ile R_1 noktası belirlenir; x_{AK} (2.32)'dan hesaplanır ve

3. EKSTRAKSİYON EKİPMANLARININ SINIFLANDIRILMASI

Birçok sanayi uygulamalarında, çok kademeli ters akımlı temas gerekir. Ters yönlü akım ve bunun sonucu oluşan faz ayırımının oluşması için gerekli olan hidrodinamik itici kuvvet ya yerçekimi ya da farklı yoğunluklardaki iki faz üzerindeki santrifüj kuvveti ile elde edilebilir. Temel olarak, etkili çok kademeli işlemin elde edilebileceği iki tip tasarım vardır.

- a- Kademeli temas ettiriciler; burada ekipman fazların karıştığı ve ayrıştığı bir dizi fiziksel kademeyi içerir.
- b- Diferansiyel temas ettiriciler; burada fazlar sadece birimin çıkışında tam faz ayrımı ile temas eder.

Zıt yönlü akımın sağlanması, kademeli veya diferansiyel temas ve faz ayırımını etkileyen sonuçlar gibi faktörler Hanson tarafından önerilen temas ettiricilerin sınıflandırılmasının temelini oluşturur ve Çizelge 3.1'de gösterilmiştir.

Farklı tiplerdeki temas ettiricilerin tipik uygulama alanları Çizelge 3.2.'de verilmiştir. Belirli bir uygulama için bir temas ettiricinin seçimi, kimyasal kararlılık, ürünlerin değeri ve faz ayırım hızı gibi çok çeşitli faktörlerin değerlendirilmesini gerektirir.

Çizelge 3.1 Temas Ettiricilerin Sınıflandırılması (Wankat 1988)

Ouştırulan karşıt akım	Fazlar arası dispersiyon	Diferansiyel temas ettiriciler	Kademe boyunca temas ettiriciler
Yerçekimi	Yerçekimi	GRUP A Püskürtme kolonu Dolgulu kolon	GRUP B Delikli tepsili kolon
Yerçekimi	Çarpma	GRUP C Çarpmalı dolgulu kolon Çarpıştırıcı tepsili kolon	GRUP D Çarpmalı kalbur tipi(sieve) tepsili kolon Kontrollü devirli(cycling) kolon
Yerçekimi	Mekanik karıştırma	GRUP E Döner disk temas ettiriciler Oldshue-Rushton kolonu Zeihl kolonu Graesser temas ettiricisi	GRUP F Scheibel kolonu Mikser-ayarlayıcılar
Santrifüj kuvveti	Santrifüj kuvveti	GRUP G Podbielniak Kuadronik De Laval	GRUP H Westfalia Robotel

Çizelge 3.2 Çizelge 3.1’de Verilen Temas Ettirici Grupların Uygulamaları (Wankat 1988)

	Sistem kriteri	Orta kapasiteli sistemler	Yüksek kapasiteli sistemler
Az sayıda kademe gerekli	Kimyasal olarak stabildir, Kolay faz ayrımı, Düşük seviye	A veya B mikser ayarlayıcı	E veya F
Az sayıda kademe gerekli	Kimyasal olarak stabildir, Kabul edilebilir seviye	C veya D	E veya F (mikser-ayarlayıcı değil)
Az sayıda kademe gerekli	Kimyasal olarak stabil değildir, Yavaş faz ayrımı	G veya H	G veya H
Kabul edilebilir seviyede kademe gerekli	Kimyasal olarak stabildir, Kolay faz ayrımı Düşük seviye	B, C, D veya mikser ayarlayıcı	E veya F
Kabul edilebilir seviyede kademe gerekli	Kimyasal olarak stabildir, Kabul edilebilir seviye	C veya D	E veya F (mikser ayarlayıcı değil)
Kabul edilebilir seviyede kademe gerekli	Kimyasal olarak stabil değildir, Yavaş faz ayrımı	G veya H	G veya H

3.1 Ekstraksiyon için Kademeli Ekipmanlar

3.1.1 Karıştırıcı-Çökeltici

Bu birimde, çözelti ve çözücü bir karıştırıcı yapısı ile karıştırılır ve iki fazın, ekstrakt ve rafinat olarak ayrıldığı çökelticiye gönderilir. Karıştırıcı birimi genellikle dairesel veya kare bir kanal şeklindedir. Çökeltici de ayırma yerçekimi ile meydana gelir. Sıvı yoğunlukları ve dağılımın şekli önemli parametrelerdir. Bu birimlerin boyutlarının belirlenmesi ve iç yapılarını belirleyen kriterlerin anlaşılması için kuralların belirlenmesi gerekir. Karıştırıcı ve çökeltici birimleri ilk olarak ele alındıklarından, bir proses biriminin önemli bir bileşeni olarak değerlendirmek gerekir.

Karıştırıcıda, karıştırmanın bir sonucu olarak, iki faz dengeye veya dengenin yakınına gelir, böylelikle fiziksel ekstraksiyon prosesinin gerçekleştiği bir teorik kademe elde edilmiş olur. Bir kimyasal reaksiyonun meydana geldiği durumlarda ki kinetik, kalma zamanı ve tutulmanın hesaplanabileceği şekilde kurulmalıdır. Tutulma, boyutun belirlenmesinde anahtar parametredir. Ancak büyük birimler için gerekli olan gücün doğru bir tahmini gereklidir. Dairesel bir kanal da, karışmanın optimum derecesi için perdelerin kullanılması gerekir. Kanalin çapının yaklaşık üçte biri büyüklüğündeki pervane ara yüzeyin hemen altında

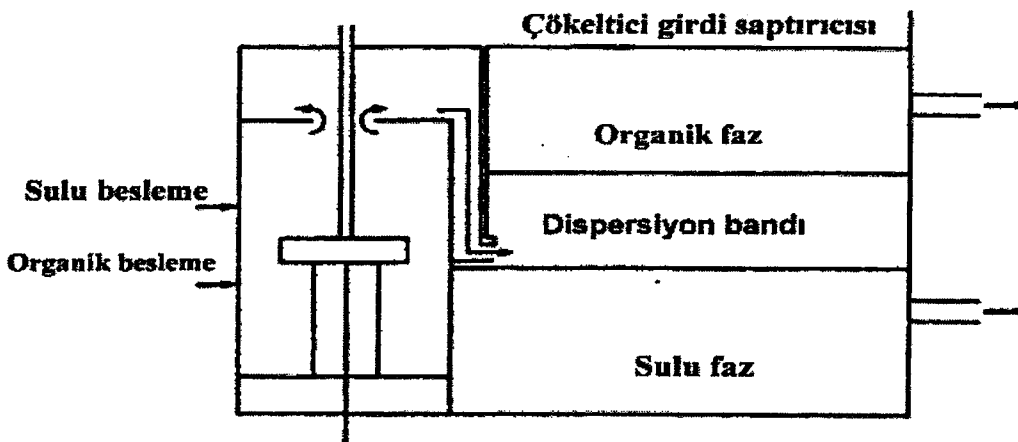
yerleştirilmelidir. Karıştırma hızı pervanenin veya türbinin yapısına bağlı olarak 3-15 m/s bir hıza sahip olmalıdır (Wankat 1988).

Çökelticide, yerçekimi etkisi ile çökme oluşur ve buna ilaveten ara yüzeyde birleşme meydana gelmelidir. Dağılıma yardımcı olması için girişine perdeler takılır. Sedimentasyon ve birleşme hızları damla boyutu ile artar. Bu nedenle çok küçük damlaların oluşmasına yol açan fazla karıştırmadan kaçınılmalıdır. Dağılım bandı yüksekliği (Z_B), birleşmenin meydana gelmesi için minimum bir kalma zamanı gerektirdiğinden, işlem hacminden etkilenir. Dağılım bandı yüksekliği; dağılmış ve sürekli faz yüzeysel hızları olan u_d ve u_c ye bağlıdır .

$$Z_B = \text{sabit} (u_d + u_c) \quad (3.1)$$

3.1.2 Birleşik Karıştırıcı – Çökeltici Birimleri

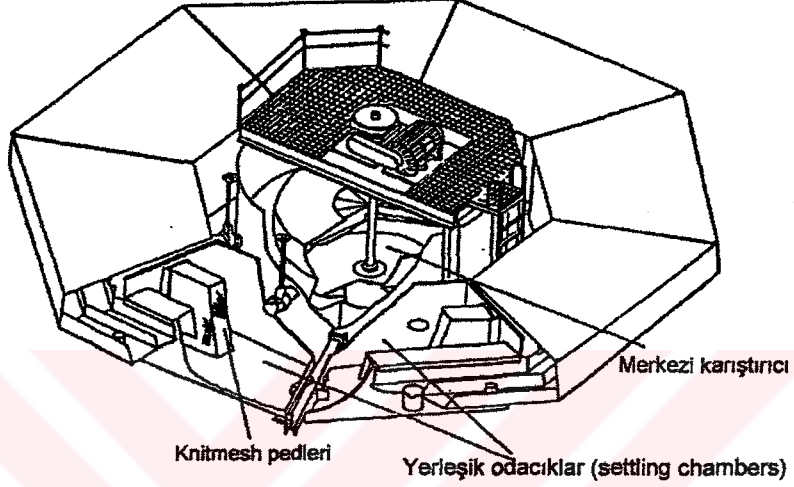
Birleşik karıştırıcı-çöktürücü işlemleri, işleme miktarının çok büyük olabileceği metal ekstraksiyon sistemlerinde kullanılabilir. Şekil 3.1’ de iki işlemin bir birim içinde birleştirildiği bir tasarımın detayları verilmiştir. Burada, çark çift örtülü geri süpürmeli vanalara sahiptir ve iki faz kurutma borusunda karşılaşır. Karıştırıcının üst kısmındaki bir perde hava girişini azaltır ve çöktürücünün girişindeki bir perde de akış tipinin kontrol edilmesinde önemli bir rol oynar. Bu düzenleme iyi bir performans sağlar ve mekanik olarak düzgün bir yapıdadır. Çarkı, kurutma borusunun üstüne kaldırmak, kademe etkinliğini ve iç sirkülasyonu artırır.



Şekil 3.1 Hareketli Karıştırıcı [5]

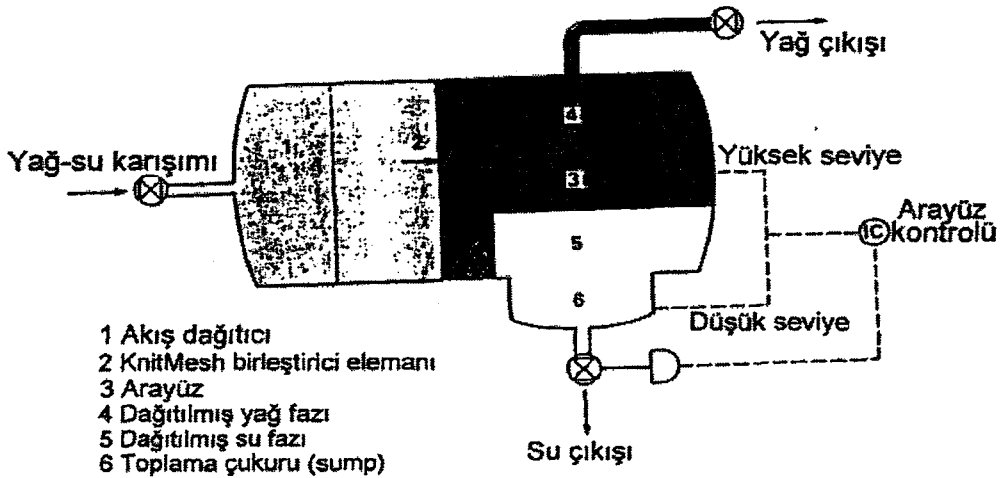
Davy International tarafından geliştirilmiş olan bölümlü karıştırıcı-çökeltici Şekil 3.2’de gösterilmiştir. Burada, birleşme hızını artırmak için özel olarak tasarlanmış “KnitMesh”

destekleri kullanılmıştır. Merkeze yerleştirilmiş karıştırıcı gerekli tutulmayı sağlayacak şekilde tasarlanmıştır. Çark; karışımı, karıştırıcı etrafında bölümler halinde oluşmuş çöktürücüye gerekli hızda pompalar. Çöktürücülerin her biri ayrı boru hatları ile beslenir. KnitMesh destekleri her kısma yerleştirilmiştir ve 0,75-1,5 m derinliğindedir. Bu tasarımın önemli bir avantajı, çöktürücü içindeki dağılmış fazın tutulmasının karıştırıcının içindekinden %20 miktarda azaltılmasıdır. Bu değer, basit yerçekimi çöktürücülerde %50 dir.



Şekil 3.2 Bölümlü Hareketli Karıştırıcı (Wankat 1988)

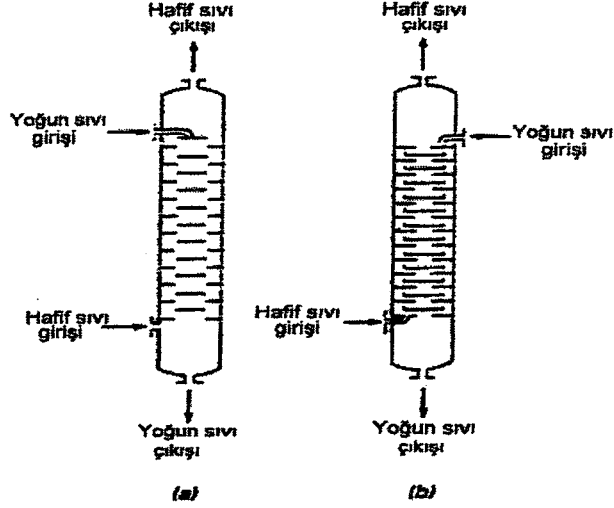
Sıvı-sıvı ayırma işlemlerinde bir birleştirici içinde KnitMesh kullanımı Şekil 3.3'de gösterilmiştir. Burada yağ-su karışımı birime girer ve birleştirici eleman üzerinden geçer. Bu esnada su damlacıkları birleşir ve yağ ve su arasındaki ayrışma meydana gelir. KnitMesh üzerinden geçtikten sonra iki faz birimin üst ve alt kısımlarından alınır.



Şekil 3.3 KnitMesh Seperatöründeki Akış (Wankat 1988)

3.1.3 Perdeli Tepsili Kolonlar

Dağılımlı faz akımını yönlendirmek için perdelerle donatılmış basit silindirik kolonlardır ve Şekil 3.4'te gösterilmiştir.



Şekil 3.4 Perdeli Tepsili Kolon (Treybal, 1951)

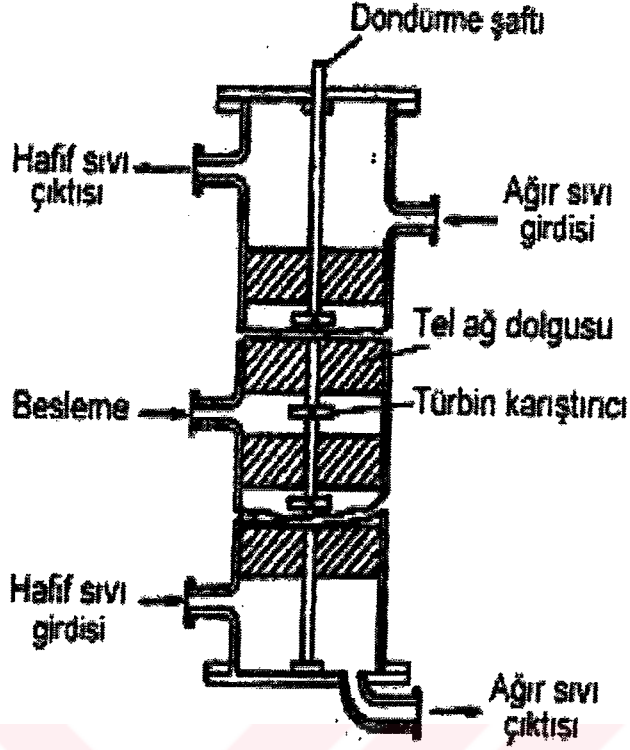
Her tepsinin etkinliği çok düşüktür ancak perdeler birbirine çok yakın yerleştirilebileceğinden (75-100mm) kabul edilebilir bir yükseklikte bir çok teorik kademe elde edebilmek mümkündür.

3.1.4 Scheibel Kolonu

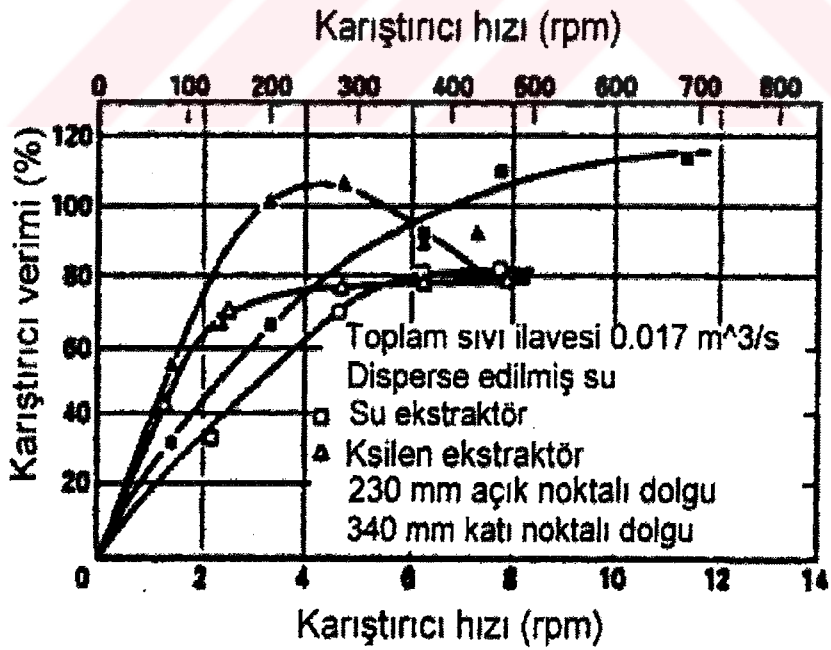
Delikli tepsilerin ve dolgulu kolonların kullanımıyla açığa çıkan sorunlardan biri, her kademedeki sonraki sıvıların tekrar dağılımının çok zayıf olmasıdır. Bunun üstesinden gelebilmek için, Scheibel ve Karr Şekil 3.5' de gösterilen bir birim önermiştir.

Bu birimde bir dizi karıştırıcı, merkezi döner bir şaftın üzerine monte edilmiştir. Karıştırıcıların arasına, herhangi bir emülsiyonu başarıyla parçalayan tel elekler yerleştirilmiştir. 292 mm çapında, 100 mm karıştırıcı çaplı ve 230 ve 340 mm dolgu kısımlı bir kolonun bazı sonuçları Şekil 3.6'da verilmiştir.

Teorik bir kademenin 0,45-0,75 m yüksekliğinde elde edildiği görülmektedir. Dolgulu kolonlarda, genelde elde edilenlere göre önemli bir gelişmedir. Büyük birimler için az veri olmasına rağmen, çap arttıkça etkinlikte bir azalma görülmemektedir (Wankat, 1988).



Şekil 3.5 Scheibel kolonu (Wankat, 1988)

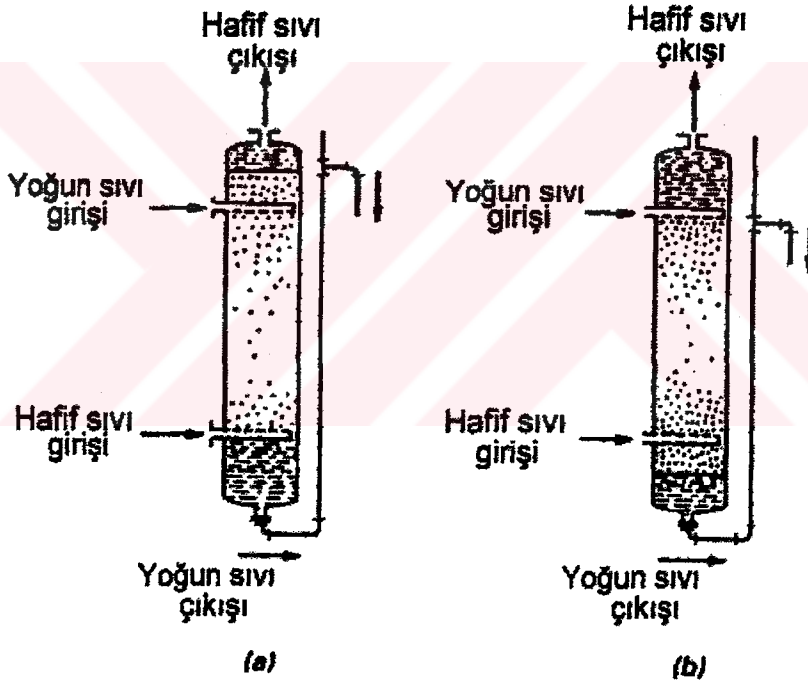


Şekil 3.6 Karıştırıcı hızının aseton-ksilen-ester sistemi verimi üzerine etkisi (Wankat, 1988)

3.2 Ekstraksiyon İçin Diferansiyel Temas Ekipmanları

3.2.1 Püskürtmeli Kolonlar

Püskürtmeli kolonların işletme yöntemleri Şekil 3.7’de gösterilmiştir. Hafif veya ağır faz dağılıbilir. İlk durumda (a) hafif faz kolonun altındaki bir dağıtıcıdan girer ve damlacıklar ağır faz boyunca yükselir, sonunda kulenin üst kısmında sıvı-sıvı faz oluşturacak şekilde birleşir. Alternatif olarak, ağır fazda dağılıbilir, bu durumda ara yüzey (b)’de gösterildiği gibi kolonun alt kısmında yer alır. Püskürtmeli kolonların yapımı basit olmasına rağmen, sürekli fazın önemli miktarda yeniden sirkülasyonunun gerekmesi sebebiyle etkin değildir. Sonuç olarak, gerçek zıt yönlü akış elde edilemez ve bir teorik rafın elde edilmesi için 6 m ye kadar yükseklikler gerekebilir. Sürekli faz içinde çok az türbülans vardır. Ara yüzeyin yenilenememesi ve uygun eksen karışımının eksikliği kötü bir performansa neden olur.



Şekil 3.7 Püskürtme kolonları

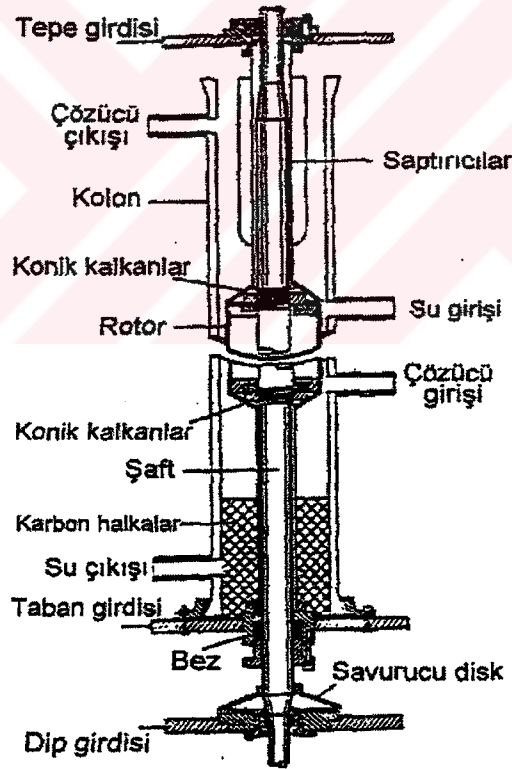
Dağılımlı fazın damlacıkları sürekli faz boyunca yükseldiğinden ve yerçekimi etkisiyle düştüğünden dolayı, sürekli fazın verilmiş bir akış hızında, kule boyunca geçebilecek dağılımlı fazın miktarı için bir sınırlama vardır. Böylece kolonun dibine beslenen herhangi bir ilave, hafif faz birimin altından geri atılır ve kolon taşar. Bu sebepten, tasarımın hangi koşullar altında olacağını tahmin etmek önemlidir. Böylece gerekli işleme miktarı için kule çapı hesaplanabilir.

3.2.2 Dolgulu Kolonlar

Distilasyon ve absorpsiyon için kullanılanlara benzemesine rağmen, fazların akış hızlarının çok farklı olduğu ve iki fazın her zaman var olduğu kolonlardır. Dolgu, arayüzey alanını artırır ve püskürtme, kolonlardakine kıyasla kütle transferi miktarında önemli derecede artış sağlar. Dolgulu kolonların kirli sıvılar, süspansiyonlar veya yüksek viskoziteli sıvılarla kullanılması uygun değildir. Petrol endüstrisinde yeterli oldukları görülmüştür. Ancak günümüzde metalurjik işlemlerde ihtiyaç duyulan çok yüksek akışları karşılayacak şekilde ölçeklendirilmemişlerdir [4].

3.2.3 Döner Yuvarlak Kolonlar ve Döner Disk Kolonlar

Bu tip kolonlarda dağılmış fazın oluşması için mekanik enerji kullanılır. Ekipman, orta sayıda kademenin gerektiği ve ürün işleme miktarının yüksek olduğu durumlar için uygundur. Bu düzenleme ile iyi dağılımlı bir sistem elde edilir (Şekil 3.8).



Şekil 3.8 Döner Yuvarlak Kolon

3.2.4 Çarpmalı Kolonlar

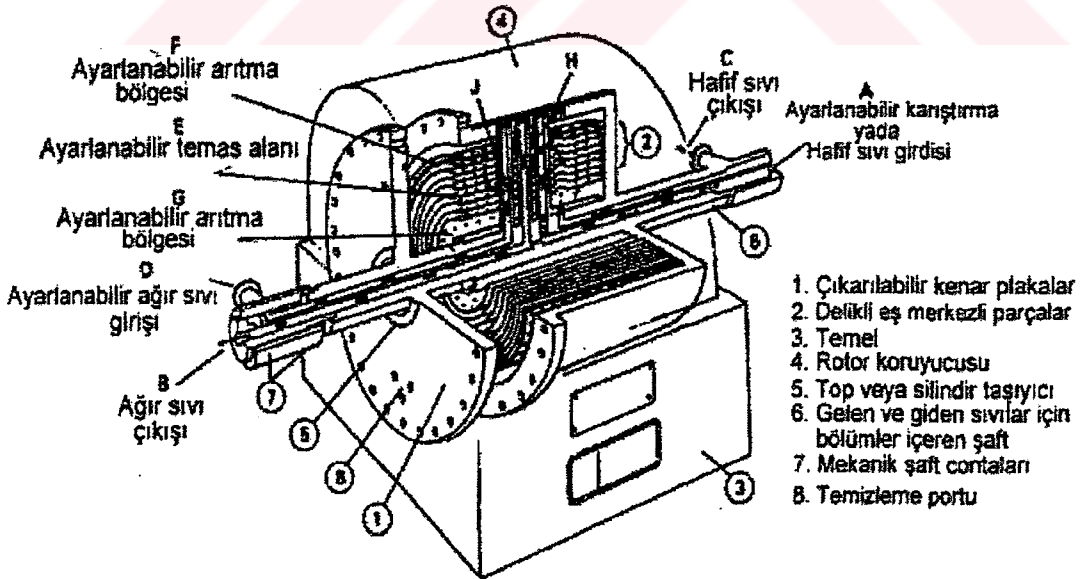
Dağılmış damlacıkların birleşmesini engellemek için, Van Duck ve diğerleri sürekli fazın tümüne çarpmalı bir hareket veren yöntemler bulmuşlardır. Bu ya mekanik bir cihaz yardımıyla, ya da sıkıştırılmış havanın kullanılmasıyla gerçekleştirilebilir.

Çarpma dolgulu kolonların performansını artırır ve HTU çarpmasız bir kolondakinin yaklaşık olarak yarısı kadardır. Çarpma işlemi, sıklıkla seramik halkaların kırılmasına yol açtığından, gauze-tipi dolguların kullanılmasında fayda vardır. Distilasyonda kullanılan delikli tepsiler, aynı zamanda çarpmalı ekstraksiyon için de kullanılabilir. Çarpmalı dolgulu kolonlar, çarpma sisteminin düzenlemesinin zor olması ve çarpmanın kolonun güçlendirilmesini gerektirdiğinden dolayı nükleer sanayinde kullanılmaktadır.

3.2.5 Santrifüjlü Ekstraktörler

Eğer kanştırıcı-çökertici biriminde ayırma yapmak zorsa, santrifüjlü ekstraktörler kullanılabilir. Karıştırma ve ayırma kademeleri; farklı bir temas ettirici gibi çalışan, tek bir birim içinde yer alır.

Podbielniak temas ettiricisinde, ağır faz santrifüj kuvvetlerin etkisiyle dışarı doğru itilir ve hafif faz içeri doğru geçer. Baker Perkins tarafında üretilmiş bir birimin gösterildiği Şekil 3.9'de ağır faz D noktasından girer, J noktasına geçer ve B noktasından alınır. Hafif faz; A noktasından girer, şaft boyunca ilerler ve C noktasından dışarı çıkar. İki sıvı akış, delikli eşmerkezli elemanlar boyunca, zıt yönlü olarak aradaki boşluklarda ayrılır ve E alanı içinde karışır. F ve G alanlarındaki delikli elemanlar, sıvının küçük damlacıklarının birleşebildiği yüzeylerdir, oluşan büyük damlacıklar santrifüj kuvvetleri etkisiyle ortamdan uzaklaştırılır.



Şekil 3.9 Podbielniak Temas Ettiricisi (Wankat, 1988)

4. PROGRAMIN TANITIMI

4.1 Lqd_Ext Programı

Sıvı-sıvı ekstraksiyon prosesinde, beş farklı sistem, ters ve çapraz akışlar için hazırlanmış olan Lqd_Ext, visual basic .net platformunda yapılmış bir bilgisayar programıdır. Program “Hesapla” adında windows işletim sistemi formundan oluşturulmuştur. Hesapla formu; kullanıcının, ekstraksiyon sistemi için besleme ve çözücü akımla ilgili değerleri girebildiği, sistemi ve akış şeklini seçebildiği, bunların sonunda hesaplanan değerleri ekranda okuyabildiği bir formdur.

4.1.1 Programda Kullanılan Sistemler ve Denge Değerleri

Çalışmada aseton – su – trikloreten, asetikasit – su – izopropileter, asetikasit – su – metil izobutil keton, aseton – su – kloroform ve dietilglükol – stiren – etilbenzen olmak üzere 5 farklı sistemin denge değerleri kullanılmıştır. Denge değerleri sayesinde ekstrakt, rafinat ve denge eğrilerinin denklemleri oluşturulmuştur. Denge değerleri ekte verilen sistemler için kullanılan denklemler yardımıyla grafiksel olarak yapılan çözüm tamamıyla matematiksel olarak bilgisayar ortamına taşınmıştır. “Curve Expert” adlı programla hesaplanan bu denklemlerin regresyon katsayısı en düşük 0.99 olarak bulunmuştur. Rafinat denklemleri oluşturulurken istenen regresyon katsayısı elde edilemediğinden, aseton – su – trikloreten, asetikasit – su – izopropileter ve aseton – su – kloroform sistemlerinde rafinat değerleri için iki ayrı denklem türetilmiştir.

- Aseton – su – trikloreten sistemi için hesaplanan denklemler:

Denge eğrisi denklemi:

$$Y_D = - 0.010553436 x^2 + 1.7419903 x - 0.71421208 \quad (4.1)$$

Ekstrakt denklemi:

$$Y_E = - 0.0044114205 x^2 - 0.30110083 x + 72.147994 \quad (4.2)$$

1. Rafinat denklemi:

$$Y_{R1} = - 25.177665 x^2 + 80.653634 x - 28.924745 \quad (4.3)$$

2. Rafinat denklemi:

$$Y_{R2} = - 0.55516422 x^2 + 7.7701286 x + 24.719015 \quad (4.4)$$

İki rafinat denkleminin kesim noktası, asetonun rafinat fazdaki yüzdesinin % 35.73 olduğu değerdir. Bu değerden büyük değerlerde 2. rafinat denklemi kullanılır.

- Asetikasit – su – metil izobutil keton sistemi için hesaplanan denklemler:

Denge eğrisi denklemi:

$$Y_D = - 0.0082102754 x^2 + 1.2928036 x + 0.351997 \quad (4.5)$$

Ekstrakt denklemi:

$$Y_E = - 0.0089192394 x^2 + 0.621 x + 24.866311 \quad (4.6)$$

Rafinat denklemi:

$$Y_R = - 0.049675547 x^2 + 2.7748301 x - 5.1292106 \quad (4.7)$$

- Asetikasit – su – izopropil eter sistemi için hesaplanan denklemler:

Denge eğrisi denklemi:

$$Y_D = 0.014752642 x^2 + 0.055804675 x + 0.54716288 \quad (4.8)$$

Ekstrakt denklemi:

$$Y_E = - 0.0023292333 x^2 - 0.3762962 x + 60.350715 \quad (4.9)$$

1. Rafinat denklemi:

$$Y_{R1} = - 0.0074310415 x^2 + 11.892173 x - 15.227154 \quad (4.10)$$

2. Rafinat denklemi:

$$Y_{R2} = - 0.071890434 x^2 + 2.304163 x + 27.953482 \quad (4.11)$$

İki rafinat denkleminin kesim noktası, asetik asitin rafinat fazdaki yüzdesinin % 36.7 olduğu değerdir. Bu değerden büyük değerlerde 2. rafinat denklemi kullanılır.

- Aseton – su – kloroform sistemi için hesaplanan denklemler:

Denge eğrisi denklemi:

$$Y_D = 0.017351089 x^2 - 0.31841464 x + 5.0322595 \quad (4.12)$$

Ekstrakt denklemi:

$$Y_E = - 0.0017377797 x^2 + - 0.67368451 x + 83.517301 \quad (4.13)$$

1. Rafinat denklemi:

$$Y_{R1} = - 16.415712 x^2 + 78.818331 x - 52.486088 \quad (4.14)$$

2. Rafinat denklemi:

$$Y_{R2} = - 0.38961039 x^2 + 6.7272727 x + 28.116883 \quad (4.15)$$

İki rafinat denkleminin kesim noktası, asetonun rafinat fazdaki yüzdesinin % 42.5 olduğu değerdir. Bu değerden büyük değerlerde 2. rafinat denklemi kullanılır.

- Dietilbenzen - stiren – dietilglükol sistemi için hesaplanan denklemler:

Denge eğrisi denklemi:

$$Y_D = 0.0012877448 x^2 + 0.13914139 x + 0.39171103 \quad (4.16)$$

Ekstrakt denklemi:

$$Y_E = 0.013684056 x^2 - 3.8474112 x + 234.91894 \quad (4.17)$$

Rafinat denklemi:

$$Y_R = - 42.926316 x^2 + 180.67717 x - 109.91491 \quad (4.18)$$

4.1.2 Programda Kullanılan Değişkenler

$M_x()$, $M_y()$: Çapraz akış için hesaplanan kademelerdeki M noktasının apsis ve ordinat değerlerinin tutulduğu seri değişkeni.

M_{1x} , M_{1y} : Ters akış için hesaplanan M noktasının ordinat ve apsis değeri.

F: Hesapla formunda kullanıcının girdiği, kg/s cinsinden besleme ağırlık değeri.

F_x , F_y : Girilen besleme değeri için ordinat ve apsis değeri.

X_{af}: Besleme akımındaki çözünen bileşenin yüzdesi.

X_{cf}: Besleme akımındaki çözücü bileşenin yüzdesi.

S: Hesapla formunda kullanıcının girdiği, kg/s cinsinden çözücü ağırlık değeri.

S_x , S_y : Girilen çözücü değeri için ordinat ve apsis değeri.

X_{as}: Çözücü akımındaki çözünen bileşenin yüzdesi.

X_{cs}: Çözücü akımındaki çözücü bileşenin yüzdesi.

YD_x, YD_y: Oluşturulan eğri üzerindeki bir noktanın apsis ve ordinat değeri

YD_a, YD_b, YD_c: Dengedeki rafinat ve ekstrakt fazların çözünen madde miktarlarından oluşturulan $ax^2 + bx + c = 0$ şeklindeki eğri denkleminin (Ekstrakt faz ordinat, rafinat faz apsis değerini oluşturacak şekilde) a, b, c'ye denk gelen katsayıları.

E_{x0}, E_{y0}: Kademelerdeki ekstrakt fazların program içinde hesaplanan değerlerinin tutulduğu seri değişkeni.

E_a, E_b, E_c: Dengedeki ekstrakt faz değerlerinden oluşturulan $ax^2 + bx + c = 0$ şeklindeki ekstrakt eğri denkleminin a, b, c'ye denk gelen katsayıları.

E_x, E_y: Oluşturulan ekstrakt eğrisi üzerindeki bir noktanın apsis ve ordinat değeri.

R_{x0}, R_{y0}: Kademelerdeki rafinat fazların program içinde hesaplanan değerlerinin tutulduğu seri değişkeni.

R_x, R_y: Oluşturulan rafinat eğrisi üzerindeki bir noktanın apsis ve ordinat değeri.

R_a, R_b, R_c: Dengedeki rafinat faz değerlerinden oluşturulan $ax^2 + bx + c = 0$ şeklindeki rafinat eğri denkleminin a, b, c'ye denk gelen katsayıları.

R_{a1}, R_{b1}, R_{c1}: Rafinat eğrisinin tek denklemlerle istenen r^2 değerini vermemesi durumunda hesaplanan diğer eğrinin katsayıları.

R_{ara}: İki farklı rafinat eğri denklemleri olduğu durumda denklemlerin kesim noktasının ordinat değeri.

R_n: Hesapla formunda kullanıcının girdiği, prosesin son kademesindeki rafinat akımının içerdiği çözünen madde yüzdesi.

OperasyonX, OperasyonY: Ters akış için hesaplanan operasyon noktasının ordinat ve apsis değeri.

Rafsayisi: Gerçek raf sayısını hesaplamak için son kademenin istenen değerden farkının tutulduğu değişken.

E₀: Kademeler için hesaplanan ekstrakt fazların ağırlık değerlerinin tutulduğu seri değişkeni.

R₀: Kademeler için hesaplanan rafinat fazların ağırlık değerlerinin tutulduğu seri değişkeni.

M_{sayac}, artim, sayac1, sayac2: Program içindeki döngülerin devamını sağlayan ve tamsayı değerlerinde birer birer artan değişkenler.

4.1.3 Programda Kullanılan Alt Prosedürler

Lqd_Ext programında seçilen akış şekline göre iki ayrı alt prosedür grubu çalışmaktadır. Bunlar sıvı-sıvı ekstraksiyon sisteminin çapraz ve ters akışlarını bilgisayar ortamında çözebilmek için hazırlanmış prosedürlerdir.

4.1.3.1 Çapraz Akış İçin Olan Alt Prosedürler

Akış şekli için olan çoklu seçim kutusundan çapraz akış seçildiğinde, hesapla butonunun tıklanmasıyla olan alt prosedürler yardımıyla çözüm yapmaktadır. Şekil 4.1'de çapraz akış için olan alt prosedürlerin algoritması gösterilmektedir.

ÇaprazAkis_Hesaplar(): Bu alt prosedür, çapraz akış için diğer altprosedürlerin çağırılış sırasının ve hesaplanan rafinat değerinin (R_y) istenen rafinat değeriyle (R_n) karşılaştırılarak programın sonlandırılmasına karar verilen kısımdır. Çapraz akış için yazılan alt prosedürler, M_Noktasi, Denklem, Agirlik_Hesabi, Print sırasına göre istenen rafinat değerine ulaşıncaya kadar döngüye girecektir. İstenen değere ulaşıncaya son olarak gerçek kademe sayısının hesaplanması için yazılan prosedür çalıştırılacak ve program işlemini tamamlayacaktır.

M_Noktasi: Kademelerin M noktasının bulunması için yazılmış alt prosedürdür. Program ilk çalıştırıldığında ilk kademelerin M noktası besleme (F) ve çözücü (S) değerlerinden hesaplanır ((4.20 a) ve (4.20 b)). Daha sonraki kademelerde M_Noktasi içindeki döngü sayesinde bir önceki kademelerin $R()$ ve $R_x()$, $R_y()$ değerleri kullanılacaktır ((4.20 a) ve (4.20 b)).

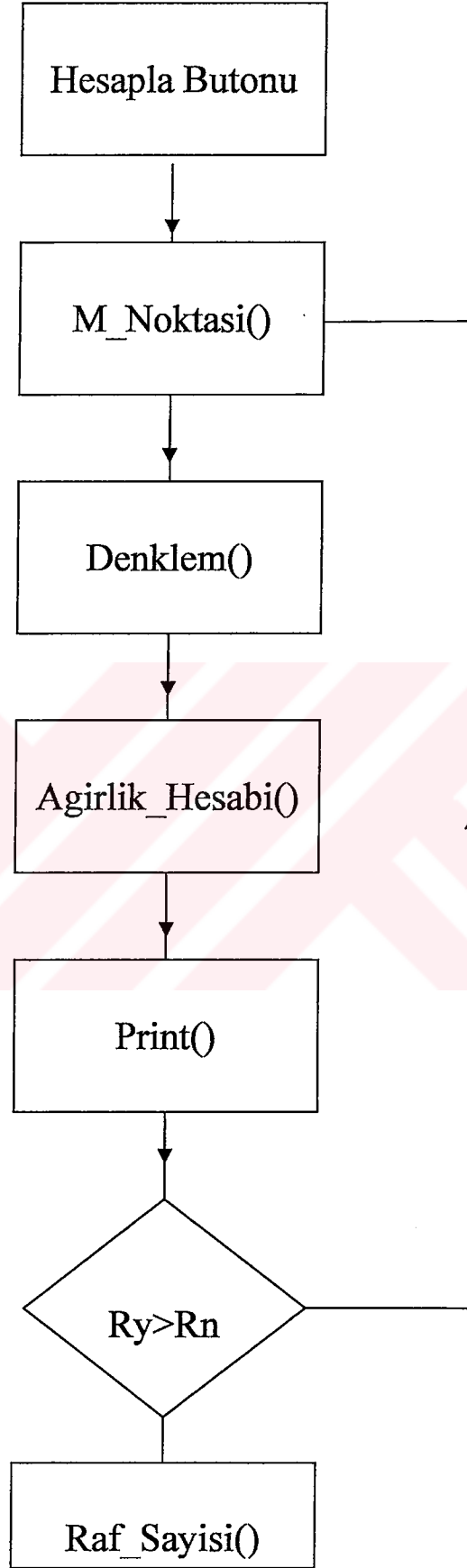
$$My(msayac) = ((F * Xaf) + (S * Xas)) / (F + S) \quad (4.19 a)$$

$$Mx(msayac) = ((F * Xcf) + (S * Xcs)) / (F + S) \quad (4.19 b)$$

$$My(msayac) = ((R(msayac - 1) * Ry) + (S * Xas)) / (R(msayac - 1) + S) \quad (4.20 a)$$

$$Mx(msayac) = ((R(msayac - 1) * Rx) + (S * Xcs)) / (R(msayac - 1) + S) \quad (4.20 b)$$

Denklem(): Çapraz akış için kademe değerlerinin hesaplandığı alt prosedürdür. Buradaki amaç; herhangi bir kademe için, o kademelerin M noktasından geçen ve dengede olan ekstrakt ve rafinat faz değerlerinin hesaplanmasıdır. Prosedür çağırıldığında ilk olarak denge eğrisinin ordinatına bir değer atamaktadır. Denge eğrisi denklemi yardımıyla bu noktanın apsis değeri hesaplanır. Atanan ordinat değeri ekstrakt fazın ordinat değeri; denge eğrisinde denklemden hesaplanan apsis değeri, rafinat eğrisinin ordinatı olarak atanır. Ekstrakt noktası rafinat noktası için apsis değerleri de hesaplandıktan sonra M noktası, rafinat noktası ve ekstrakt noktasının bir doğru oluşturup oluşturmadığı bir döngüyle kontrol edilir ve Denklem() alt prosedürü bu değer sağlanana kadar döngüye devam eder. Elde edilen üç nokta bir doğru



Şekil 4.1 Lqd_Ext Programındaki Çapraz Akış Algoritması

oluşturduğunda alt prosedür sonlanır ve genel döngüye geri dönlür.

Agirlik_Hesabi(): Kademelerden ayrılan ekstrakt ve rafinat fazların ağırlıklarının hesaplandığı alt prosedürdür. Çapraz akış için ilk döngüde F ve S değerleri ((4.21 a) ve (4.21 b)) kullanılırken sonraki döngülerde bir önceki kademenin rafinat değeri kullanılmaktadır ((4.22 a) ve (4.22 b)).

$$E(\text{artim}) = (((F + S) * Mx(\text{artim})) / Ex) - (F + S) * (((My(\text{artim}) * Rx)) / (Ex * Ry))) / (1 - ((Ey * Rx) / (Ex * Ry))) \quad (4.21 a)$$

$$R(\text{artim}) = (F + S) - E(\text{artim}) \quad (4.21 b)$$

$$E(\text{artim}) = (((R(\text{artim} - 1) + S) * Mx(\text{artim})) / Ex) - (R(\text{artim} - 1) + S) * (((My(\text{artim}) * Rx)) / (Ex * Ry))) / (1 - ((Ey * Rx) / (Ex * Ry))) \quad (4.22 a)$$

$$R(\text{artim}) = (F + S) - E(\text{artim}) \quad (4.22 b)$$

Print(): Çapraz akış için hesaplanan ekstrakt ve rafinat fazlar ile ilgili tüm değerlerin liste kutusuna yazdırılması için oluşturulmuş alt prosedürdür.

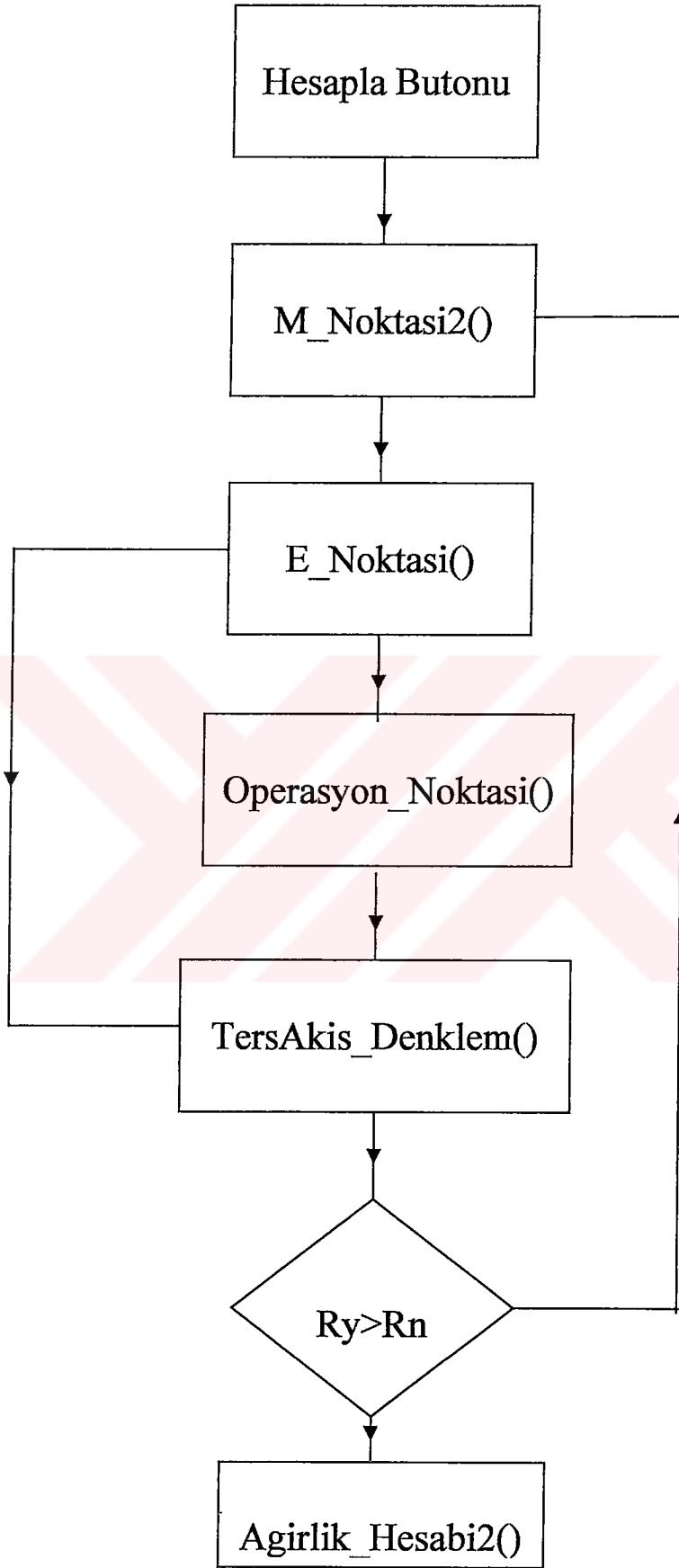
Raftsayisi(): Kademeler hesaplandıktan sonra çapraz akış için çalışacak olan son alt prosedürdür. Hesaplanan son kademenin, son kademededen alınmak istenen rafinat değeri R_n 'e olan uzaklığını hesaplayarak gerçek raf sayısının bulunmasını sağlayacaktır.

4.1.3.2 Ters Akış İçin Olan Alt Prosedürler

Akış şekli için olan çoklu seçim kutusundan ters akış seçildiğinde, Hesapla butonunun tıklanmasıyla ilgili alt prosedürler yardımıyla çözüm yapmaktadır. Şekil 4.2'de ters akış için olan alt prosedürlerin algoritması gösterilmektedir.

TersAkis_Hesaplar(): Ters akış için yazılan alt prosedürlerin çağırılış sıralamasının olduğu alt prosedürdür. **M_Noktasi2**, **E_Noktasi**, **Operasyon_Noktasi**, **TersAkis_Denklem** sırasıyla birer kez çağırılır ve ilk kademe değerleri hesaplanır. Toplam kademe sayısının bulunması için istenen rafinat bileşeni R_n değerine erişinceye kadar sırasıyla **E_Noktasi** ve **TersAkis_Denklem** döngüye devam edecektir. Ayrıca ters akış için gerçek kademe sayısında bu alt prosedürün içinde hesaplanmaktadır.

M_Noktasi2(): M noktasının bulunması için yazılmış alt prosedürdür. Ekstraksiyon prosesinde ters akış için M noktası bir kez hesaplanmaktadır.



Şekil 4.2 Lqd_Ext Programındaki Ters Akış Algoritması

E_Noktasi(): Ters akış için kademelerdeki ekstrakt noktalarının değerlerinin hesapladığı alt prosedürdür. E_Noktasi(), program tarafından ilk kez çağırıldığında 1. kademenin ekstrakt noktasını hesaplamak için, önce kullanıcı tarafından girilen Rn çözünen bileşen değerinin rafinat eğrisi üzerindeki apsis değerini hesaplar. Bulunan Rn noktası değerleriyle m noktası değerlerinden bir doğru denklemi oluşturarak bu doğrunun ekstrakt eğrisini kestiği noktayı hesaplayarak 1. kademe için ekstrakt değerlerini hesaplar. E_noktasi(), ikinci ve daha sonraki çağırılışında, bu kez diğer bir alt prosedürde hesaplanan operasyon noktası ile bir önceki kademenin rafinat değerlerinden oluşturduğu doğru denklemi yardımıyla diğer ekstrakt faz değerlerini hesaplayacaktır.

TersAkis_Denklem: Ters akışta rafinat değerlerini hesaplamak için yazılmış alt prosedürdür. E_Noktasından hesaplanan ekstrakt fazın ordinat değeri, bu alt prosedür çalıştığında denge eğrisi denkleminin ordinat değerine atanır ve denge eğrisi denkleminin apsis değeri hesaplanır. Bu apsis değeri rafinat denkleminin ordinat değeri olarak atanır ve rafinat noktasının apsis değeri hesaplanır. Hesaplananlar rafinat değerlerinin tutulduğu dizi değişkene gönderilir ve saklanır.

Agirlik_Hesabi2(): Programda kademe hesapları tamamlandıktan sonra kademelerin akış değerlerinin hesaplandığı alt prosedürdür. Ters akışta yapılan ağırlık hesabı biraz daha farklıdır. Alt prosedürdeki döngünün içinde öncelikle genel kütle denkleğinden besleme ve çözücü akımının değerleride kullanılarak ilk kademenin ekstrakt değeri hesaplanır (4.23). İlk kademenin rafinat değeri, döngünün bir sonraki kademesinde ve ikinci kademenin ekstrakt değeri hesaplandıktan sonra ((4.24 a) ve (4.24 b)), son kademe değerine gelinceye kadar hesaplanan ekstrakt ve rafinat değeri ağırlık değerlerinin tutulduğu değişkenlere atanır ((4.25 a) ve (4.25 b)). Döngünün son basamağında ise son kademenin rafinat değeri hesaplanarak döngüden çıkılır (4.26).

$$E(i) = (((F * X_{af} + S * X_{as}) - ((F + S) * R_{y(artim)})) / (E_{y(i)} - R_{y(artim)})) \quad (4.23)$$

$$E(i) = (((F * (R_{y(i-1)} - X_{af})) + (E(i-1) * (E_{y(i-1)} - R_{y(i-1)}))) / (E_{y(i)} - R_{y(i-1)})) \quad (4.24 a)$$

$$R(i-1) = F + E(i) - E(i-1) \quad (4.24 b)$$

$$E(i) = (((E(i-1) * (E_{y(i-1)} - R_{y(i-1)})) + (R(i-2) * (R_{y(i-1)} - R_{y(i-2)}))) / (E_{y(i)} - R_{y(i-1)})) \quad (4.25 a)$$

$$R(i-1) = R(i-2) + E(i) - E(i-1) \quad (4.25 b)$$

$$R(i) = (F + S) - E(0) \quad (4.26)$$

Dosya Menüsü: Programda bir sistem için hesaplar yapıldıktan sonra girilen değeri sıfırlamak ve listeleme kutusunun içeriğini temizlemek, çıktıları kaydetmek ve programı kapatmak gibi seçeneklerin olduğu menüdür.



5. PROGRAMIN KULLANIMI

Lqd_Ext “Hesapla” isimli bir windows formundan oluşmuştur . Bu formda kullanıcı seçtiği akış ve sistem için istediği değerleri gerekli yerlere girerek ekstraksiyon prosesi için çok kademeli sistemlerde çözüme ulaşabilir.

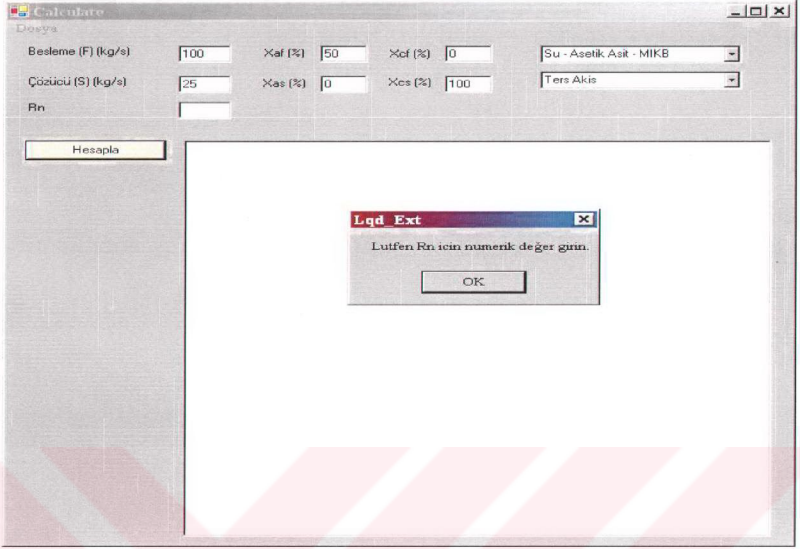
5.1 Hesapla Formu

Program çalıştırıldığında ekrana gelen bu form üzerinde kullanıcının sisteme ait akış değerlerini ve akış şeklini girmesi için metin kutuları ve çoklu seçim kutuları konmuştur (Şekil 5.1). Değerler girildikten sonra programın hesaplara başlaması için Hesapla formu üzerindeki Hesapla butonuna tıklanması gerekmektedir.

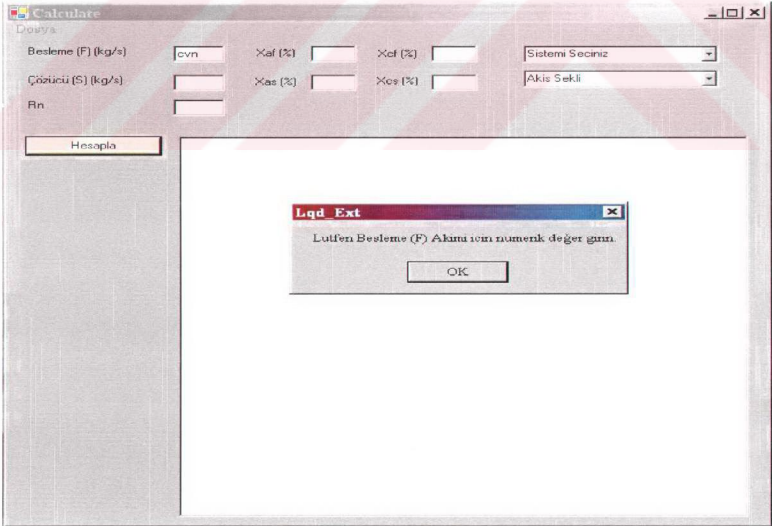
5.1.1 Metin Kutuları

Hesapla formu üzerinde besleme ve çözücü akımlarının akış hızlarını, bu akımlardaki bileşenlerin ağırlık yüzdelerinin girildiği metin kutuları bulunmaktadır. Bu metin kutuları sadece numerik değerlerle çalışmaktadır. Kullanıcı yanlışlıkla numerik değerden farklı bir değer girerse (Şekil 5.2) ya da değer girmeyi unutursa (Şekil 5.3) program kullanıcıyı uyaracak ve sayı değeri girmesini isteyecektir.

Şekil 5.1 Hesapla Formu



Şekil 5.2 Metin Kutularına Eksik Değer Girilmesi



Şekil 5.3 Metin Kutularına Nümerik Olmayan Değer Girilmesi

5.1.2 Çoklu Seçim Kutuları

Hesapla formu üzerinde iki adet çoklu seçim kutusu bulunmaktadır. Bunlar biri, çapraz ve ters akış olmak üzere akışı belirlemek, diğeri ise denge değerleri girilmiş sistemlerden istenilene seçmek için konulmuştur. Program çalıştığında seçilen akış şekli ve sisteme göre alt prosedürler çalışacak ve hesaplar yapılacaktır.

The screenshot shows the 'Calculate' window with the following fields and options:

- Dosya** (File): A label for the file name.
- Besleme (F) (kg/s)**: Input field for feed rate.
- Çözücü (S) (kg/s)**: Input field for solvent rate.
- Rn**: Input field for the ratio of solvent to feed.
- Xaf (%)**, **Xcf (%)**: Input fields for feed and solvent concentrations.
- Xas (%)**, **Xcs (%)**: Input fields for solvent and feed concentrations.
- Sistemi Seçiniz**: A dropdown menu with the following options:
 - Su - Aseton - TKE
 - Su - Asetik Asit - MIKB
 - Asetik Asit - Su - IPE
 - Aseton - Su - Kloroform
 - Dietyl Glkol - Stiren - Etilbenzen
- Hesapla**: A button to calculate the results.

Şekil 5.4 Kullanılan Sistemlerin Çoklu Seçim Kutusu

The screenshot shows the 'Calculate' window with the following fields and options:

- Dosya** (File): A label for the file name.
- Besleme (F) (kg/s)**: Input field for feed rate.
- Çözücü (S) (kg/s)**: Input field for solvent rate.
- Rn**: Input field for the ratio of solvent to feed.
- Xaf (%)**, **Xcf (%)**: Input fields for feed and solvent concentrations.
- Xas (%)**, **Xcs (%)**: Input fields for solvent and feed concentrations.
- Akış Şekli**: A dropdown menu with the following options:
 - Çapraz Akış
 - Ters Akış
- Hesapla**: A button to calculate the results.

Şekil 5.5 Akış Şekli Çoklu Seçim Kutusu

5.1.3 Liste Kutusu

Programda hesaplanan değerlerin kullanıcıya aktarıldığı kısımdır. Programdaki döngülerin ve alt prosedürlerin sırasına göre değerler liste kutusunda sıralanmaktadır.

Calculate

Dosya

Besleme (F) (kg/s) Xaf (%) Xcf (%)

Çözücü (S) (kg/s) Xas (%) Xcs (%)

Rn

Hesapla

1. Kademe
Mx: 14,2857 My: 42,0000
R1 deki cozucu degeri: 0,0207 R1 deki cozunen degeri: 0,3840
E1 deki cozucu degeri: 0,4362 E1 deki cozunen degeri: 0,5062
R: 123,540 kg/h
E: 51,460 kg/h

2. Kademe
Mx: 18,5489 My: 31,9402
R2 deki cozucu degeri: 0,0106 R2 deki cozunen degeri: 0,2828
E2 deki cozucu degeri: 0,5767 E2 deki cozunen degeri: 0,4011
R: 102,653 kg/h
E: 45,887 kg/h

3. Kademe
Mx: 20,4368 My: 22,7422
R3 deki cozucu degeri: 0,0081 R3 deki cozunen degeri: 0,1991
E3 deki cozucu degeri: 0,6963 E3 deki cozunen degeri: 0,2979
R: 91,252 kg/h
E: 36,401 kg/h

4. Kademe
Mx: 22,1413 My: 15,5311
R4 deki cozucu degeri: 0,0067 R4 deki cozunen degeri: 0,1358
E4 deki cozucu degeri: 0,7883 E4 deki cozunen degeri: 0,2100
R: 84,312 kg/h
E: 31,941 kg/h

5. Kademe
Mx: 23,3834 My: 10,4764
R5 deki cozucu degeri: 0,0057 R5 deki cozunen degeri: 0,0908
E5 deki cozucu degeri: 0,8543 E5 deki cozunen degeri: 0,1423
R: 79,929 kg/h
E: 29,382 kg/h

Teorik Raf Sayisi= 4,80

Şekil 5.6 Liste Kutusu

6. SONUÇLAR

Sıvı – sıvı ekstraksiyon proseslerinde çapraz ve ters akış için kademe sayısını bulmak üzere tasarlanan Lqd_Ext programının çıktıları iki örnekle grafiksel çözüm ile karşılaştırılmıştır. Ayrıca besleme ve çözücü akımının ekstraksiyon prosesi üzerine etkileri incelenmiştir.

6.1 Çapraz Akış İçin

Aşağıda aseton – su – trikloreten sistem için çapraz akışa göre yapılan grafiksel çözümün (Şekil 6.1), Lqd_Ext programıyla (Şekil 6.2) karşılaştırılması görülmektedir.

6.1.1 Örnek 1

% 50 aseton içeren 100 kg/s'lik aseton – su çözeltisi çapraz akışla çalışan çok kademeli bir ekstraksiyon sisteminde saf trikloreten ile % 10'luk aseton çözeltisi haline getirilmektedir. Her kademede kullanılan çözücü miktarı 25 kg/s'tir. Gerekli teorik raf sayısını ve kademeleri terk eden akımların akış değerlerini bulunuz.

$$F = 100 \text{ kg/s}, S = 25 \text{ kg/s}, R_n = 0,1, x_{AF} = 0,5, x_{AS} = 0$$

1. kademe için:

$$F + S = M_1 = E_1 + R_1 \quad (6.1)$$

Aseton için bileşen dengesi kurulursa;

$$F \cdot x_{AF} + S \cdot x_{AS} = M_1 \cdot x_{AM_1} \quad (6.2)$$

$$100 \cdot 0,5 + 25 \cdot 0 = (100 + 25) \cdot x_{AM_1}$$

$$x_{AM_1} = 0,4$$

- Grafikten okunan değerler:

Ekstrakttaki çözünen bileşen $x_{AE_1} = 0,475$

Rafinattaki çözünen bileşen $x_{AR_1} = 0,35$

Aseton için bileşen dengesi kurulursa:

$$M_1 = E_1 + R_1 \quad (6.3)$$

$$0,4 \cdot M_1 = 0,475 \cdot E_1 + 0,35 \cdot R_1 \quad (6.4)$$

(6.3) ve (6.4) beraber çözümlürse;

$$E_1=50 \text{ kg/s}, R_1=75 \text{ kg/s}$$

2. kademe için:

$$R_1 + S = M_2 = E_2 + R_2 \quad (6.5)$$

Aseton için bileşen dengesi kurulursa;

$$R_1 \cdot x_{AR_1} + S \cdot x_{AS} = M_2 \cdot x_{AM_2} \quad (6.6)$$

$$75 \cdot 0,35 + 25 \cdot 0 = (75 + 25) \cdot x_{AM_2} \quad (x_{AS}=0)$$

$$x_{AM_2} = 0,2625$$

- Grafikten okunan değerler:

$$\text{Ekstrakttaki çözünen bileşen } x_{AE_2} = 0,325$$

$$\text{Rafinattaki çözünen bileşen } x_{AR_2} = 0,225$$

Aseton için bileşen dengesi kurulursa:

$$M_2 = E_2 + R_2 \quad (6.7)$$

$$0,2625 \cdot M_2 = 0,325 \cdot E_2 + 0,225 \cdot R_2 \quad (6.8)$$

(6.7) ve (6.8) beraber çözümlürse;

$$E_2=37,5 \text{ kg/s}, R_2=62,5 \text{ kg/s}$$

3. kademe için:

$$R_2 + S = M_3 = E_3 + R_3 \quad (6.9)$$

Aseton için bileşen dengesi kurulursa;

$$R_2 \cdot x_{AR_2} + S \cdot x_{AS} = M_3 \cdot x_{AM_3} \quad (6.10)$$

$$62,5 \cdot 0,225 + 25 \cdot 0 = (62,5 + 25) \cdot x_{AM_3} \quad (x_{AS}=0)$$

$$x_{AM_3} = 0,16$$

- Grafikten okunan değerler:

Ekstrakttaki çözünen bileşen $x_{AE_3} = 0,20$

Rafinattaki çözünen bileşen $x_{AR_3} = 0,13$

Aseton için bileşen dengesi kurulursa:

$$M_3 = E_3 + R_3 \quad (6.11)$$

$$0,16 \cdot M_3 = 0,20 \cdot E_3 + 0,13 \cdot R_3 \quad (6.12)$$

(6.11) ve (6.12) beraber çözülürse;

$$E_3 = 37,499 \text{ kg/s}, R_3 = 50 \text{ kg/s}$$

4. kademe için:

$$R_3 + S = M_4 = E_4 + R_4 \quad (6.13)$$

Aseton için bileşen dengesi kurulursa;

$$R_3 \cdot x_{AR_3} + S \cdot x_{AS} = M_4 \cdot x_{AM_4} \quad (6.14)$$

$$50 \cdot 0,13 + 25 \cdot 0 = (50 + 25) \cdot x_{AM_4} \quad (x_{AS}=0)$$

$$x_{AM_4} = 0,086$$

- Grafikten okunan değerler:

Ekstrakttaki çözünen bileşen $x_{AE_4} = 0,115$

Rafinattaki çözünen bileşen $x_{AR_4} = 0,065$

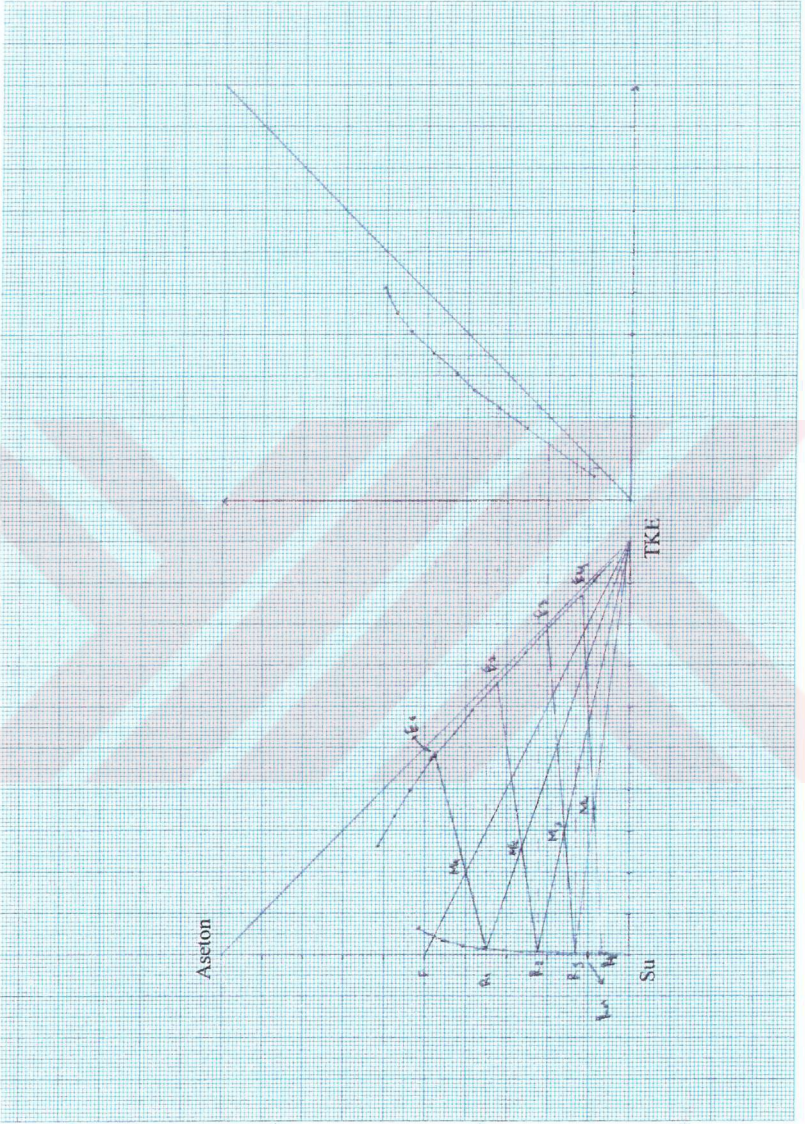
Aseton için bileşen dengesi kurulursa:

$$M_4 = E_4 + R_4 \quad (6.15)$$

$$0,086 \cdot M_4 = 0,115 \cdot E_4 + 0,065 \cdot R_4 \quad (6.16)$$

(6.15) ve (6.16) beraber çözülürse;

$$E_4 = 31,5 \text{ kg/s}, R_4 = 43,5 \text{ kg/s}$$



Sekil 6.1 Ornek 1 İçin Çapraz Akış Grafiksel Çözümü

Calculate

Dosya

Besleme (F) (kg/s) X_{AF} (%) X_{CF} (%) Su - Aseton - TKE

Çözücü (S) (kg/s) X_{AS} (%) X_{CS} (%) Capraz Akis

R_n

Hesapla

1. Kademe
Mx: 20,0000 My: 40,0000
R1 deki cozucu degeri: 0,0145 R1 deki cozunen degeri: 0,3510
E1 deki cozucu degeri: 0,4814 E1 deki cozunen degeri: 0,4743
R: 75,340 kg/h
E: 49,660 kg/h

2. Kademe
Mx: 26,0055 My: 26,3565
R2 deki cozucu degeri: 0,0087 R2 deki cozunen degeri: 0,2228
E2 deki cozucu degeri: 0,6623 E2 deki cozunen degeri: 0,3286
R: 61,752 kg/h
E: 38,588 kg/h

3. Kademe
Mx: 29,4388 My: 15,8602
R3 deki cozucu degeri: 0,0066 R3 deki cozunen degeri: 0,1320
E3 deki cozucu degeri: 0,7939 E3 deki cozunen degeri: 0,2044
R: 55,040 kg/h
E: 31,713 kg/h

4. Kademe
Mx: 31,5863 My: 9,0765
R4 deki cozucu degeri: 0,0054 R4 deki cozunen degeri: 0,0753
E4 deki cozucu degeri: 0,8770 E4 deki cozunen degeri: 0,1181
R: 51,442 kg/h
E: 28,598 kg/h

Teorik Raf Sayisi= 3,56

Şekil 6.2 Örnek 1 için Lqd_Ext Programı İle Çözüm

6.2 Ters Akış İçin

Aşağıda aseton – su – trikloreten sistem içini ters akışa göre yapılan grafiksel çözümün (Şekil 6.4), Lqd_Ext programıyla (Şekil 6.5) karşılaştırılması görülmektedir.

6.2.1 Örnek 2

% 50 aseton içeren 100 kg/s'lik aseton – su çözeltisi çapraz akışla çalışan çok kademeli bir ekstraksiyon sisteminde trikloreten ile % 10'luk aseton çözeltisi haline getirilmektedir. Her kademede kullanılan çözücü miktarı 25 kg/s'tir. Gerekli teorik raf sayısını ve kademeleri terk eden akımların akış değerlerini bulunuz.

$$F = 100 \text{ kg/s}, S = 30 \text{ kg/s}, R_n = 0,1, x_{AF} = 0,5, x_{AS} = 0$$

Genel kütle denkleğinden:

$$F + S = M = E_1 + R_n \quad (6.17)$$

Aseton için bileşen dengesi kurulursa;

$$F \cdot x_{AF} + S \cdot x_{AS} = M \cdot x_{AM} \quad (6.18)$$

$$100 \cdot 0,5 + 30 \cdot 0 = (100 + 30) \cdot x_{AM} \quad (x_{AS}=0)$$

$$x_{AM} = 0,385$$

R_n ve M noktalarının birleştirilmesiyle grafikten E_1 noktası bulunur.

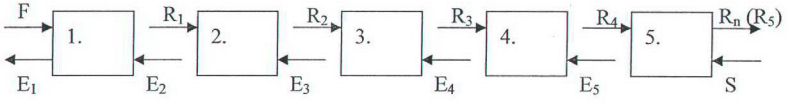
$R_n - S$ ve $F - E_1$ doğrularının birleştirilmesiyle operasyon noktası bulunur.

Denge eğrisi ve operasyon noktası yardımıyla diğer kademelerin ekstrakt ve rafinat noktaları da bulunur.

Çizelge 6.1 Ekstrakt ve Rafinat Faz Bileşen Değerleri

<u>1. Kademe</u>	<u>2. Kademe</u>	<u>3. Kademe</u>	<u>4. Kademe</u>	<u>5. Kademe</u>
<u>Ekstrakt Faz</u>	<u>Ekstrakt Faz</u>	<u>Ekstrakt Faz</u>	<u>Ekstrakt Faz</u>	<u>Ekstrakt Faz</u>
$x_{Aseton} = 0,565$	$x_{Aseton} = 0,50$	$x_{Aseton} = 0,41$	$x_{Aseton} = 0,285$	$x_{Aseton} = 0,15$
$x_{TKE} = 0,355$	$x_{TKE} = 0,555$	$x_{TKE} = 0,665$	$x_{TKE} = 0,795$	$x_{TKE} = 0,83$
<u>Rafinat Faz</u>	<u>Rafinat Faz</u>	<u>Rafinat Faz</u>	<u>Rafinat Faz</u>	<u>Rafinat Faz</u>
$x_{Aseton} = 0,44$	$x_{Aseton} = 0,37$	$x_{Aseton} = 0,275$	$x_{Aseton} = 0,19$	$x_{Aseton} = 0,10$
$x_{TKE} = 0,03$	$x_{TKE} = 0,015$	$x_{TKE} = 0,011$	$x_{TKE} = 0,007$	$x_{TKE} = 0,005$

Kademelerdeki akımların ağırlıklarını bulmak için, ilk olarak genel kütle denkleğinden, ilk kademelerin ekstrakt fazının akımı hesaplanır. Ara kademeler için tek tek kütle denkleğleri kurularak akım değerleri bulunur.



Şekil 6.3 Örnek 2 İçin Akış Şeması

Genel kütle denkleğinde

$$F + S = E_1 + R_n \quad (6.19)$$

(6.19)'da aseton dengesi kuracak olunursa;

$$F \cdot 0,5 + S \cdot 0 = E_1 \cdot 0,565 + R_n \cdot 0,1 \quad (6.20)$$

(6.19) ve (6.20) beraber çözümlürse;

$$E_1 = 79,569 \text{ kg/s}$$

1. Kademe için:

$$F + E_2 = E_1 + R_1 \quad (6.21)$$

(6.21)'de aseton dengesi kuracak olunursa;

$$F \cdot 0,5 + E_2 \cdot 0,5 = E_1 \cdot 0,565 + R_1 \cdot 0,44 \quad (6.22)$$

(6.21) ve (6.22) beraber çözümlürse;

$$E_2 = 65,768 \text{ kg/s}, R_1 = 86,199 \text{ kg/s.}$$

2. Kademe için:

$$R_1 + E_3 = E_2 + R_2 \quad (6.23)$$

(6.23)'de aseton dengesi kuracak olunursa;

$$R_1 \cdot 0,44 + E_3 \cdot 0,41 = E_2 \cdot 0,5 + R_2 \cdot 0,37 \quad (6.24)$$

(6.23) ve (6.24) beraber çözümlürse;

$$E_3 = 62,897 \text{ kg/s}, R_2 = 83,328 \text{ kg/s}$$

3. Kademe için: .

$$R_2 + E_4 = E_3 + R_3 \quad (6.25)$$

(6.24)'de aseton dengesi kuracak olunursa;

$$R_2 \cdot 0,37 + E_4 \cdot 0,285 = E_3 \cdot 0,41 + R_3 \cdot 0,275 \quad (6.26)$$

(6.24) ve (6.25) beraber çözümlürse;

$$E_4 = 57.493 \text{ kg/s}, R_3 = 77.924 \text{ kg/s}$$

4. Kademe için:

$$R_3 + E_5 = E_4 + R_4 \quad (6.27)$$

(6.24)'de aseton dengesi kuracak olunursa;

$$R_3 \cdot 0,275 + E_5 \cdot 0,15 = E_4 \cdot 0,285 + R_4 \cdot 0,19 \quad (6.28)$$

(6.27) ve (6.28) beraber çözümlürse;

$$E_5 = 29,042 \text{ kg/s}, R_4 = 49,473 \text{ kg/s}$$

5. Kademe için:

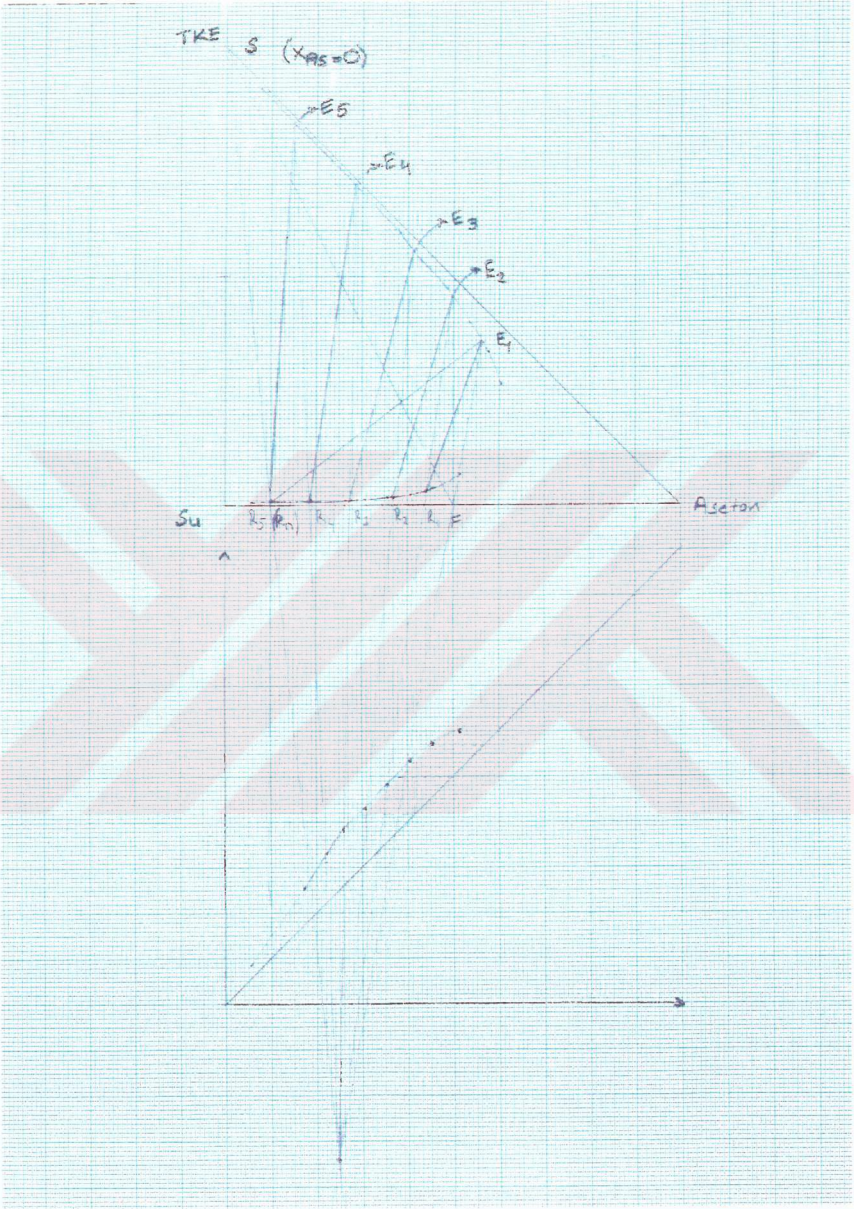
$$R_4 + S = E_5 + R_5 \quad (6.29)$$

(6.29)'da bilinmeyenler yerine konduğunda;

$$R_5 = 50,431 \text{ kg/s} \text{ olarak bulunur.}$$

Çizelge 6.2 Kademelerdeki Akım Değerleri

1. Kademe	2. Kademe	3. Kademe	4. Kademe	5. Kademe
Ekstrakt:	Ekstrakt:	Ekstrakt:	Ekstrakt:	Ekstrakt:
79,569 kg/s	65,768 kg/s	62,897 kg/s	57,493 kg/s	29,042 kg/s
Rafinat:	Rafinat:	Rafinat:	Rafinat:	Rafinat:
86,199 kg/s	83,328 kg/s	77,924 kg/s	49,473 kg/s	40,431 kg/s



Şekil 6.4 Örnek 2 İçin Ters Akış Grafiksel Çözümü

Calculate

Dosya

Besleme (F) (kg/s) Xaf (%) Xcf (%)

Çözücü (S) (kg/s) Xas (%) Xcs (%)

Rn

1. Kademe	E1 deki cozucu degeri: 0,3641	E1 deki cozunen degeri: 0,5534
	R1 deki cozucu degeri: 0,0318	R1 deki cozunen degeri: 0,4380
2. Kademe	E2 deki cozucu degeri: 0,4676	E2 deki cozunen degeri: 0,4842
	R2 deki cozucu degeri: 0,0166	R2 deki cozunen degeri: 0,3611
3. Kademe	E3 deki cozucu degeri: 0,5841	E3 deki cozunen degeri: 0,3951
	R3 deki cozucu degeri: 0,0104	R3 deki cozunen degeri: 0,2776
4. Kademe	E4 deki cozucu degeri: 0,7116	E4 deki cozunen degeri: 0,2838
	R4 deki cozucu degeri: 0,0078	R4 deki cozunen degeri: 0,1886
5. Kademe	E5 deki cozucu degeri: 0,8469	E5 deki cozunen degeri: 0,1500
	R5 deki cozucu degeri: 0,0058	R5 deki cozunen degeri: 0,0958
1. Kademe	Ekstrakt: 82,056 kg/s	
	Rafinat: 98,573 kg/s	
2. Kademe	Ekstrakt: 70,629 kg/s	
	Rafinat: 73,361 kg/s	
3. Kademe	Ekstrakt: 55,417 kg/s	
	Rafinat: 80,312 kg/s	
4. Kademe	Ekstrakt: 52,368 kg/s	
	Rafinat: 49,310 kg/s	
5. Kademe	Ekstrakt: 31,365 kg/s	
	Rafinat: 47,944 kg/s	
Teorik Raf Sayisi= 4,95		

Şekil 6.5 Örnek 2 İçin Lqd_Ext Programı İle Çözüm

6.3 Ekstraksiyona Çözücü Akışının Etkisi

Örnek 3'te Asetik asit – su – izopropileter sisteminde çözücünün artırılmasıyla raf sayısının değişimi gözlenmiştir.

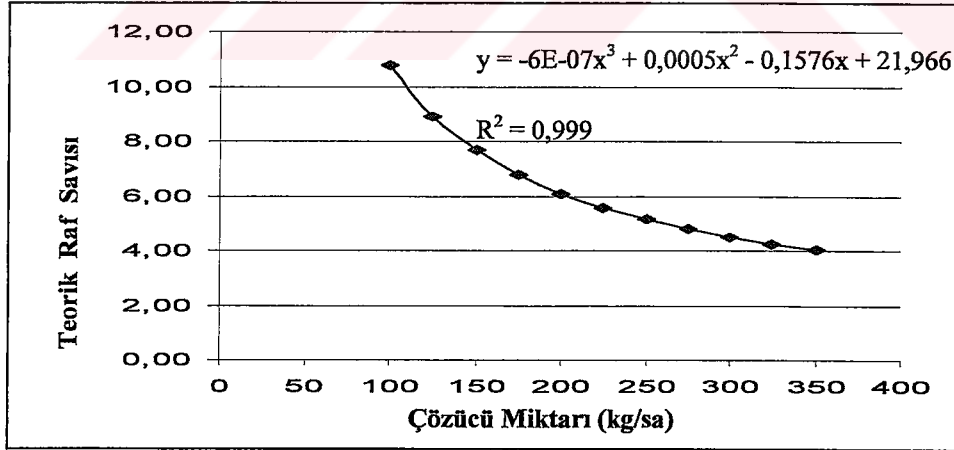
6.3.1 Örnek 3

350 kg/s'lik % 50'lik asetik asit içeren asetik asit – su çözeltisi çapraz akışla çalışan çok kademeli bir ekstraksiyon sisteminde saf izopropileter ile % 10 luk çözelti haline

getirilmektedir. Kullanılan çözücü miktarına göre değişen teorik raf sayıları Çizelge 6.3'te verilmiştir. Şekil 6.6'da bu değişim grafiksel olarak görülmektedir.

Çizelge 6.3 Çözücüye Göre Gerekli Olan Teorik Raf Sayısı Değişimi

Kademelerde Kullanılan Çözücü Miktarı (kg/sa)	Gerekli Olan Teorik Raf Sayısı	Kullanılan Toplam çözücü miktarı(kademe*çözücü(kg/sa))
100	10,77	1100
125	8,91	1125
150	7,68	1200
175	6,78	1225
200	6,09	1400
225	5,58	1350
250	5,14	1500
275	4,8	1375
300	4,53	1500
325	4,27	1625
350	4,03	1750



Şekil 6.6 Çözücüye Göre Gerekli Olan Teorik Raf Sayısı Değişimi

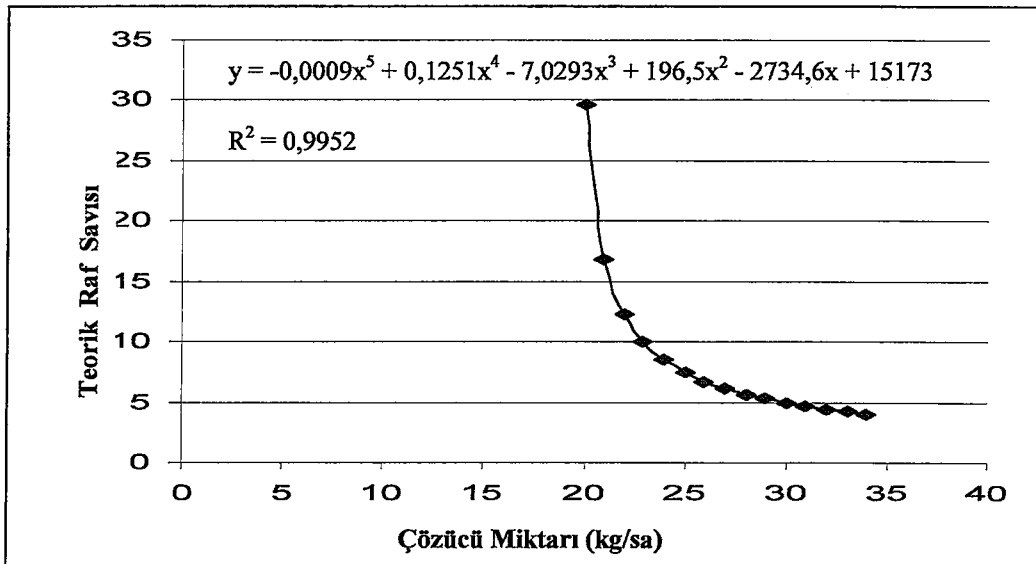
6.3.2 Örnek 4

100 kg/sa'lık % 50'lik aseton içeren aseton - su çözeltisi ters akışla çalışan çok kademeli bir ekstraksiyon sisteminde saf trikloretan ile % 10 luk çözelti haline getirilmektedir. Kullanılan çözücü miktarına göre değişen teorik raf sayıları Çizelge 6.4'te verilmiştir. Şekil 6.7'da bu

değişim grafiksel olarak görülmektedir.

Çizelge 6.4 Örnek 4 İçin Çözücüye Göre Gerekli Olan Teorik Raf Sayısı Değişimi

Kademelerde Kullanılan Çözücü Miktarı (kg/sa)	Gerekli Olan Teorik Raf Sayısı
20	29,71
21	16,80
22	12,34
23	10,02
24	8,51
25	7,48
26	6,72
27	6,14
28	5,66
29	5,28
30	4,95
31	4,68
32	4,44
33	4,24
34	4,05



Şekil 6.7 Örnek 4 İçin Çözücüye Göre Gerekli Olan Teorik Raf Sayısı Değişimi

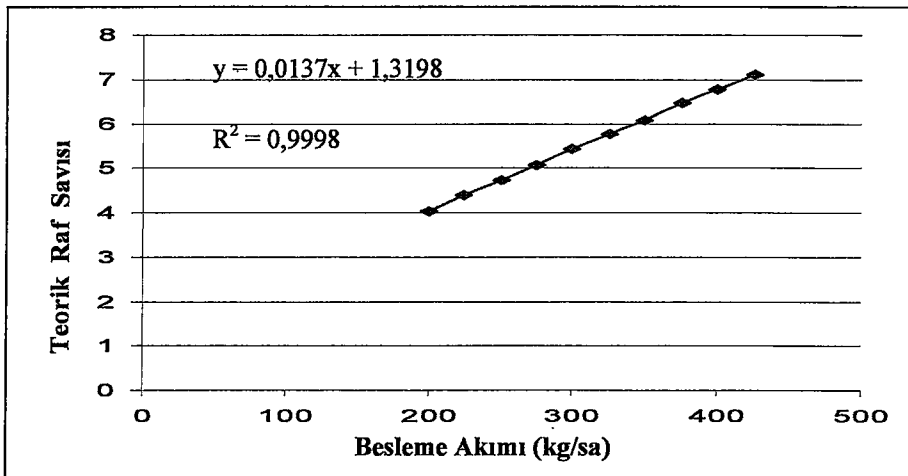
6.4 Ekstraksiyona Besleme Akımının Etkisi

6.4.1 Örnek 5

% 50'lik asetik asit içeren asetik asit - su çözeltisi çapraz akışla çalışan çok kademeli bir ekstraksiyon sisteminde 200 kg/sa'lık saf izopropileter ile % 10 luk çözelti haline getirilmektedir. Kullanılan besleme miktarına göre değişen teorik raf sayıları Çizelge 6.5'te verilmiştir. Şekil 6.8'da bu değişim grafiksel olarak görülmektedir.

Çizelge 6.5 Örnek 5 İçin Beslemeye Göre Gerekli Olan Teorik Raf Sayısı Değişimi

Kademelerde Kullanılan Besleme Miktarı (kg/sa)	Gerekli Olan Teorik Raf Sayısı	Kullanılan Toplam çözücü miktarı (kademe* besleme(kg/sa))
200	4,03	1000
225	4,41	1000
250	4,74	1000
275	5,06	1200
300	5,43	1200
325	5,77	1200
350	6,09	1400
375	6,46	1400
400	6,78	1400
425	7,11	1600



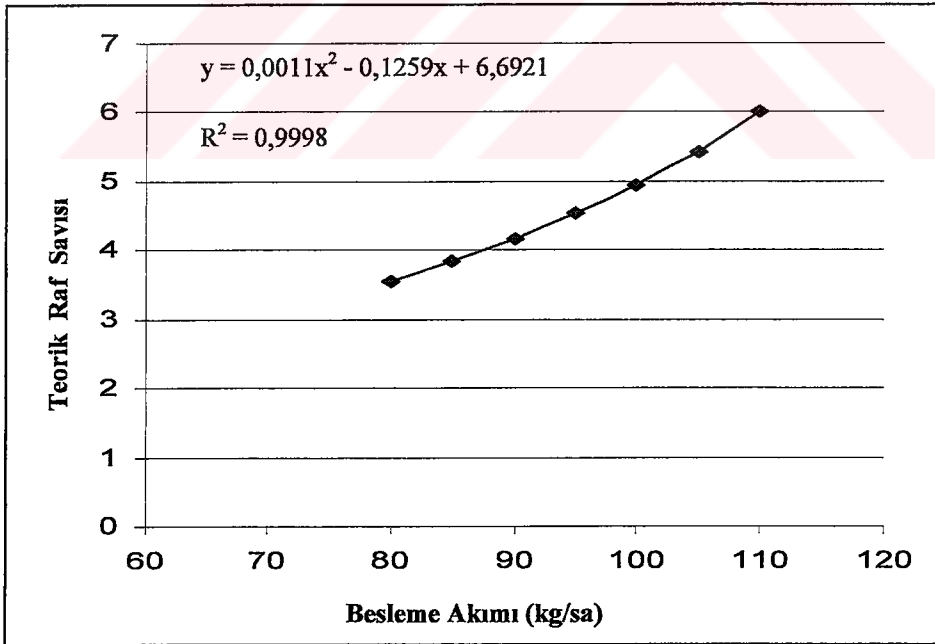
Şekil 6.8 Örnek 5 İçin Beslemeye Göre Gerekli Olan Teorik Raf Sayısı Değişimi

6.4.2 Örnek 6

% 50'lik aseton içeren aseton - su çözeltisi ters akışla çalışan çok kademeli bir ekstraksiyon sisteminde 30 kg/sa'lik saf trikolretan ile % 10 luk çözelti haline getirilmektedir. Kullanılan besleme miktarına göre değişen teorik raf sayıları Çizelge 6.6'te verilmiştir. Şekil 6.9'da bu değişim grafiksel olarak görülmektedir.

Çizelge 6.6 Örnek 6 İçin Beslemeye Göre Gerekli Olan Teorik Raf Sayısı Değişimi

Kademelerde Kullanılan Besleme Miktarı (kg/sa)	Gerekli Olan Teorik Raf Sayısı
80	3,56
85	3,85
90	4,17
95	4,54
100	4,95
105	5,43
110	6,00



Şekil 6.9 Örnek İçin Beslemeye Göre Gerekli Olan Teorik Raf Sayısı Değişimi

7. SONUÇLARIN DEĞERLENDİRİLMESİ VE ÖNERİLER

Yapılan örneklerde Lqd_Ext programının kullanım açısından kolaylığı, hızı ve verdiği sonuçların doğruluğu, yapılan çalışmanın amacına ulaştığını göstermektedir.

Bilindiği gibi ayırma proseslerinde grafiksel çözüm ve tasarım yöntemleri uzun süreden beri kullanılmaktadır. Bu klasik yöntemlerde öğrenci zamanının büyük çoğunluğunu çizim ve hesaplama kısmında kaybetmekte, bu da öğrenciye tasarım sonuçlarının değerlendirilmesi için yeterli zaman bırakmamaktadır. Aynı zamanda grafik çizimler ve interpolasyon yaparken yapılan hatalar birikerek daha büyük hatalara yol açmaktadır. Geliştirilmiş olan Lqd_Ext programında parametrik değişkenlerle yapılan hesaplarda kolaylıkla çözüme gidilebilmekte ve öğrenci bu değişikliklerin raf sayısı üzerine etkisini kolaylıkla görebilmektedir.

Örnek 3 ve Örnek 4'te incelenen çözücü akımının etkisinde, çözücü akımın artmasıyla beklenen raf sayısında olan azalmanın ters akışta daha yüksek olduğu gözlenmiştir. Her iki akışta da belli değerlerden sonra çözücü artışı - raf sayısı değişiminde değişimin azaldığı görülmektedir. Bu da çözücü akımının gereğinden fazla kullanımının yarar sağlamayacağını açığa çıkarmıştır. Oluşturulan eğrilerden denklemler türetilmiştir. Bu denklemler yardımıyla optimum raf sayısı hesaplanabilir.

Örnek 5 ve Örnek 6'da incelenen besleme akımının artışında ise artan akış miktarına göre teorik raf sayısında doğru orantılı bir şekilde arttığı görülmektedir.

KAYNAKLAR

Bennett C.O, Myers, J.E, (1983), Momentum, Heat and Mass Transfer, McGraw-Hill, New York

Çataltaş, İ, (1986), Kimya Mühendisliğine Giriş, İnkilap Kitapevi, İstanbul.

McCabe, W. L., Smith, J. C., Marriott, P., (1985), Unit Operations Of Chemical Engineering, McGraw-Hill, New York.

Öner, G., Öner, M., (1993), "The Design Of Isothermal Packed Towers By Interactive Graphics Programming", ACS Personal Computer in Chemical Engineering Education, Chicago, Illinois.

Treybal, E. Robert, (1951), Liquid Extraction, McGraw-Hill, New York.

Treybal, E. Robert., (1983), Mass-Transfer Operations, McGraw-Hill, New York.

Uysal, M., (2002), Microsoft Visual Basic .net İle Yazılım Geliştirme, Betaş, İstanbul.

Wankat, C. Phillip., (1988), Separation in Chemical Engineering, Prentice Hall, New Jersey.

İNTERNET ADRESLERİ

[1] http://www.liquid-extraction.com/process_conceptualization.htm

[2] <http://www.cheresources.com/extraction.shtml>

[3] http://www.facsteff.buclmell.edu/mvigeant/field_guide/kandle01/#types

[4] <http://www.epsiusa.com/liquid.htm>

[5] <http://www.5z.com/spyder/pres1/sld063.htm>

EKLER

- Ek 1 Kullanılan sistemlerin denge değerleri
Ek 2 Sözlük



Kullanılan sistemlerin denge değerleri

Çizelge Ek 1.1 Aseton – Su – Kloroform Sistemi İçin 25°C’de Denge Değerleri

Rafinat Faz (Kloroformca zengin)			Ekstrat Faz (Suca zengin)		
Aseton	Su	Kloroform	Aseton	Su	Kloroform
9,0	1,0	90,0	3,0	96,0	1,0
23,7	1,3	75,0	8,3	90,5	1,2
32,0	1,6	66,4	13,5	85,0	1,5
38,0	2,0	60,0	17,4	81,0	1,6
42,5	2,5	55,0	22,1	76,1	1,8
50,5	4,5	45,0	31,9	66,0	2,1
57,0	8,0	35,0	44,5	51,0	4,5

Çizelge Ek 1.2 Etilbenzen – Stiren – Dietilen Sistemi İçin 25°C’de Denge Değerleri

Rafinat Faz (Etilbenzenca zengin)			Ekstrat Faz (Etilglikolca zengin)		
Etilbenzen	Stiren	Dietilen Glikol	Etilbenzen	Stiren	Dietilen Glikol
90,56	8,63	0,81	9,85	1,64	88,51
80,40	18,67	0,93	9,31	3,49	87,20
70,49	28,51	1,0	8,72	5,48	85,80
60,93	37,98	1,09	8,07	7,45	84,48
52,96	45,84	1,2	7,31	9,49	83,20
43,29	55,32	1,39	6,30	12,00	81,70
41,51	57,09	1,4	6,06	12,54	81,40
21,60	76,60	1,8	3,73	18,62	77,65

Çizelge Ek 1.3 Asetik Asit – Su – Metil izobutil Keton Sistemi İçin 25°C’de Denge Değerleri

Rafinat Faz (Suca zengin)			Ekstrat Faz (Metil izobutil ketonca zengin)		
Su	Asetik Asit	MİK	Su	Asetik Asit	MİK
98,45	0,0	1,55	2,12	0,0	97,88
95,45	2,85	1,70	2,80	1,87	95,33
85,8	11,7	2,5	5,4	8,9	85,7
75,7	20,5	3,8	9,2	17,3	73,5
67,8	26,2	6,0	14,5	24,6	60,9
55,0	32,8	12,2	22,0	30,8	47,2
42,9	34,6	22,5	31,0	33,6	35,4

Çizelge Ek 1.4 Aseton – Su – Trikloreten Sistemi İçin 25°C’de Denge Değerleri

Rafinat Faz (Suca zengin)			Ekstrat Faz (TKEce zengin)		
Aseton	TKE	Su	Aseton	TKE	Su
5,96	0,52	93,52	8,75	90,93	0,32
17,04	0,73	82,23	15,14	73,76	1,10
26,92	1,02	72,06	38,52	59,21	2,27
30,88	1,17	67,95	42,97	53,92	3,11
35,73	1,6	62,67	48,21	47,53	4,26
40,9	2,1	57,00	53,95	40,00	6,05
46,05	3,75	50,20	57,4	33,7	8,90
51,78	6,52	41,70	60,34	26,26	13,40

Çizelge Ek 1.5 Asetikasit – Su – İzopropileter Sistemi İçin 25°C’de Denge Değerleri

Rafinat Faz (Suca zengin)			Ekstrat Faz (İzopropileterce zengin)		
Asetik Asit	Su	İPE	Asetik Asit	Su	İPE
0,69	98,1	1,2	0,18	0,5	99,3
1,41	97,1	1,5	0,37	0,7	98,9
2,89	95,5	1,6	0,79	0,8	98,4
6,42	91,7	1,9	1,93	1,0	97,1
13,30	84,4	2,3	4,82	1,9	93,3
25,50	71,1	3,4	11,40	3,9	84,7
36,70	58,9	4,4	21,60	6,9	71,5
44,30	45,1	10,6	31,10	10,8	58,1
46,40	37,1	16,5	36,20	15,1	48,7

Sözlük

Segmented: Bölümlü

Baffle-Plate Column: Scheibel Kolonu

Baffle: Perdeli

Spray Column: Püskürtmeli Kolon

Rotary Annular Column and Rotary Disc Column: Döner Yuvarlak Kolonlar ve Döner Disk Kolonlar

Pulsed Column: Çarpmalı Kolon

Centrifugal Extrascctors: Santrifüjlü Ekstraktörler



ÖZGEÇMİŞ

Doğum Tarihi:	06.01.1979	
Doğum Yeri:	İstanbul	
Lise	1990-1997	Cağaloğlu Anadolu Lisesi
Lisans:	1997-2001	Yıldız Teknik Üniversitesi Kimya Metalürji Fakültesi Kimya Mühendisliği Bölümü
Yüksek Lisans:	2001-2004	Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı, Kimya Mühendisliği Programı

Çalıştığı Kurumlar

2000-2001	Cargill A.Ş.
2002-2004	YTÜ Fen Bilimleri Araştırma Görevlisi