

YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

128637

İNTERAKTİF PROGRAMLAMA
ile
ÇOK TESİRLİ EVAPORATÖR TASARIMI

Kimya Müh. Oktay ACAR

T.C. YÜSEKÖĞRETİM KURULU
DOKÜMANTASYON MERKEZİ

F.B.E. Kimya Mühendisliği Anabilim Dalında
Hazırlanan

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Tez Danışmanı : Prof. Dr. Mualla ÖNER

Mualla Öner

Prof. Dr. Eşer Bolat *Eşer Bolat*

Prof. Dr. Neset Kadıngan
Neset Kadıngan

İSTANBUL, 2002

128637

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
SİMGE LİSTESİ	v
ŞEKİL LİSTESİ.....	vii
ÇİZELGE LİSTESİ	x
ÖNSÖZ	xi
ÖZET	xii
ABSTRACT	xiii
1. GİRİŞ	1
2. EVAPORATÖR SİSTEMLERİNİN TASARIMINDA ETKİLİ OLAN BAŞLICA FAKTÖRLER.....	2
2.1 Sıvı Özellikleri.....	2
2.1.1 Derişim	2
2.1.2 Seyrelme Isısı.....	3
2.1.3 Köpüklenme.....	4
2.1.4 Sıcaklık Duyarlılığı.....	4
2.1.5 Kabuk Oluşumu	4
2.1.6. Kabuk Oluşum Hızı	5
2.2 Yapı Malzemeleri	6
2.3 Sıcaklık Düşüşünde Sürtünme ve Sıvı Yüksekliği Etkisi.....	6
2.4 Isı Aktarım Katsayıları	8
2.4.1 Su Buharı-Film Katsayıları.....	9
2.4.2 Sıvı Filmi Katsayıları.....	9
2.4.3 Tüm Isı Aktarım Katsayısı.....	10
2.5 Performans	10
3. EVAPORATÖR TİPLERİ ve SEÇİMİ	12
3.1 Yukarı Akışlı Uzun Borulu Evaporatörler.....	12
3.2 Düşen-Film Tipi Evaporatörler.....	13
3.3 Zorlanmış Sirkülasyonlu Evaporatörler.....	15
3.4 Karıştırıcılı Film Evaporatörler	20
3.5 Evaporatörlerin Tek Geçişli veya Sirkülasyonlu Çalıştırılmaları.....	21
3.6 Buhar Sıkıştırma Evaporatörler	22
3.6.1 Mekanik Sıkıştırma.....	22
3.6.2 Isıl Sıkıştırma.....	23
3.7. Evaporatör Seçimi	24
4. EVAPORATÖR YARDIMCI CİHAZLARI.....	26
4.1 Yoğuşturucular	26
4.1.1 Yüzey Tipi Yoğuşturucular	27
4.1.2 Temas Tipi Yoğuşturucular	27
4.2 Buhar Kapanları	30
4.2.1 Mekanik Buhar Kapanları.....	31
4.2.1.1 Yüzer Top tipi Buhar Kapanları	31

4.2.1.2 Ağız Açık Şamandıralı Buhar Kapanı	31
4.2.1.3 Ters Kovalı Buhar Kapanı	32
4.2.2 Termostatik Buhar Kapanları	33
4.2.2.1 Dengelenmiş Basınç Tipi	33
4.2.2.2 Sıvı Genleşmeli Termostatik Tip	34
4.2.3 Termodinamik Buhar Kapanı	34
4.3 Vakum Cihazları	37
4.4 Tuz Ayırıcıları	38
4.5 Damla Tutucuları	40
5. TEK TESİRLİ EVAPORATÖRLER	42
5.1 Tek Tesirli Evaporatör Tasarımı	42
5.1.1 Kaynama Noktası Yükselmesinin Olmadığı Durumda Tek Tesirli Evaporatör Tasarımı	43
5.1.2 Kaynama Noktası Yükselmesi Olduğu Durumda Tek Tesirli Evaporatör Tasarımı	44
5.2 Tek Tesirli Evaporatörlerin Kapasitesi	44
5.3 Tek Tesirli Evaporatörlerin Ekonomisi	45
6. ÇOK TESİRLİ EVAPORATÖRLER	46
6.1 Çok Tesirli Evaporatörlerde Besleme Yöntemleri	46
6.1.1 İleri Akışlı Besleme Yöntemi	46
6.1.2 Geri Akışlı Besleme Yöntemi	46
6.1.3 Paralel Akışlı Besleme Yöntemi	46
6.1.4 Karışık Akışlı Besleme Yöntemi	46
6.2 Çok Tesirli Evaporatör Tasarımı	47
6.2.1 Çok Tesirli Evaporatör Hesaplamalarında İzlenecek Adımlar	48
6.2.2 N Tesirli Bir Evaporatör Sisteminin Tasarımı	50
6.2.2.1 İleri Akışlı Besleme	51
6.2.2.2 Geri Akışlı Besleme	53
6.2.2.3 Karışık Akışlı Besleme	56
6.2.2.4 Paralel Akışlı Besleme	58
6.3 Çok Tesirli Evaporatörlerin Kapasitesi	60
6.4 Çok Tesirli Evaporatörlerin Ekonomisi	61
6.5 Evaporatör Tasarımında Optimizasyon	62
7. EVAP_DESIGN 1.0 PROGRAMININ TANITIMI	64
7.1 Evap_Design 1.0 Programı Formları ve Genel Akış Diyagramı	64
7.2 Evap_Design 1.0 Programı Hesaplama Algoritmaları	70
8. EVAP 1.0 PROGRAMININ KULLANIMI	74
8.1 "START.FRM" Formu	74
8.2 Genel Tasarım Süreci	75
8.3 Tek Tesirli Tasarım	76
8.4 İki Tesirli Tasarım	80
8.5 Üç Tesirli Tasarım	84
8.6 Çok (Üçten fazla) Tesirli Tasarım	88

9. SONUÇLAR ve TARTIŞMA.....	92
9.1 Örnek Problemler.....	92
9.1.1 Tek Tesirli Tasarım Uygulaması	92
9.1.2 Üç Tesirli Tasarım Uygulaması.....	92
9.2 Operasyon Koşullarının Ortalama Alana Etkisinin İncelenmesi.....	93
9.2.1 Besleme Debisinin Ortalama Alana Etkisinin İncelenmesi.....	93
9.2.2 Su Buharı Basıncının Ortalama Alana Etkisinin İncelenmesi.....	95
9.2.3 Son Tesirdeki Basıncın Ortalama Alana Etkisinin İncelenmesi.....	97
9.3 Tartışma.....	98
KAYNAKLAR.....	99
ÖZGEÇMİŞ.....	100



SİMGE LİSTESİ

A_N	N. tesirin alanı
A_J	J. tesirin alanı
A_{ort}	Ortalama alan
Ca_J	J. Tesirin kapasitesi
C_{pF}	Besleme çözeltilisinin özgül ısı kapasitesi
C_{pN}	N. tesiri terk eden derişik çözeltilinin özgül ısı kapasitesi
C_{pJ}	J. tesiri terk eden derişik çözeltilinin özgül ısı kapasitesi
EC_J	J. Tesirin ekonomisi
F	Besleme çözeltisi debisi
H_N	N. tesiri terk eden buhar entalpisi
H_J	J. Tesiri terk eden buhar entalpisi
H_s	Tesire giren su buharı entalpisi
h_c	Tesirden çıkan su buharı entalpisi
h_F	Besleme çözeltisi entalpisi
h	Derişik çözelti entalpisi
h_N	N. tesiri terk eden derişik çözeltilinin entalpisi
h_J	J. tesiri terk eden derişik çözeltilinin entalpisi
H_{sN}	T_{sN} sıcaklığındaki doygun buhar entalpisi
H_{sJ}	T_{sJ} sıcaklığındaki doygun buhar entalpisi
h_{sN}	T_{sN} sıcaklığındaki doygun sıvı entalpisi
h_{sJ}	T_{sJ} sıcaklığındaki doygun sıvı entalpisi
KNY	Derişik çözeltilinin kaynama noktası yükselmesi
KNY_N	N. tesirdeki kaynama noktası yükselmesi
KNY_{N-1}	(N-1). tesirdeki kaynama noktası yükselmesi
KNY_J	J. tesirdeki kaynama noktası yükselmesi
L	Derişik çözelti debisi
L_N	N. tesirden çıkan derişik çözelti debisi
L_J	J. tesirden çıkan derişik çözelti debisi
N	Tesir sayısı
P_N	N. tesirdeki basınç
P_J	J. tesirdeki basınç
S	Su buharı debisi
S_1	1. tesire giren doygun su buharı debisi
S_N	N. tesire giren doygun su buharı debisi
T	Sıvının kaynama sıcaklığı
TCa	Sistemin toplam kapasitesi
TEc	Sistemin toplam ekonomisi
T_s	İlk tesire giren su buharı sıcaklığı
T_N	N. tesirdeki sıcaklık
T_{N-1}	(N-1). tesirdeki sıcaklık
T_J	J. tesirdeki sıcaklık
T_R	Referans sıcaklık
T_{sN}	N. tesiri terk eden yoğuşan sıcaklığı
T_{sJ}	J. tesiri terk eden yoğuşan sıcaklığı
T_F	Besleme çözeltilisinin sıcaklığı
U_N	N. tesirin ısı aktarım katsayısı
V	Tesiri terk eden buhar debisi
V_N	N. tesirden elde edilen buhar debisi
V_J	J. tesirden elde edilen buhar debisi

q_s	Su buharından ısıtma yüzeyi boyunca ısı aktarım hızı
λ_s	Su buharının yoğuşma gizli ısısı
λ_v	Derişik çözeltilerde buharlaşma gizli ısısı
λ	Buhar boşluğundaki basınçta suyun buharlaşma gizli ısısı
λ_{sN}	N. tesirdeki gizli buharlaşma ısısı
x_F	Besleme çözeltisinin kütle kesiri
ΔT	Tesirdeki sıcaklık ile tesire giren su buharı sıcaklığı farkı
ΔT_T	Toplam sıcaklık farkı
ΔT_N	N tesirdeki sıcaklık farkı
ΔT_J	J tesirdeki sıcaklık farkı
$\Delta T''_N$	N. tesir için düzeltilmiş sıcaklık farkı
$\Delta T''_J$	J. tesir için düzeltilmiş sıcaklık farkı



ŞEKİL LİSTESİ

	Sayfa
Şekil 2.1 Dühring diyagramı, sodyum hidroksit-su sistemi	3
Şekil 2.2 Entalpi-derişim diyagramı, sodyum hidroksit-su sistemi	4
Şekil 2.3 Kabuk oluşum hızı.....	6
Şekil 2.4 Uzun borulu evaporatörde sıcaklık düşüşleri ve borulardaki sıcaklık değişimleri	8
Şekil 2.5 Uzun borulu dikey evaporatörde sıvı basıncı değişimi	8
Şekil 3.1 Dikey borulu, yüzey tipi yoğunlaştırucu tırmanan film tipi evaporatör	13
Şekil 3.2 Uzun borulu, düşen-film tipi evaporatör	15
Şekil 3.3 Zorlanmış sirkülasyonlu, dikey borulu evaporatör.....	18
Şekil 3.4 Zorlanmış dolaşimli, sıyırma kolonlu, yatay borulu evaporatör	19
Şekil 3.5 Karıştırıcı film tipi evaporatör.....	20
Şekil 3.6 Yatay karıştırıcı-film tipi evaporatör.....	21
Şekil 3.7 Mekanik buhar sıkıştırımlı zorlanmış sirkülasyonlu evaporatör	23
Şekil 3.8 Termokompresörlü tek tesirli evaporatör	24
Şekil 4.1 Karşıt-akışlı kuru temas tipi yoğunlaştırucu.....	28
Şekil 4.2 Karşıt akışlı barometrik yoğunlaştırucu	29
Şekil 4.3 Paralel-akışlı ıslak temas tipi yoğunlaştırucu	30
Şekil 4.4 Yüzer top tipi buhar kapanı	31
Şekil 4.5 Ağzı açık şamandıralı buhar kapanı	32
Şekil 4.6 Ters kovalı buhar kapanı	33
Şekil 4.7 Dengelenmiş basınç tipi termostatik buhar kapanı.....	34
Şekil 4.8 Sıvı genleşmeli termostatik buhar kapanı.....	34
Şekil 4.9 Termodinamik buhar kapanı	35
Şekil 4.10 Kombine buhar kapanı	36
Şekil 4.11 Buhar-jet ejektörü.....	37
Şekil 4.12 Tuz kapanı	39
Şekil 4.13 Tuz sepetleri	40
Şekil 4.14 Değişik tiplerde damla tutucuları	41
Şekil 5.1 Tek tesirli dikey borulu bir evaporatördeki madde ve entalpi dengesi.....	42
Şekil 6.1 Çok tesirli evaporatörlerde çözelti akış yöntemleri.....	47
Şekil 6.2 N tesirli ileri akışlı evaporatör sistemi.....	51
Şekil 6.3 N tesirli geri akışlı evaporatör sistemi.....	53
Şekil 6.4 N tesirli karışık akışlı evaporatör sistemi	56
Şekil 6.5 N tesirli paralel akışlı evaporatör sistemi	58
Şekil 6.6 Üç tesirli evaporatör	61
Şekil 7.1 Evap_Design 1.0 programı formları açılış sırası.....	68
Şekil 7.2 Evap_Design 1.0 programı genel akış diyagramı.....	69
Şekil 7.3 Kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısısının olmadığı durum için hesap prosedürü algoritması.....	71
Şekil 7.4 Kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısısının olduğu durum için hesap prosedürü algoritması.....	73
Şekil 8.1 Tesir sayısı seçenekleri formu (START.FRM)	74
Şekil 8.2 Tek tesirli tasarım işlem sırası	77
Şekil 8.3 Tek tesirli tasarımda seçim formu (SELECTION1.FRM)	78
Şekil 8.4 Tek tesirli tasarımda, NaOH çözeltisi seçildiğinde, diğer seçimlerin yapıldığı seçim formu (SELECTION2.FRM)	78
Şekil 8.5 Tek tesirli tasarımda, NaOH çözeltisi için düzenlenmiş olan veri giriş formu (INPUTDATA.FRM)	79

Şekil 8.6 Tek tesirli tasarımda NaOH çözeltisinin ve diğer verilerin şekil üzerinde gösterildiği form (SEV.FRM)	79
Şekil 8.7 Tek tesirli tasarımda NaOH çözeltisinin kullanıldığı buharlaştırma işlemi sonuçlarının şekil üzerinde gösterildiği form (SER.FRM)	80
Şekil 8.8 Tek tesirli tasarımda NaOH çözeltisinin kullanıldığı buharlaştırma işlemi sonuçlarının tablo üzerinde gösterildiği form (TRESULT.FRM)	80
Şekil 8.9 İki tesirli tasarım işlem sırası	81
Şekil 8.10 İki tesirli tasarımda seçim formu (SELECTION1.FRM)	82
Şekil 8.11 İki tesirli tasarımda diğer çözelti seçimi yapıldığında, diğer seçimlerin yapıldığı seçim formu (SELECTION2.FRM)	82
Şekil 8.12 İki tesirli tasarımda, NaOH çözeltisi dışında, kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısısı gösteren çözelti için düzenlenmiş olan veri giriş formu (INPUTDATA.FRM)	83
Şekil 8.13 İki tesirli ve geri akışlı besleme yöntemine sahip tasarımda, çözeltinin ve diğer verilerin şekil üzerinde gösterildiği form (DEBWBPEV.FRM)	83
Şekil 8.14 İki tesirli ve geri akışlı besleme yöntemine sahip tasarımda, buharlaştırma işlemi sonuçlarının şekil üzerinde gösterildiği sonuç formu (DEBWBPER.FRM)	84
Şekil 8.15 İki tesirli tasarımda NaOH çözeltisi dışında bir çözeltinin kullanıldığı geri akışlı besleme yöntemine sahip tasarım işlemi sonuçlarının bir tablo üzerinde gösterildiği sonuç formu (TRESULT.FRM)	84
Şekil 8.16 Üç tesirli tasarım işlem sırası	85
Şekil 8.17 Üç tesirli tasarımda seçim formu (SELECTION1.FRM)	85
Şekil 8.18 Üç tesirli tasarımda diğer çözelti seçimi yapıldığında, diğer seçimlerin yapıldığı seçim formu (SELECTION2.FRM)	86
Şekil 8.19 Üç tesirli tasarımda, NaOH çözeltisi dışında, kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısısı gösteren çözelti için düzenlenmiş olan veri giriş formu (INPUTDATA.FRM)	86
Şekil 8.20 Üç tesirli ve ileri akışlı besleme yöntemine sahip tasarımda, çözeltinin ve diğer verilerin şekil üzerinde gösterildiği form (TEFWBPEV.FRM)	87
Şekil 8.21 Üç tesirli ve ileri akışlı besleme yöntemine sahip tasarımda, buharlaştırma işlemi sonuçlarının şekil üzerinde gösterildiği sonuç formu (TEFWBPER.FRM)	87
Şekil 8.22 Üç tesirli tasarımda, NaOH çözeltisi dışında, bir çözeltinin kullanıldığı ileri akışlı besleme yöntemine sahip tasarım işlemi sonuçlarının bir tablo üzerinde gösterildiği form (TRESULT.FRM)	88
Şekil 8.23 Çok tesirli tasarım işlem sırası	88
Şekil 8.24 Çok tesirli tasarımda seçim formu (SELECTION1.FRM)	89
Şekil 8.25 Çok tesirli tasarımda diğer çözelti seçimi yapıldığında, diğer seçimlerin yapıldığı seçim formu (SELECTION2.FRM)	90
Şekil 8.26 Çok tesirli tasarımda, kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısısı göstermeyen çözelti için düzenlenmiş olan veri giriş formu (INPUTDATA.FRM)	90
Şekil 8.27 Beş tesirli tasarımda, kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısısı göstermeyen bir çözeltinin kullanıldığı ileri akışlı besleme yöntemine sahip tasarım işlemi sonuçlarının bir tablo üzerinde gösterildiği sonuç formu (TRESULT.FRM)	91
Şekil 9.1 Örnek 1'de, besleme debisi ile alan arasındaki ilişki	

Şekil 9.2 Örnek 2’de, besleme debisi ile ortalama alan arasındaki ilişki	95
Şekil 9.3 Örnek 1’de, su buharı basıncı ile alan arasındaki ilişki.....	96
Şekil 9.4 Örnek 2’de, su buharı basıncı ile ortalama alan arasındaki ilişki.....	96
Şekil 9.5 Örnek 1’de, son tesirdeki basınç ile alan arasındaki ilişki	97
Şekil 9.6 Örnek 2’de, son tesirdeki basınç ile ortalama alan arasındaki ilişki	98



ÇİZELGE LİSTESİ

	Sayfa
Çizelge 3.1 Evaporatör seçim tablosu	25
Çizelge 8.1 Veri dosyası uzantıları.....	75
Çizelge 9.1 Örnek 1'deki problemin sonuçları.....	92
Çizelge 9.2 Örnek 2'deki problemin sonuçları.....	93
Çizelge 9.3 Örnek 1'de besleme debisi ile alan arasındaki ilişki	94
Çizelge 9.4 Örnek 2'de besleme debisi ile ortalama alan arasındaki ilişki	94
Çizelge 9.5 Örnek 1'de su buharı basıncı ile alan arasındaki ilişki.....	95
Çizelge 9.6 Örnek 2'de su buharı basıncı ile ortalama alan arasındaki ilişki.....	96
Çizelge 9.7 Örnek 1'de son tesirdeki basınç ile alan arasındaki ilişki	97
Çizelge 9.8 Örnek 2'de son tesirdeki basınç ile ortalama alan arasındaki ilişki	98



ÖNSÖZ

Çok tesirli evaporatör tasarımı konusunda, interaktif bir bilgisayar programı oluşturulması amacıyla, bu tez konusunun bana verilmesini sağlayan Bölüm Başkanımız Sayın Prof. Dr. Salih DİNÇER'e, tezin hazırlanmasında beni yönlendiren ve bu konuda yardımlarını esirgemeyen değerli danışmanım Sayın Prof. Dr. Mualla ÖNER'e teşekkürlerimi sunmayı bir borç bilirim.



ÖZET

Bu çalışma, özellikle çok tesirli evaporatör tasarımı kimya mühendisliği lisans derslerinde karşılaşılan değişik problemler göz önüne alınarak tasarlanmış ve bu konu ile ilgili tüm hesaplama yolları bilgisayar ortamına taşınarak EVAP_DESIGN 1.0 programı geliştirilmiştir.

Ayrıca konunun bütünlüğünün sağlanması amacıyla; tasarımı etkileyen önemli faktörler, başlıca evaporatör tipleri ve çok tesirli evaporatörlerde kullanılan besleme yöntemleri ayrıntılı bir şekilde işlenmiştir.

EVAP_DESIGN 1.0 programı hazırlanmasında WINDOWS'un görselliğinden faydalanmak amacıyla ve programın kullanıcı tarafından da daha kolay bir şekilde kullanılması amacıyla Visual Basic 6.0 programlama dili kullanılmıştır.

Program, evaporatör sistemlerinde kullanılması muhtemel olan tüm besleme yöntemlerini içeren hesaplama yolları kullanılarak geliştirilmiş ve sonuçlar belirtilmiştir. Programdan elde edilen sonuçların örnek problemlerdeki sonuçlara son derecede yakın olduğu görülmüştür.

Anahtar Sözcükler: Evaporatör tasarımı, tek tesirli, çok tesirli, buharlaşma, interaktif programlama.

ABSTRACT

This study has been designed considering the various problems which occurred in designing multiple effect evaporators in chemical engineering graduate lectures. All related calculation methods have been taken into the computer environment and EVAP_DESIGN 1.0 program has been developed.

Besides this, in order to conceptualize the whole subject, important factors affecting the design, the most common evaporator types and feeding methods used in multiple effect evaporators have been explained in detail.

In coding EVAP_DESIGN 1.0 program, in order to utilize graphical user interface of WINDOWS and in order to make it easier for the user, Visual Basic 6.0 programming language has been used.

The program has been developed using calculation methods including all possible feeding methods and the results have been declared. It has been seen that the results of the program are very close to the results in the examples.

Keywords: Evaporator design, single effect, multiple effect, evaporation, interactive programming.



1. GİRİŞ

Buharlaştırmanın amacı, uçucu olmayan katı ve uçucu olan çözücü maddeden oluşan çözeltiyi daha derişik hale getirmektir. Buharlaştırma işlemlerinde çözücü olarak genellikle su kullanılmakta olup elde edilmek istenen ürün ise; genellikle derişiklendirilmiş çözelti olmaktadır. Fakat bazı durumlarda ise; buharlaştırılan çözücü ana ürün olmaktadır. Bu duruma örnek olarak; deniz suyunun buharlaştırılması ile içilebilir su eldesi işlemi gösterilebilir. Buharlaştırma işleminin diğer bazı ayırma işlemlerinden bir takım farkları vardır. Örneğin, kurutma işleminden kalanın sıvı olması nedeniyle, destilasyondan buharın genellikle tek bileşenli olması ve buharın bir karışım olsa dahi karışımı ayırmak için buharlaştırma aşamasında hiç bir girişimin yapılmaması nedeniyle, kristalizasyondan ise önemin, kristallerin oluşumundan ziyade çözeltinin derişik olmasına verilmesi nedeniyle farklıdır. Belirli durumlarda örneğin, derişik tuz çözeltisi elde etmek için tuzlu suyun buharlaştırılmasında, buharlaştırma ile kristalizasyon arasındaki fark çok belirgin olmaktadır. Normal olarak, buharlaştırmada derişiklendirilen çözelti değerli bir üründür ve elde edilen buhar yoğuşturularak sistemden uzaklaştırılır. Buharlaştırma işlemi, istenilen ürünleri elde etmek amacıyla tek veya çok tesirli evaporatör sistemlerinde gerçekleştirilir.

Bilgisayar kullanımının, eğitimdeki öneminin giderek artması nedeniyle, günümüzde bilgisayar destekli tasarım programlarına olan ihtiyaç gün geçtikçe artmaktadır. Bu ihtiyaç özellikle çok tesirli evaporatör sistemlerinin tasarımında, çok fazla işlem tekrarı yapıldığından ve bu işlemlerin de zahmetli ve zaman kaybına yol açmasından dolayı oldukça fazla olmaktadır.

Bu çalışma, Visual Basic 6.0 programlama dilinde hazırlanmış olup, tek tesirli ve çok tesirli evaporatör sistemlerinin tasarımına olanak vermektedir. Çok tesirli evaporatör sistemlerinin tasarımında; ileri yönlü, geri yönlü, paralel yönlü ve karışık yönlü besleme yöntemlerini içerecek tasarımların yapılması sağlanmıştır.

2. EVAPORATÖR SİSTEMLERİNİN TASARIMINDA ETKİLİ OLAN BAŞLICA FAKTÖRLER

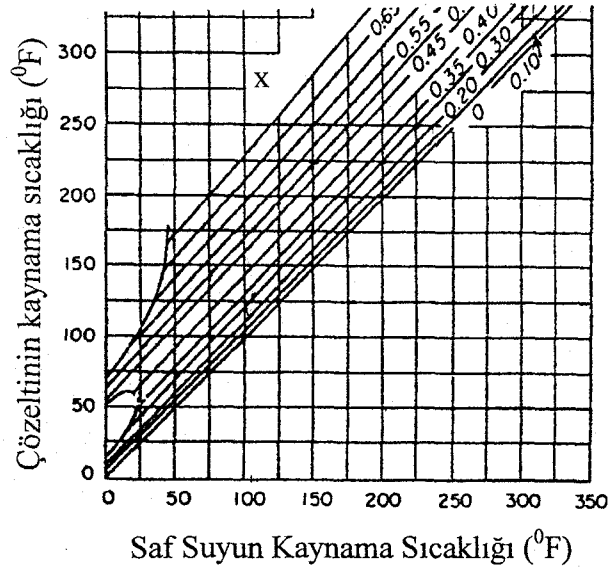
2.1 Sıvı Özellikleri

Buharlaştırma, sıvı özellikleri ile geniş değişimler göstermekte ve buharlaştırma problemlerinin elverişli çözümü, derişiklendirilecek sıvının özellikleri tarafından tamamen etkilenmektedir. Buharlaştırma işlemlerinde tasarımı önemli ölçüde etkileyen sıvı özelliklerinden bazıları aşağıda yer almaktadır.

2.1.1 Derişim

Evaporatöre beslenen seyreltik çözeltinin, suyun fiziksel özelliklerine sahip olabilecek kadar seyreltik olması durumunda bile çözeltinin derişimi arttığında çözelti çok daha fazla derecede kendi özelliklerini göstermeye başlayacaktır. Yeterli ısı aktarımı sağlandığında ise; yoğunluk ve viskozite artarak çözelti doygun hale veya diğer bir deyişle daha viskoz hale gelecektir. Doygun çözeltiyi kaynatmaya devam etmek ise; kristal yapıların oluşumuna neden olacak ve dolayısıyla bunların ortamdan uzaklaştırılması zorunlu hale gelecektir. Aksi halde ise borularda tıkanmalar gözlenecektir. Çözeltinin kaynama noktası, katı bileşen derişimi arttıkça yükselmektedir. Bu nedenle derişik çözeltinin kaynama sıcaklığı, aynı basınçtaki suyun kaynama sıcaklığından çok daha yüksek hale gelmekte ve bu olay kaynama noktası yükselmesi olarak adlandırılmaktadır (McCabe vd., 1993).

Verilen basınç ve derişimdeki belli bir çözeltinin, kaynama noktası sıcaklığı, saf çözücüsünün kaynama noktası sıcaklığına bağlı olarak Dühring diyagramlarından bulunur. Bunun için çözücü olarak kullanılan saf suyun kaynama noktasından çözeltinin ilgili derişim doğrusuna dik çıkılır. Bulunan noktanın ordinattaki değeri ilgili basınç ve derişimdeki çözeltinin kaynama noktası olarak tespit edilmiş olur. Şekil 2.1 sodyum hidroksit-su sisteminin Dühring diyagramını göstermektedir. Doğrular; çözeltinin kütle kesrini (x) göstermektedir.



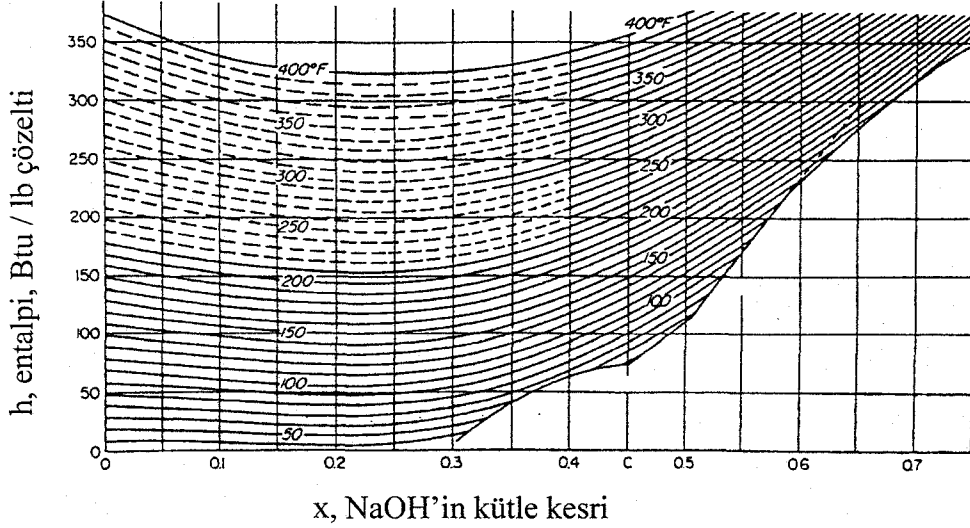
Şekil 2.1 Dühring diyagramı, sodyum hidroksit-su sistemi (McCabe vd., 1993)

2.1.2 Seyrelme Isısı

H_2SO_4 , NaOH ve $CaCl_2$ 'ün derişik çözeltileri, seyreltilince ihmal edilemeyecek derecede büyük bir seyrelme ısıyı açığa çıkartmaktadırlar. Bu çözeltilerin buharlaştırılması sırasında, çözeltilere seyrelme ısı kadar ısı ilavesi gerekmektedir. Seyrelme ısı büyük olan bu gibi derişik çözeltiler, yüksek kaynama noktasına sahip olmaktadır. Bunun nedeni seyrelme ısının, kaynama noktası yükselmesine neden olmasıdır.

Seyrelme ısının göz ardı edilemeyeceği çözeltilerle çalışıldığında, tasarımda gerekli olan enerji bağıntılarında kullanılmak üzere, ilgili çözeltilerin entalpi-derişim diyagramları kullanılmaktadır. Çünkü böyle çözeltilerin h_F (besleme entalpisi) ve h_L (derişik çözelti entalpisi) entalpi değerleri sabit sıcaklıkta derişimle lineer olarak değişmemektedir. Bu değerler için absisteki çözeltilerin derişim değerinden, istenen eş-sıcaklık eğrisine (izoterm) dik çıkılır ve bu noktanın ordinattaki karşılığı bulunur. Bulunan nokta; belli sıcaklık ve derişimdeki çözeltilerin entalpi değerini verir.

Seyrelme ısı faktörü, evaporatör tasarımında çok önemlidir ve tasarımda bu faktörün etkisinin önceden belirlenmesi gerekmektedir. Aksi durumda ısı denkliklerinde yapılan büyük hatalar tasarımı tamamen olumsuz yönde etkilemektedir. Şekil 2.2'de sodyum hidroksit-su sisteminin entalpi-derişim diyagramı görülmektedir.



Şekil 2.2 Entalpi-derişim diyagramı, sodyum hidroksit-su sistemi. Kesikli çizgiler verilerin ekstrapolasyonunu göstermektedir (McCabe vd., 1993).

2.1.3 Köpüklenme

Bazı maddeler, özellikle de organik maddeler buharlaştırma işlemi boyunca köpüklenmektedirler ve bunlar evaporatör sisteminden buharla dışarı alınmaktadır. Aşırı köpüklenmenin olduğu durumlarda ise; sisteme giren sıvı kütlesi taşarak kayıp olmaktadır. Köpüklenmeyi önlemek için pratik birçok yöntem mevcuttur. Örneğin; sıvı ısıtma yüzeyi tepesinden daha alt seviyede taşınabilir ve böylelikle, köpük kabarcıklarının sıcak yüzeye teması sonucu bu kabarcıklar patlar. Köpük tabakasını kırmak için su buharı jetleri de kullanılabilir. Diğer bir yöntem ise; köpük taşıyan sıvıyı, köpük kabarcıklarının mekanik olarak kırıldığı levhaya doğru yüksek hızda göndermektir. Bu yöntem, iç ısıtma sistemli zorlanmış dolaşimli evaporatörlerde ve uzun borulu dikey evaporatörlerde gerçekleştirilebilir (McCabe vd., 1993).

2.1.4 Sıcaklık Duyarlılığı

Birçok saf kimyasal, farmakolojik ürün ve gıdalar ısıtıldıklarında zarar görmektedirler. Bu özellikteki maddelerin derişiklendirilmesinde, sıvı sıcaklığını ve ısıtma süresini azaltmak gerekmektedir (McCabe vd., 1993).

2.1.5 Kabuk Oluşumu

Bazı çözeltiler (CaSO_4 , NaSO_4 vb.) ısıtma yüzeyinde kabuk oluşturmaktadırlar. Bu durumda, tüm ısı aktarım katsayısı evaporatör işlemi durdurulup borular temizlenene kadar sürekli olarak azalmaktadır. Oluşan kabuk sert ve çözünmüyorsa temizleme işlemi zor ve pahalı olmaktadır (McCabe vd., 1993).

Birçok çözeltinin çözünürlüğünün artan sıcaklıkla artmasına rağmen, kalsiyum sülfat, susuz sodyum sülfat, sodyum karbonat monohidrat gibi tuzlar ters çözünürlük eğrileri olarak bilinen davranışlar göstermektedirler. Bir başka deyişle bu maddelerin çözünürlükleri, artan sıcaklıkla beraber azalmaktadır. Bir evaporatörde böyle bir çözelti ısıtıldığında ve derişiklendirilmek istendiğinde çözeltinin çözünürlüğü, sıcaklığın maksimum olduğu boru duvarında minimum olmaktadır. Bu yüzden boru duvarı üzerinde genellikle sert, kalın ve boru duvarına kuvvetli bir şekilde yapışmış kabuk oluşumları gözlenmektedir.

Kabuk uzaklaştırılması için çeşitli yöntemler mevcuttur. Eğer kabuk suda çözünüyorsa, suyla beraber kaynatılıp, yine suyla beraber evaporatörden uzaklaştırılmaktadır. Ancak kabuk suda büyük oranda çözünmüyorsa, evaporatör boşaltılmakta ve kabuk uzaklaştırıcı alet kullanılarak kabuk ortamdan uzaklaştırılmaktadır. Bazı kabukların uzaklaştırılmasında ise; sulu asit ve sulu alkalilerin kimyasal çözeltileri kullanılmaktadır. Örneğin; demir veya çelikten yapılmış borulardaki kabuk, borular içerisine % 0.5'lik HCl asidi ve uygun bir inhibitörün de konulup, beraber yeterli süre kaynatılmasıyla borulara zarar vermeden sistemden uzaklaştırılabilir. Eğer evaporatör sisteminde kullanılan besleme, kabuk oluşturucu özellikteyse; kabuk oluşumunu tamamen önleyecek hiç bir yöntem yoktur. Bunun yanısıra yüksek sıvı hızlarında yapılan çalışmalarda, kabuk oluşumunun önemli derecede azaltıldığı gözlemlenmiştir. Bu durum zorlanmış sirkülasyonlu evaporatörlerde önemli bir avantaj olmaktadır (Badger ve Banchemo, 1955).

2.1.6 Kabuk Oluşum Hızı

Kabuk oluşumu nedeniyle oluşan ilave ısı aktarım direncinin, kabuk oluşumunun başlangıcından itibaren, toplam buharlaştırma süresiyle orantılı olduğu kabulü yapıldığında, aşağıdaki eşitlik yazılabilir (Badger ve Banchemo, 1955).

$$1 / U^2 = 1 / U_0^2 + \beta t \quad (2.1)$$

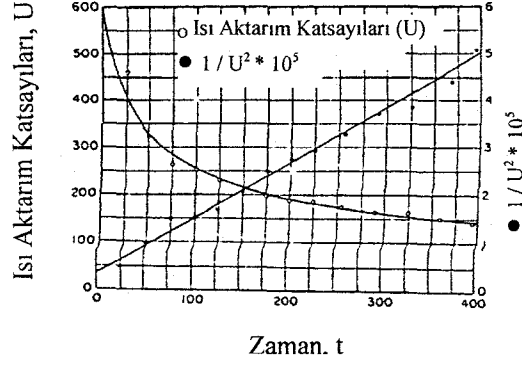
t: Kabuk oluşumundan itibaren geçen zaman

U_0 : Kabuk oluşumu başlangıcındaki tüm ısı aktarım katsayısı

U: t zamanındaki tüm ısı aktarım katsayısı

β : Bir sabit

(2.1) eşitliğinin değeri, t süresince U değeri ile ona karşılık gelen $1 / U^2$ değerlerinin çizildiği Şekil 2.3'den açıkca gözlenebilir. Isıtma yüzeylerinde kabuğu gidermek için gerekli olan temizlik zamanı, bu grafikten hesaplanabilmektedir.



Şekil 2.3 Kabuk oluşum hızı (Badger ve Bancharo, 1955)

2.2 Yapı Malzemeleri

Evaporatörler mümkün olabildiğince, çelik türü malzemelerden yapılmaktadır. Buna rağmen, bir çok çözelti demirli metallere dolaylı kirlenmektedir. Bu yüzden evaporatör yapımında bakır, nikel, paslanmaz çelik, alüminyum, su geçirmeyen grafit ve kurşun gibi özel malzemeler kullanılmaktadır. Bu malzemelerin, çok pahalı olmasından dolayı ise; teçhizatın ilk maliyetinin minimize edilmesi amacıyla yüksek ısı transfer oranı, özellikle arzu edilir hale gelmektedir.

Evaporatör tasarımcısı tarafından, diğer bir çok sıvı karakteristiğinin göz önünde bulundurulması gerekmektedir. Bu sıvı özelliklerinden bazıları; özgül ısı, donma noktası, kaynama noktası, zehirli olup olmama, patlayıcılık özelliği, radyoaktivite, çözeltinin steril işleme ihtiyacı olup olmamasıdır. Çözelti özelliklerindeki değişimlerden dolayı, farklı bir çok evaporatör tasarımı geliştirilmiştir. Herhangi bir problemin seçimi öncelikle sıvı özelliklerine bağlı olmaktadır (McCabe vd., 1993).

2.3 Sıcaklık Düşüşünde Sürtünme ve Sıvı Yüksekliği Etkisi

Evaporatördeki sıvı derinliğinin göz ardı edilemeyecek olduğu durumlarda, buhar boşluğundaki basınca tekabül eden kaynama noktası, yalnızca o sıvının yüzeyinin kaynama noktasını oluşturmaktadır. Sıvı yüzeyinden z metre aşağıda olan sıvı kütesinin etkisi altında bulunduğu toplam basınç ise; buhar boşluğundaki basınca ilaveten, z metre sıvı yüksekliğinden kaynaklanan basınca eşit olmaktadır. Bu yüzden daha yüksek bir kaynama noktası söz konusu olmaktadır. Bunlara ilaveten sıvı hızı arttığında, borulardaki sürtünme kaybı sıvının ortalama basıncını artırmaktadır. Herhangi bir evaporatörde, bu yüzden borulardaki sıvının ortalama kaynama noktası buhar boşluğundaki basınca tekabül eden kaynama noktasından daha yüksek olmaktadır. Kaynama noktasındaki bu artış, su buharı ve sıvı arasındaki ortalama sıcaklık düşüşünü azaltmakta ve kapasiteyi düşürmektedir. Bu azalma

kantitatif olarak tam hesaplanamamakla birlikte, sıvı yüksekliğinin kalitatif etkisi özellikle yüksek sıvı seviyelerinde ve yüksek sıvı hızlarında önemsenmelidir.

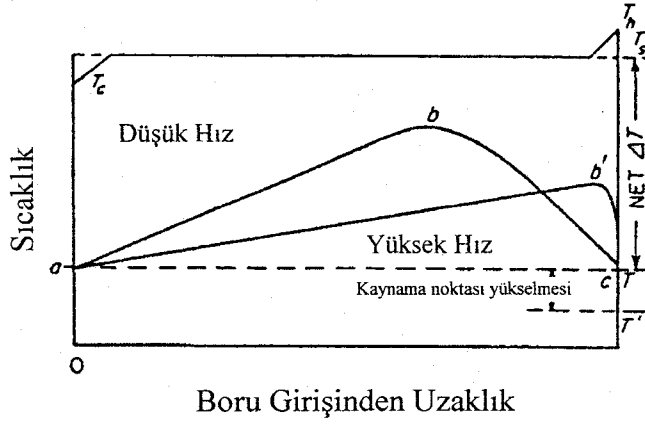
Şekil 2.4 borunun dip kısmından başlamak üzere boru uzunluğu boyunca evaporatördeki sıcaklıkları göstermekte olup yukarı akışlı, uzun borulu dikey evaporatörlere aittir. Şekil 2.4'de buhar, boruları çevreleyen su buharı ceketinin üst kısmından evaporatöre girer ve aşağı doğru akar. Giren su buharı T_h sıcaklığında kızgın buhar olabilir ve ısısını çok çabuk bırakarak sıcaklığı T_s doyma sıcaklığına düşer. Yoğuşan, su buharı boşluğunu terk etmeden önce T_s sıcaklığına soğutulabilir. Borulardaki çözelti sıcaklığının değişimi Şekil 2.4'de abc ve ab'c çizgileriyle gösterilmektedir. İlk aşamada yaklaşık 1 m/s olan düşük hızlar uygulanır ve daha sonra yaklaşık 3 m/s üzerindeki hızlar uygulanır. Her iki hız da borunun dip kısmına giren akış temelindedir. Burada beslemenin evaporatöre, buhar boşluğu basıncındaki sıvının yaklaşık kaynama sıcaklığında girdiği kabulü yapılır.

Yüksek hızlarda borudaki akışkan, boru çıkışına kadar sıvı olarak kalır ve borunun sonlarına doğru sıvı ve buhar karışımına ayrılır. Maksimum sıvı hemen hemen boru çıkışında olan b' noktasında gözlenir (Şekil 2.4).

Düşük hızlarda sıvı, boru merkezi yakınlarındaki bir noktada sıvı-buhar karışımına ayrılır ve maksimum sıcaklığına b noktasında erişir (Şekil 2.4). B noktası boruyu iki kısma ayırmaktadır. Bunlar; b noktasının altındaki kaynamayan kısım ve bu noktanın üzerindeki kaynayan kısımdır.

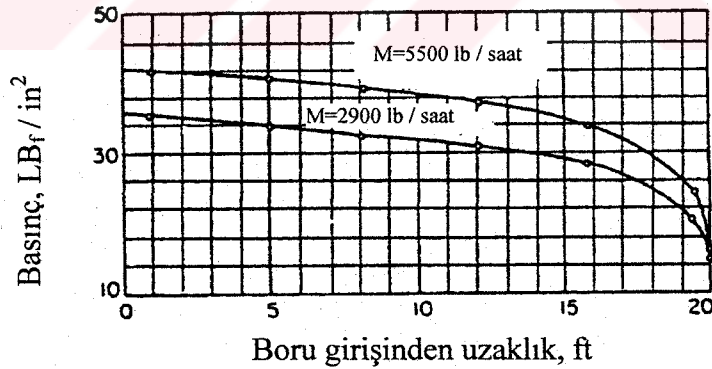
Hem yüksek hem de düşük hızlarda, buhar ve derişiklendirilen çözelti, buhar boşluğundaki basınçta dengeye erişir. Eğer sıvı hissedilir derecede kaynama noktası yükselmesi gösteriyorsa bu sıcaklık değeri T , buhar boşluğu basıncındaki saf suyun kaynama sıcaklığı olan T' değerinden daha büyüktür. T ve T' değerleri arasındaki fark kaynama noktası yükselmesini gösterir.

Sıcaklık düşüşü, w kaynama noktası yükselmesi için düzeltilir ($T_s - T$). Gerçek sıcaklık düşüşü hem kaynama noktası yükselmesi hem de statik yükseklik için düzeltilir ve değişen sıvı sıcaklığı ve T_s arasındaki ortalama mesafe tarafından temsil edilir. (McCabe vd., 1993).



Şekil 2.4 Uzun borulu dikey evaporatörde sıcaklık düşüşleri ve borulardaki sıcaklık değişimleri (McCabe vd., 1993)

Şekil 2.5 borunun dip kısmından başlamak üzere, boru uzunluğuna karşılık gelen basınç değerlerinin birleştirilmesiyle oluşturulmuş olup, borudaki akışkanın basınç değişimini göstermektedir. Borudaki toplam basınç düşüşü, kinetik enerjideki değişimler önemsizdir, statik yükseklik ve sürtünme kaybının toplamıdır. Kaynayan kısımdaki su buharı ve su karışımı yüksek bir hızla sahiptir ve sürtünme kaybı bu kısımda büyüktür. Şekil 2.5'te görüldüğü gibi basınç, boruların ortalarına doğru yavaşça değişmektedir. Borularda sıvı henüz kaynamamış ve hız da düşüktür. Kaynayan kısımda ise basınç hızlı bir şekilde değişir, borularda ise hız yüksektir.



Şekil 2.5 Uzun borulu dikey evaporatörde sıvı basıncı değişimi (McCabe vd., 1993)

2.4 Isı Aktarım Katsayıları

Isı akışı ve evaporatör kapasitesi, hem sıcaklık düşüşünden hem de tüm ısı aktarım katsayısından etkilenmektedir. Sıcaklık düşüşü, su buharı ve kaynayan sıvı özellikleri tarafından ayarlanır ve evaporatör tasarımının bir fonksiyonudur. Su buharı ve kaynayan sıvı arasındaki ısı aktarımında, tüm direnç su buharı-film direnci, iç ve dış borularda olmak üzere

iki kabuk direnci, boru duvar direnci ve kaynayan sıvıdaki direnç olmak üzere toplam beş ayrı direncin toplamıdır. Bir çok evaporatörde, yoğuşan su buharının ve boru duvarı direncinin kirlenme faktörü çok küçüktür ve bunlar genellikle evaporatör hesaplamalarında önemsizdir. Ancak örneğin; karıştırıcı-film tipi evaporatörlerde, boru duvarı oldukça kalın olabilmekte ve direnci, toplam direncin önemli bir parçasını oluşturabilmektedir (McCabe vd., 1993).

2.4.1 Su Buharı-Film Katsayıları

Su buharı katsayısı, karakteristik olarak yüksektir. Yoğuşmayan gazların varlığı, su buharı-film katsayısını önemli ölçüde azalttığından dolayı, su buharı düşük atmosferik basınç altında olduğunda yoğuşmayan gazların, su buharı gövdesinden uzaklaştırılması ve içerideki havanın sızmasını engelleme çalışmaları yapılmalıdır (McCabe vd., 1993).

Bu katsayı, yoğuşmayan gazların varlığının yanında, sıcaklık farkı ve su buharının yoğuşma sıcaklığına bağlıdır.

2.4.2 Sıvı Filmi Katsayıları

Sıvı filmi katsayısı, sıvının özelliklerine (viskozite vb.), ısıtma yüzeyi üzerindeki sıvı hızına, ayrılan buhar miktarına, ısıtıcı buhar ile kaynayan çözelti arasındaki sıcaklık düşmesine ve boru temizliğine bağlıdır.

Çoğu evaporatörde ve özellikle de viskoz malzemelerin işlendiği evaporatörlerde sıvı filmi direnci, tüm ısı aktarım hızını kontrol etmektedir. Doğal sirkülasyon evaporatörlerde sıvı filmi katsayısı, seyreltik sulu çözeltiler için $1500-3000 \text{ W/m}^2\text{-}^\circ\text{C}$ ($300-600 \text{ Btu/ft}^2\text{-h-}^\circ\text{F}$) arasında olmaktadır. Zorlanmış sirkülasyon evaporatörlerde sıvı filmi katsayıları, yüksek bir değer içermektedir ve bu katsayılar kaynamayan sıvı için sabit olan 0.023'den 0.028'e değiştirilerek hesaplanabilir. Evaporatör borularındaki kabuk oluşumu, kirlenme faktörüne eşdeğerde bir ısı direnç ihtiva eder (McCabe vd., 1993).

Sıvı filmi direnci, kaynamayan çözeltiler için (2.2) eşitliğiyle gösterilebilir.

$$h_i D / k = 0.023 (d_i G / \mu)^{0.8} (C_p \mu / k)^{1/3} (\mu / \mu_w)^{0.14} \quad (2.2)$$

h_i : İç ısı aktarım katsayısı ($\text{kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$)

d_i : Çap (m)

G : Kütle hızı ($\text{kg/m}^2\text{s}$)

C_p : Özgül ısı ($\text{kcal/kg}^\circ\text{C}$)

μ_w : Duvar sıcaklığındaki viskozite (kg/ms)

μ : Mutlak viskozite (kg/ms)

k: Akışkanın ısı iletkenliği (kcal/m²°C)

U: Akışkan hızı (m/s)

2.4.3 Tüm Isı Aktarım Katsayısı

Evaporatördeki ısı aktarım katsayılarını ayrı ayrı ölçmek zor olduğundan dolayı, elde edilen deneysel sonuçlar, tüm ısı aktarım katsayılarının hesaplanması için oldukça faydalı olmaktadır (McCabe vd., 1993).

Borunun dış alanı temelinde tüm ısı aktarım katsayısı (2.3) eşitliğiyle hesaplanır.

$$U = (1 / (d_o / d_i h_{di}) + (d_o / d_i h_i) + (H_w / k_m) (d_o / (d_{log})_i) + (1 / h_o) + (1 / h_{do})) \quad (2.3)$$

d_o : Dış çap (m)

d_i : İç çap (m)

h_{di} : İç yüzey için kirlenme faktörü (kcal/m²h⁰C)

h_i : Isı aktarım katsayısı (kcal/m²h⁰C)

H_w : Duvar kalınlığı

k_m : Duvarın ısı iletkenliği(kcal/mh⁰C)

$(d_{log})_i$: Logaritmik çap (m)

h_o : Dış yüzey alanı (m²)

h_{do} : Dış yüzey için kirlenme faktörü (kcal/m²h⁰C)

2.5 Performans

Performansı etkileyen faktörler; kapasite ve ekonomidir. Kapasite (kg-buhar/saat); bir saatte buharlaşan suyun miktarı olarak tanımlanmaktadır. Ekonomi; evaporatöre beslenen birim kilogram su buharı başına buharlaşan miktar olarak tanımlanmakta ve ekonomi hesaplamaları, entalpi dengelerini gerektirmektedir. Evaporatörlerin ekonomisini belirleyen temel faktör; evaporatör sistemindeki tesir sayısıdır. Tek tesirli evaporatörlerde, ekonomi çoğu zaman birden azdır. Çok tesirli evaporatörlerin ekonomisi ise çok daha yüksektir. Ancak çok tesirli evaporatörlerin kapasitesi, tek tesirli evaporatörlere göre daha düşük olmaktadır.

Aynı zamanda, birim zamanda tüketilen su buharı miktarı çok önemlidir. Bu değer (2.4) eşitliği yardımı ile hesaplanır.

$$\text{Tüketilen su buharı miktarı (kg / saat)} = (\text{Kapasite}) / (\text{Ekonomi})$$

Evaporatör beslemesinin ısı şartları, ekonomi ve performansta önemli bir etkiye sahip olmaktadır. Örneğin; eğer beslemenin sıcaklığı soğuk ise; yani beslemenin sıcaklığı o basınçtaki kaynama noktasının altında ise, buharlaşma başlamadan evaporatöre giden ısının bir miktarı, beslemenin kaynama noktasına ulaşabilmesi için harcanacak ve dolayısıyla bu da kapasiteyi düşürecektir (McCabe vd., 1993).



3. EVAPORATÖR TİPLERİ ve SEÇİMİ

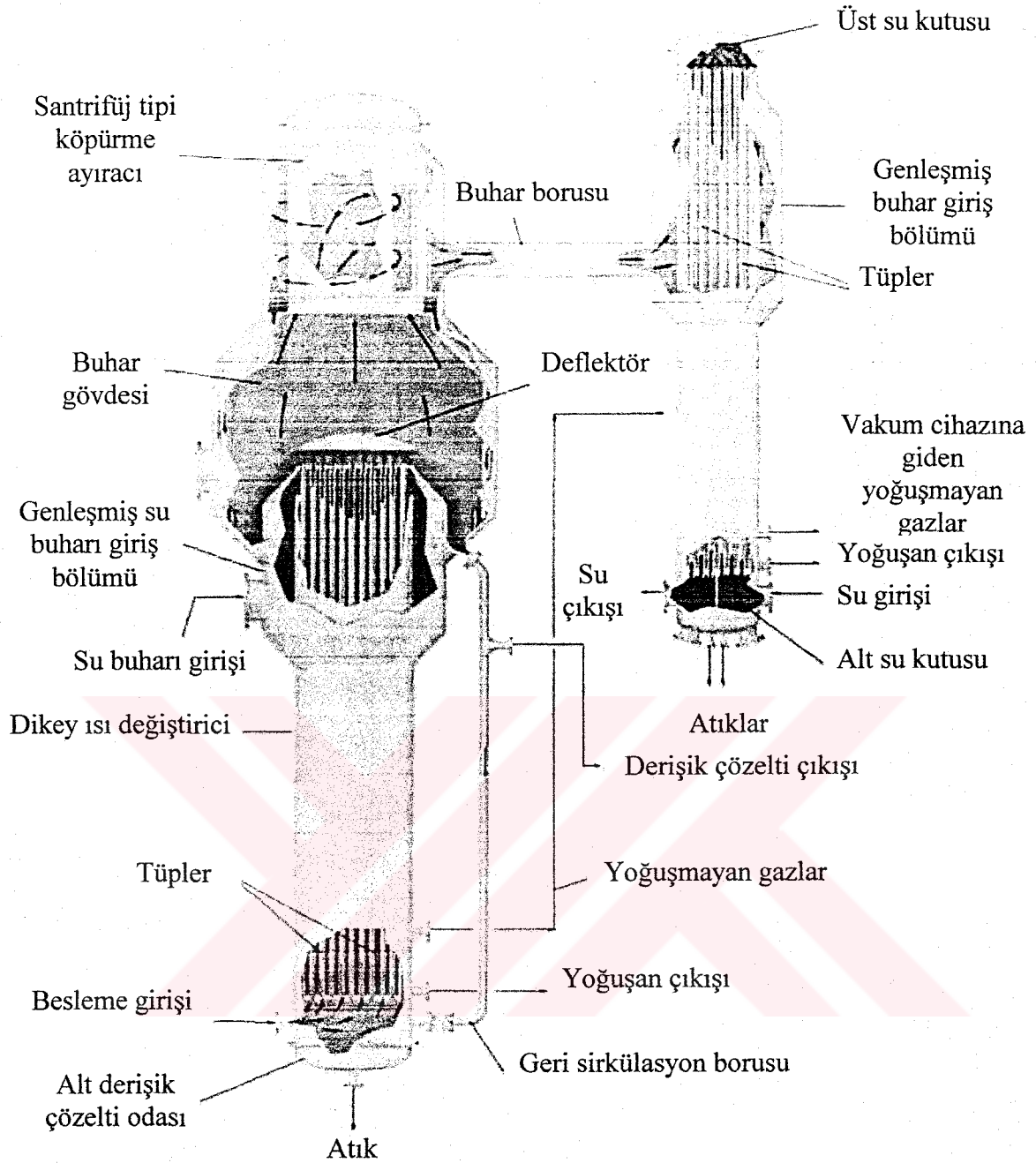
Başlıca evaporatör tipleri, aşağıdaki gibi sınıflandırılabilir (McCabe vd., 1993).

1. Boru şeklindeki ısıtma yüzeyli evaporatörler
 - a. Yukarı akışlı (tırmanan-film) tip
 - b. Aşağı akışlı (düşen-film) tip
 - c. Zorlanmış sirkülasyon
2. Karıştırıcı-film tipi evaporatörler

3.1 Yukarı Akışlı Uzun Borulu Evaporatörler

Uzun borulu dikey evaporatörler özellikle; köpük yapmaya meyilli sıvıların derişiklendirilmesinde etkili olmaktadır. Köpük, yüksek hızlı sıvı ve buhar karışımının buhar yükseklik levhasına çarpmasıyla kırılmaktadır (McCabe vd., 1993).

Tırmanan film tipi evaporatörlerde likör, alt likör kabininden beslenir ve sonra da borulardan geçer. Burada yoğunlaştırıcı buharıyla veya herhangi bir uygun ısı aktarım alanı ya da sıcak likörle ısıtılır. Eğer beslemenin buhar basıncı alt boru demetindeki sistem basıncına eşit ya da daha fazla ise, buharlaşma hemen gerçekleşir. Daha soğuk besleme için, boruların daha az bir kısmı, likörü kaynama noktasına getirmek için ön ısıtmada kullanılır. Buharlaşma, borudaki besleme likörünün buhar basıncının, sistemin basıncına eşit olduğu yükseklikten başlar. Likör boruların içinden tırmandığı sırada ek bir buhar oluşumu ortaya çıkar ve boru çıkışında sıvı-buhar karışımının hızı maksimum düzeydedir. Çıkış karışımı, ısı değiştiricinin boru demeti üzerine monte edilen deflektöre çarpar. Burada sıvının buhardan ilk ayrımı meydana gelir. İlave likör; buhar, buhar gövdesinde tırmandığı sırada meydana gelen yerçekimi sayesinde, buhar fazdan ayrılır. Elek tipi veya santrifüjlü köpürme seperatörü buharda kalan sıvı izlerinin çoğunu gidermek için buhar gövdesinin yanına yerleştirilir. Çıkış buharı çok tersirli bir evaporatörün bir sonraki tesirine, bir kompresöre ya da bir yoğunlaştırıcıya iletir. Şekil 3.1'de dikey boru yüzeyli yoğunlaştırıcı görülmektedir. Derişiklendirilmiş likör, buhar gövdesinin alt yanındaki bağlantının yanından boşaltır. Değişik iki fazlı akış şemaları kitlesel akış, sisli akışın dahil olduğu kaynama bölgesinde oluşturulmuştur. Sisli akış ıslak boru duvarlarında yeterli sıvı olmayınca, zayıf ısı aktarımı meydana geleceğinden engellenmelidir. Sisli akışı önlemek için buhar gövdesinden alt likit kabinine derişiklendirilmiş ürünün geri dönüşümü gereklidir bu geri döngü Şekil 3.1'de görülmektedir (Aral ve Vardarlı, 1997).



Şekil 3.1 Dikey borulu, yüzey tipi yoğuşturuculu tırmanan film tipi evaporatör (Swenson, 1997)

3.2 Düşen-Film Tipi Evaporatörler

Portakal suyu gibi, ısıya karşı oldukça yüksek duyarlıklı maddelerin derişimleri, ısıtma yüzeyiyle, minimum zamanda teması gerektirmektedir. Bu tip evaporatörlerde derişiklendirme; sıvının yukarıdan girdiği ve ısıtma borularının içine film gibi yukarıdan aşağı doğru akıp evaporatörün dip kısmından da ayrıldığı tek geçişli düşen-film evaporatörlerinde gerçekleştirilmektedir. Borular 50-250 mm arasındaki bir çapdadır. Sıvıdan elde edilen buhar genellikle sıvıyla aşağı taşınmakta ve birimin dip kısmından ise ayrılmaktadır. Görünüşte bu

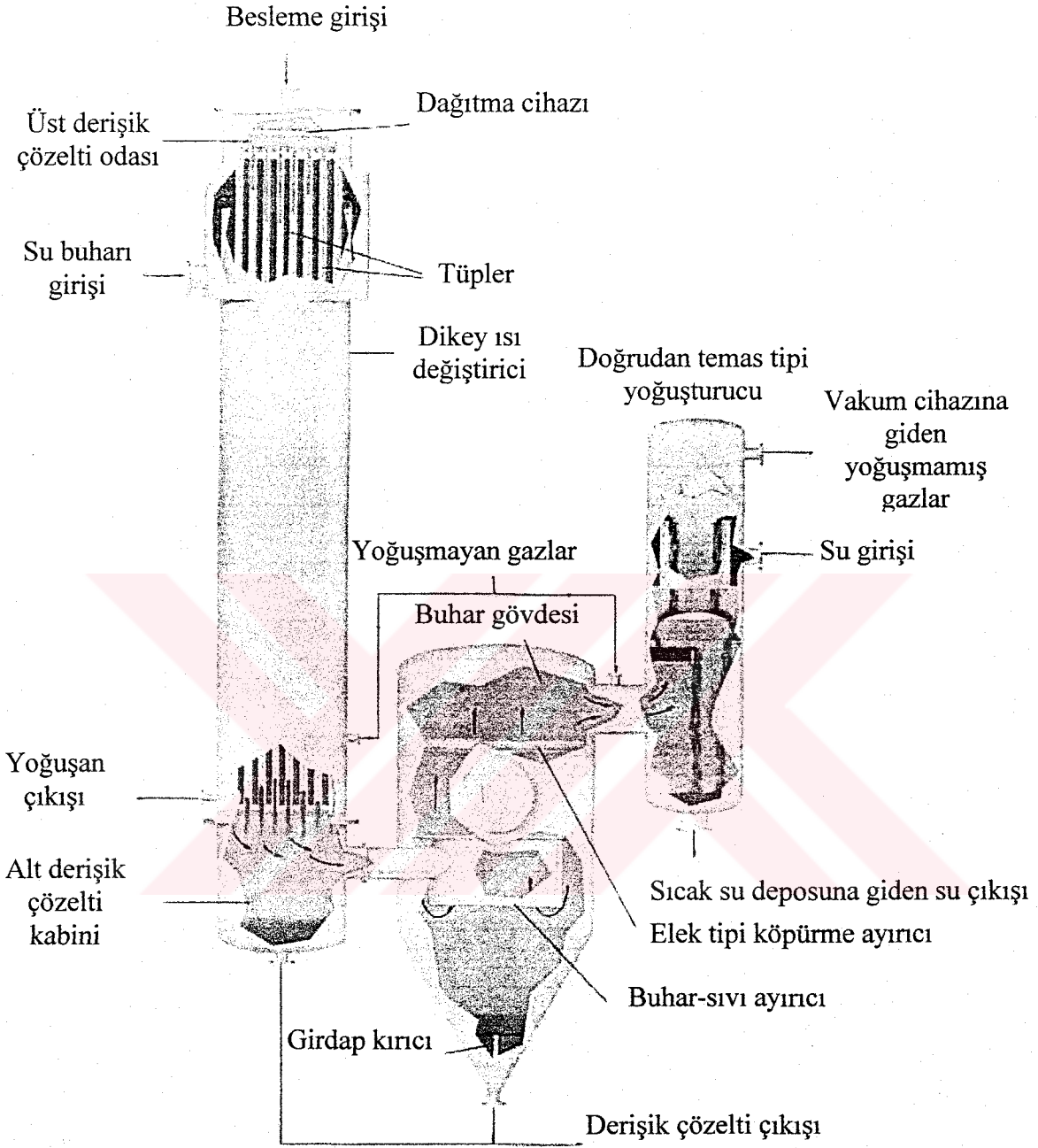
evaporatörler, üstte sıvı dağıtıcısı olan ve alttada sıvı buhar ayırıcılı, borulu, uzun dikey ısı değiştiricilerine benzemektedirler.

Düşen-film tipi evaporatörlerde başlıca problem, sıvının borular içerisine bir film şeklinde düzenli olarak dağıtılması problemidir. Beslemenin, her bir borunun iç yüzeyinde kararlı hızda püskürtülmesi radyal kollu dağıtıcılar tarafından sağlanmaktadır. Ayrıca, her bir boru içindeki sıvının, düzenli akışını sağlamak için borular üstüne dikkatlice konumlandırılmış delikli metal levhalar yerleştirilmektedir. Kullanılan diğer bir yol da; her bir borunun içinde püskürteçler kullanmaktır.

Sıvıya zarar vermeden yapılacak geri sirkülasyon hesaba katıldığında, borulara yapılan sıvı dağıtımı, sıvının boruların üst kısmına geri gönderilmesiyle kolaylaştırılır. Bu, borular boyuncaaki akış hacminin, tek geçişli çalışmada mümkün olan değerinden daha büyük olmasını sağlamaktadır. İyi ısı aktarımı için, düşen filmin Reynold sayısının, borudaki tüm noktalarda 2000'den daha büyük olması gerekmektedir. Geri sirkülasyonu ve kısa kalış zamanları olmayan düşen-film tipi evaporatörler, başka bir yolla deşişik hale getirilemeyen duyarlı ürünler için kullanılabilirler. Bu evaporatörler aynı zamanda deşişik viskoz sıvılar için de kullanılabilirler (McCabe vd., 1993).

Şekil 3.2'de buhar gövdesi ile ısı değiştiricisi ayrı olan düşey akışlı film tipi evaporatör görülmektedir. Likör, ısı değiştiricinin her bir borusuna dağıtıldığı likör kabininin üst kısmına beslenir. Şekil 3.2'de düşey akışlı film tipi evaporatörlerin dağıtma cihazı olan dağıtma tepsisi görülmektedir. Kaynama ile oluşan buharın ağırlığından ve sürüklenmesinden dolayı boruların içinden inmesi, likörün hızında bir ivmelenmeye neden olacaktır. Sıvı ısı değiştiricinin alt likit kabininde ve buhar gövdesindeki etek tipi perde ile ayrılır. Ek köpük ayırıcı, buhar ile birlikte sıvı köpürmesini minimuma düşürmek için buhar gövdesinin üst kısmına monte edilir. Şekil 3.2'de görülen doğrudan temaslı yoğuşturucu buharı, su ile yoğuşturmak için kullanılır. Deşişiklendirilmiş likör, alt likör kabininden ve buhar gövdesinin altından boşaltılır. Buharlaşma ayrıca, aşağı akışlı film tipi evaporatör borularının içinde oluşur. Ünite, tırmanan film tipi evaporatörlerde deşişiklendirilmiş tuz oluşturmayan sıvıların deşişiklendirilmesinde kullanılır ve daha viskoz likörler için uygundur. Boru ölçüleri ve uzunlukları tırmanan film tipi evaporatörlerdekilerle kıyaslanabilir. Isı aktarım alanı ile sıvı arasındaki sıcaklık farkının az olduğu itici güçlerdeki uygulamalarda kullanışlıdır. Bu evaporatörlerdeki likör için kalma zamanı, tırmanan film tipi evaporatörlerinininkinden daha düşüktür. Kısa sıvı kalma zamanı ile düşük sıcaklık farkında çalışabilme becerisinin birleşimi,

ısıya karşı duyarlı malzemelerin derişiklendirilmesi için aşığı akışlı film tipi evaporatörü ideal kılar (Aral ve Vardarlı, 1997).



Şekil 3.2 Uzun borulu, düşen-film tipi evaporatör (Swenson, 1997)

3.3 Zorlanmış Sirkülasyonlu Evaporatörler

Bir doğal sirkülasyonlu evaporatörde, sıvı borulara genellikle 0.3-1.2 m/s (1-4 ft/s) hızla girmektedir. Borularda buhar olarak büyük hız artışları oluşmakta ve genelde ısı aktarım hızları memnuniyet verici olmaktadır. Buna rağmen, viskoz sıvılar kullanıldığında, bir doğal sirkülasyondaki tüm ısı aktarım katsayısı, ekonomik olmayacak derecede düşük

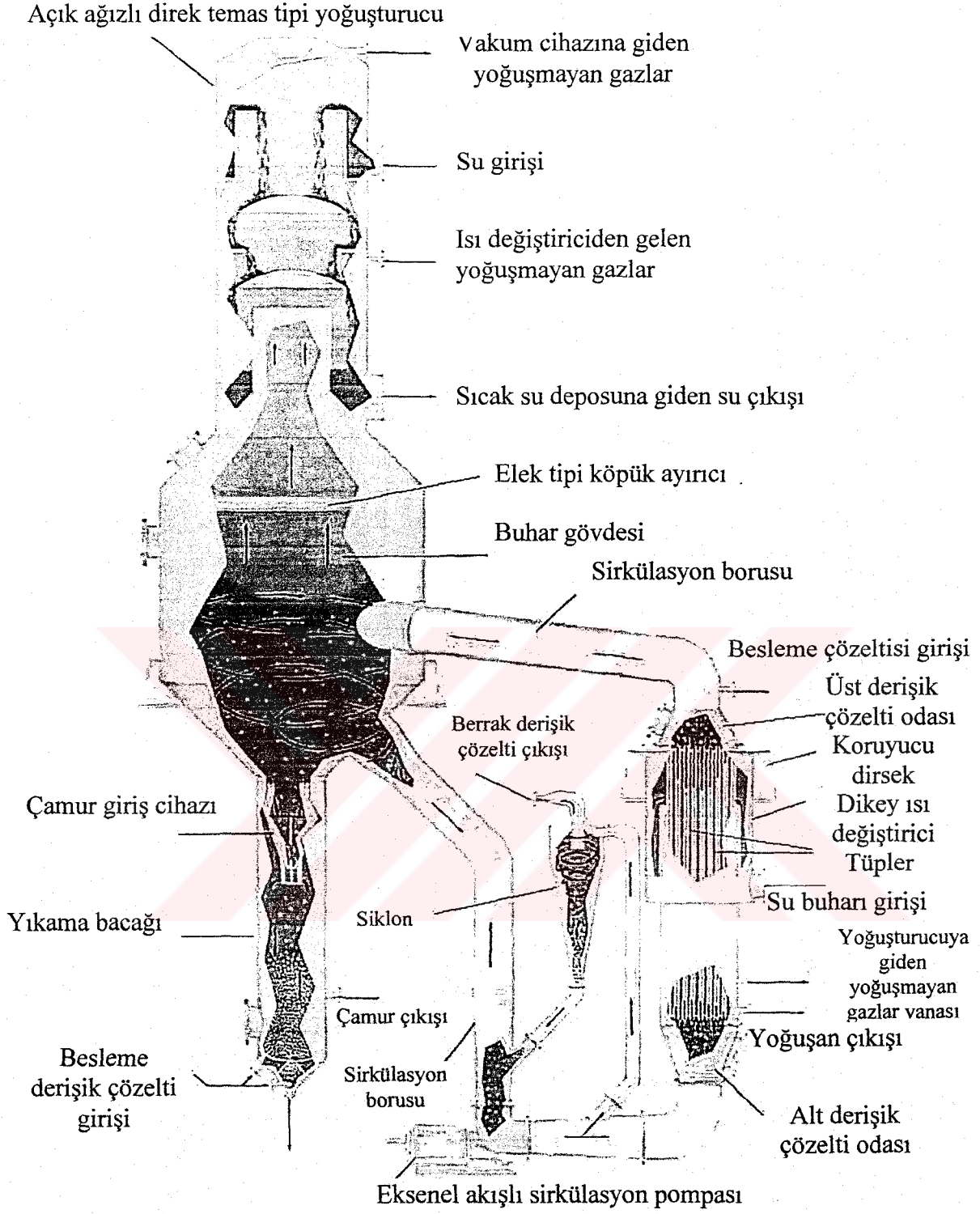
olabilmektedir. Yüksek katsayılar, zorlanmış sirkülasyonlu evaporatörlerde elde edilmektedir (McCabe vd., 1993).

Şekil 3.3'de tek geçişli dikey borulu ısı değiştirici, siklon, yıkama bacağı ve tepe ağızlı barometrik yoğunlaştırıcı ile tamamlanmış zorlanmış sirkülasyonlu evaporatör görülmektedir. Çamur haldeki çözelti, ısının eklendiği dikey ısı değiştirici borularına doğru buhar gövdesinin altından pompalanır ve tekrar buharlaşmanın olduğu buhar gövdesine geri döner. Yeterli çamur yüksekliğinin, buhar gövdesindeki sıyırma girişinin ve ısı değiştiriciden gelen borunun üzerinde tutulması sağlanmalıdır. Böylece; girişteki yığın kaynaması ve boru yüzeyindeki kaynama engellenir. Bu durum, sıyırma girişindeki ve borulardaki tuz çökmesine engel olur. Yeterli boru hızının, iyi ısı aktarımı sağlaması için yüksek sirkülasyon oranı sağlanır. Böylelikle; çözeltinin süper doygunluğunu minimize eden daha düşük çamur sıcaklığının yükselmesi sağlanır. Tuz kristallerinin yeterli miktarı, tuz oluşumunda kaynama bölgesindeki küçük taneli kristalleri sağlamak için sirkülasyon kolonuna gönderilir. Kristalizasyonun bu temel ilkelerine dayanarak, iri taneli kristaller ve boru tuzlanması minimize edilmesine neden olur ve daha az yıkama ekipmanı gerektirir. Yıkama suyunun kaynaması için daha az ısı gereksinimi, enerji korunumunu sağlar ve bu evaporatör için kalma zamanını artırır. Sirkülasyon sistemlerinde, sirkülasyon pompası genellikle aksel akışlı, tek dirsekli, yüksek akış hızları için uygun ve alçak basınç düşüşlerinde tasarlanır. Bu çok işlevli pompalar tuz kristallerinin oluşumunu azaltmak ve mekanik etkilerini minimize etmek için düşük hızda çalıştırılırlar. Sirkülasyonlu pompa donanımı buhar gövdesi, ısı değiştirici ve pompaya bağlanır. Konik likör kabinleri, borulara giden beslemenin homojenliğini sağlamak için önemli olan boru demetine, sirkülasyonlu pompalamadan azar azar alçak basınç düşme geçişlerini sağlar. Genişleme bağlantısı olmadan ısıl genişleme sağlamak için sirkülasyon pompası yaylı ağızlıdır. Sıyırma girişi, yarattığı sirkülasyondan dolayı buhar gövdesindeki çamurun mükemmel karışımını sağlar. Yardımcı dikey dalgalar, flaş derecesini azaltmak için buhar gövdesine daha sıcak çamur ile giren gövde çamurunun karışmasıyla oluşur. Bu karışma, buhar gövdesinin altında tuz birikmesini minimize eder. Bu girdap kırıcı sirkülasyonlu çamur çıkışında sağlanır. Buhar gövdesi, çap ve yükseklik dikkate alınarak tasarlanır. Tasarımda likör seviyesinin üzerinde yeterli boşluk bırakmak önemlidir. Bu şekilde likör parçacıkları, dengeye ulaşmak ve sirkülasyonlu çamura yerçekimi ile dönmek üzere kaynama yüzeyini terk ederek buhara girer. Büyük çaplar köpüklenmeyi minimize eden ve tuz oluşumu için yeterli kalma zamanını sağlayan düşük buhar hızına neden olur. Elek tipi köpürme ayırıcı, buharın 50 ppm'den daha az parçasını taşıyan katıları azaltmak için, buhar gövdesinin üst kısmına yerleştirilebilir. Buhar gövdesinin altına monte edilen yıkama bacağı,

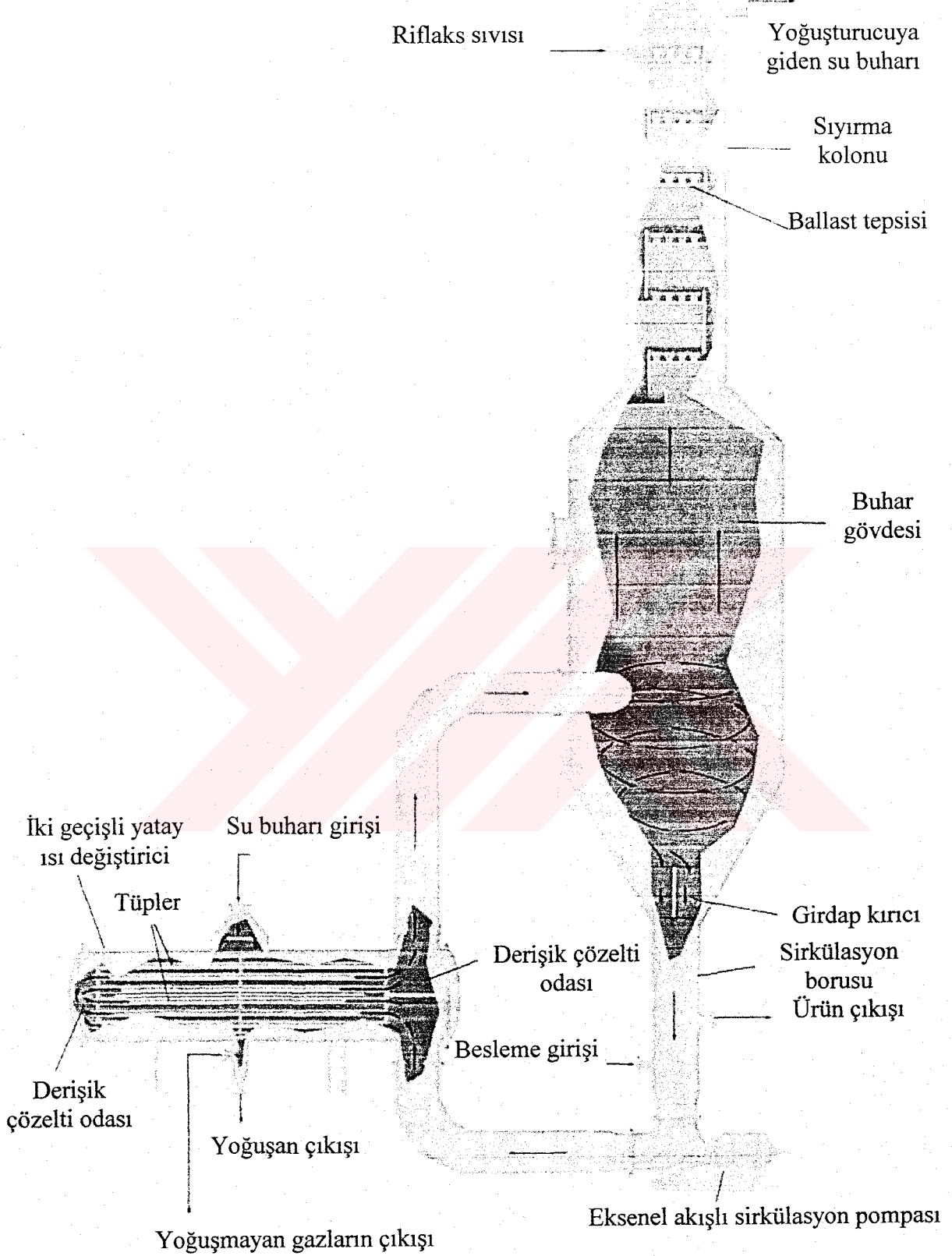
tuz kristallerinin yıkanması ve sınıflandırılması için buhar gövdesinden aldığı çamurun kalınlığı için kolaylık sağlayan bir cihazdır. Bu cihaz bacaktaki çalkalanmayı azaltarak yıkama etkisini geliştirir. Tuz kristalleri akışkanlaştırılır ve bacakta, besleme likörünün bir kısmı ile yıkanır. Küçük kristaller yeniden oluşum için buhar gövdesinde yıkanır ve büyük kristaller bacağın alt kısmının yanındaki bağlantıdan boşaltılır. Alçak basınç düşümlü sıvı siklon bazen evaporatörden boşaltılan likörü berraklaştırmak için kullanılır. İtici güç sirkülasyon pompasına karşı basınç düşüştür. Birikmiş çamur çözeltisi, pompa emişinden önce sirkülasyonlu pompa donanımına alt akış bağlantılı geniş ağızlı siklona doğru geri döner. Diğer bir durumda, buhar gövdesinin üzerine doğrudan temaslı yoğuşturucu monte edilmelidir. Dikey borunun kısa bir bölümü basıncı düşürmek ve pompalamayı azaltmak için yoğuşturucu ile buhar gövdesini birleştirir. Bu tasarım ayrıca farklı yoğuşturucuların desteklenmesi için yapısal çeliği ortadan kaldırır. Soğutma kulesi uygulamaları için sıcak su deposu yükseğe yerleştirilir. Böylece sıcak su deposundan soğutma kulesinin tepesine suyun doğal akışına izin verir. Bu da pompa ihtiyacının ortadan kalkmasını sağlar (Aral ve Vardarlı, 1997).

Şekil 3.4'de yatay ısı değiştirici ve üstten monte edilmiş sıyırma kolonu ile zorlanmış sirkülasyonlu evaporatör görülmektedir. Kolonun üst tepesine beslenen rifleks sıvısı, su buharından bir ya da daha fazla bileşenin sıyırılmasını sağlar. Sıyırma kolonları özel uygulamalar için kullanılır ve ayrı bir kolon olarak ya da evaporatörlerle birlikte olarak kullanılır. Kolonlar, su buharından değerli bileşiklerin geri kazanımı, uçucu kirliliklerin de azaltılması için kullanılır. Isı değiştiriciler, sirkülasyon pompasının boşaltma ve emme bölümü yanına yerleştirilirler. Bazı durumlarda, hem boşaltma hem de emme bölümlü ısı değiştiriciler, ısı aktarım yüzeyini maksimuma çıkarmak için aynı sirkülasyon sisteminde toplanır. Çoklu sirkülasyon sistemleri büyük evaporatörlerde aynı buhar gövdesinde sağlanır (Aral ve Vardarlı, 1997).

Viskoz çıkış derişimini üreten çok tesirli evaporatörlerde, ilk tesirler doğal sirkülasyonlu birimlerden, diğer tesirler viskoz sıvılar göz önüne alınarak, zorlanmış sirkülasyonlu birimlerden oluşturulabilmektedir. Zorlanmış sirkülasyonlu evaporatörlerdeki yüksek hızlardan dolayı, sıvının borulardaki kalış zamanı, yaklaşık 1-3 saniye gibi küçük bir değer olmaktadır. Bu yüzden, az çok ısıya duyarlı sıvılar, bu evaporatörler içerisinde derişiklendirilebilmektedir. Aynı zamanda bu evaporatörler tuz çözeltilerinin buharlaştırılmasında da etkili olmaktadır.



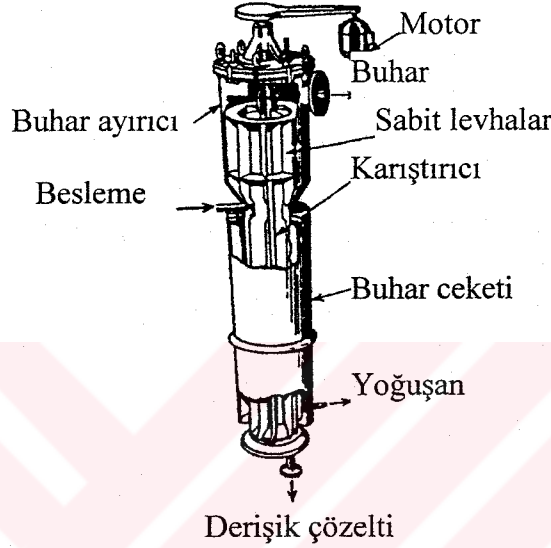
Şekil 3.3 Zorlanmış sirkülasyonlu, dikey borulu evaporatör (Swenson, 1997)



Şekil 3.4 Zorlanmış dolaşimli, sıyırma kolonlu, yatay borulu evaporatör (Swenson, 1997)

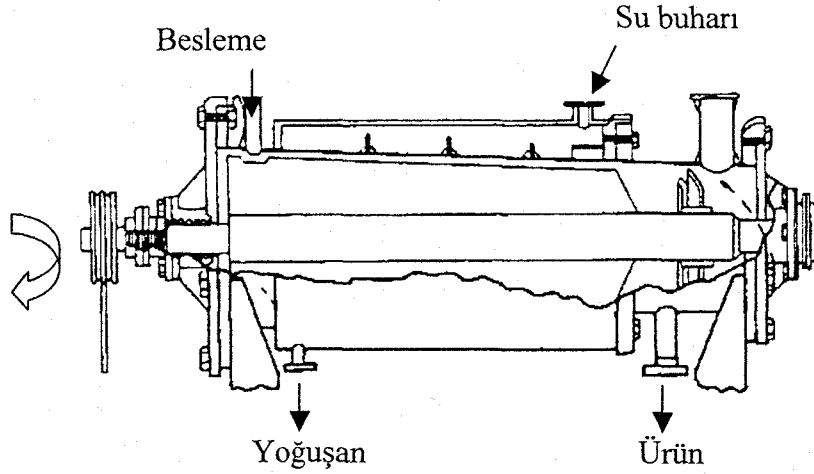
3.4 Karıştırıcı Film Tipi Evaporatörler

Bu evaporatörlerde, tüm ısı aktarımlarındaki başlıca direnç, sıvı kısmındadır. Özellikle viskoz sıvılarda, bu direnci düşürmenin bir yolu, Şekil 3.5’de gösterildiği gibi sıvı filminin mekaniksel olarak karıştırılmasıdır. Bu bir iç karıştırıcıyı içeren tek ceketli, borulu ve modifiye edilmiş bir düşen-film tipi evaporatördür. Besleme, ceket bölümünün üstünden girmekte ve karıştırıcının dikey kanatları tarafından türbülanslı bir film halinde dağıtılmaktadır. Derişik çözelti ceket bölümünün altından alınmaktadır (McCabe vd., 1993).



Şekil 3.5 Karıştırıcı film tipi evaporatör (McCabe vd., 1993)

Buhar, buharlaşma bölgesinden buharlaşma borusundan bir miktar daha geniş çapta olan ceketsiz ayırıcıya yükselmektedir. Ayırıcıdaki karıştırıcı kanatlar, sürüklenen sıvıyı sabit dikey levhalara doğru fırlatmakta ve damlacıklar, bu levhalarda birleşip buharlaşma kısmına geri dönmektedirler. Karıştırıcı-film tipi evaporatörlerinin başlıca avantajı; viskoz sıvılarla çalışıldığında, yüksek ısı aktarım hızları verme özelliğidir. Ürün, buharlaşma sıcaklığında bazen 1000 P’den daha yüksek bir viskoziteye sahip olabilmektedir. Diğer evaporatörlerde, viskozite yükseldikçe tüm ısı aktarım katsayısı düşer. Fakat bu tasarımda düşme çok az olmaktadır. Oldukça yüksek viskoziteli maddelerle çalışıldığında, tüm ısı aktarım katsayısı, zorlanmış sirkülasyonlu evaporatörlerdeki tüm ısı aktarım katsayısından daha büyük, doğal sirkülasyonlu evaporatörlerdeki tüm ısı aktarım katsayısından ise çok daha büyüktür. Karıştırıcı-film tipi evaporatörler; özellikle antibiyotikler ve meyve suları gibi ısıya duyarlı viskoz maddelerin derişiklendirilmesinde etkili olmaktadır. Bu evaporatörlerin dezavantajları ise; yüksek maliyet, oldukça fazla bakıma ihtiyaç duyan iç kısımdaki hareketli parçalar ve çok borulu evaporatörlerden çok daha az olan küçük kapasitedir. Şekil 3.6’da yatay karıştırıcı-film tipi bir evaporatör gösterilmektedir.



Şekil 3.6 Yatay karıştırıcı-film tipi evaporatör (Sinnott, 1983)

3.5 Evaporatörlerin Tek Geçişli veya Sirkülasyonlu Çalıştırılmaları

Evaporatörler, tek geçişli ya da sirkülasyonlu olarak çalıştırılabilirler. Tek geçişli çalışmada, besleme çözeltisi sadece bir kez borulardan geçmekte, buharlaşmakta ve de derişik çözelti olarak evaporatörü terk etmektedir. Böylelikle; tüm buharlaşma tek geçişte gerçekleştirilmektedir. Besleme çözeltisinin buharlaşma oranı, tek geçişli evaporatörlerde sınırlı kalmaktadır. Bu yüzden bu evaporatörler, istenen derişim miktarının, bir kaç tesirde elde edilebileceği çok tesirli çalışmalara uyarlanabilmektedirler.

Tek geçişli evaporatörler, özellikle ısıya karşı duyarlı maddeler için oldukça kullanışlıdır. Yüksek vakum altında yapılan çalışmayla, sıvı sıcaklığı düşük tutulabilmekte ve çözelti evaporatörden ayrılır ayrılmaz hızlı bir şekilde soğumaktadır.

Sirkülasyonlu evaporatörlerde, sıvının bir kısmı cihaz içerisinde tutulmaktadır. Gelen besleme ile sıvı birikintisi karışmakta ve karışım borulardan geçmektedir. Buharlaşmayan sıvı, borulardan birikmenin olduğu kısma dönmekte ve bir geçişte toplam buharlaşmanın bir kısmı gerçekleşmektedir. Tüm zorlanmış sirkülasyonlu evaporatörler, bu şekilde çalışmaktadır.

Tırmanan-film tipi evaporatörler, genellikle bu tipte olan evaporatörlerdir. Sirkülasyon evaporatörlerindeki derişik çözelti, birikintiden alınmaktadır. Bu yüzden birikintideki tüm çözelti, maksimum derişimde olmak durumundadır. Bundan dolayı, borulara giren sıvı, derişik çözeltinin bir kısmını içermekte ve viskozitesi yüksek, ısı aktarım katsayısı ise düşük olma eğiliminde olmaktadır. Sirkülasyon evaporatörleri, ısıya karşı duyarlı sıvıların derişiklendirilmesinde çok uygun olmamaktadırlar. Ancak oldukça iyi bir vakumla, sıvının yığın sıcaklığının, ürüne zarar verici boyutta olmaması sağlanabilmektedir. Fakat, sıvının

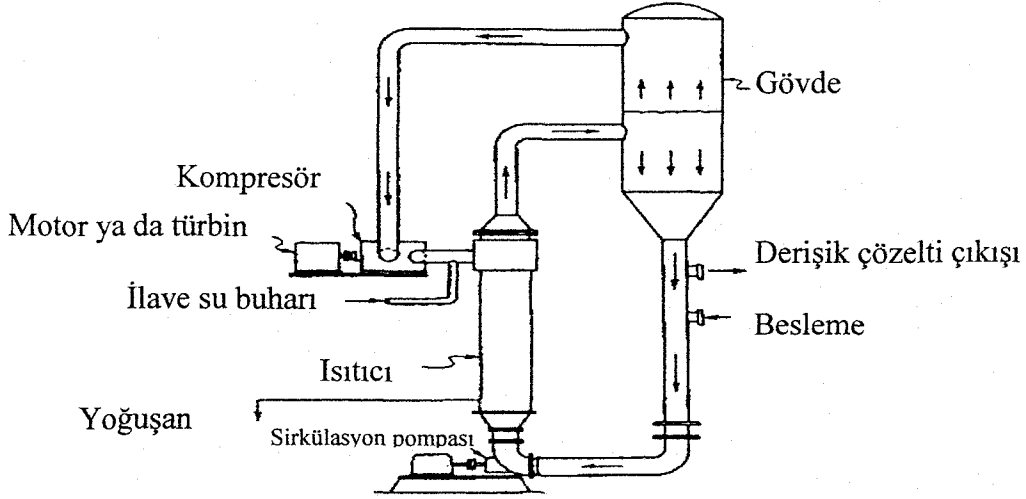
tekrar tekrar sıcak borularla temas ettirilmesi ve bundan dolayı meydana gelebilecek aşırı ısınma da göz ardı edilmemelidir. Bunlara rağmen, sirkülasyon evaporatörleri tek bir birim olarak, besleme ile derişik çözeltiler arasındaki geniş derişim aralığında çalıştırılmakta ve tek etkili buharlaştırma sistemine uyarlanabilmektedirler. Bu evaporatörler, hem yoğunluk farklarına neden olan boru boyunca akışlı doğal sirkülasyonla hem de pompa tarafından sağlanan zorlanmış akışlı sirkülasyonla çalıştırılmaktadır (McCabe vd., 1993).

3.6 Buhar Sıkıştırma Evaporatörleri

Buhar sıkıştırma evaporatörlerinde, kaynayan çözeltilerden elde edilen buhardaki enerji, buharın tekrar aynı tesirde, istenen miktardaki ısı aktarımını sağlayacak şekilde mekanik ya da ısı olarak sıkıştırılıp, yüksek basınca sahip bir şekilde kullanılması ile değerlendirilmektedir. Sıkıştırılmış buhar, daha sonra geldiği evaporatörün su buharı gövdesinde yoğunlaştırılmaktadır.

3.6.1 Mekanik Sıkıştırma

Mekanik buhar sıkıştırma prensibi, Şekil 3.7'de gösterilmektedir. Soğuk besleme, hemen hemen kaynama noktasına kadar, sıcak derişik çözeltiler için ısıtılmakta ve bir ısıtıcı içinden, zorlanmış dolaşimli bir evaporatöre pompalanmaktadır. Sistemden elde edilen buhar, yoğunlaştırılmayıp onun yerine pozitif itimli veya santrifüj bir kompresör yardımıyla, yüksek bir basınca kadar sıkıştırılmakta ve ısıtıcıda su buharı olarak kullanılmak üzere tekrar ısıtıcıya gönderilmektedir. Sıkıştırılan buharın doygunluk sıcaklığı, beslemenin kaynama sıcaklığından daha yüksek olduğundan dolayı, böylelikle ısı buhardan çözeltilere aktarılmaktadır. Fakat bunun yanında sisteme az miktarda ilave su buharı verilmesi gerekmektedir. Tipik bir sistem için, optimum sıcaklık düşüşü 5 °C civarında olmakta ve böyle bir sistemin enerji kullanımı çok iyi bir hal almaktadır. Mekanik buhar sıkıştırmanın en önemli uygulamaları, derişimin çok seyreltik olduğu radyoaktif çözeltiler ve saf su üretimidir (McCabe vd., 1993).



Şekil 3.7 Mekanik buhar sıkıştırmalı zorlanmış sirkülasyonlu evaporatör (McCabe vd., 1993)

Sıkıştırmalı evaporatörlerde enerji kazanımı, çok tesirli evaporatörlerdeki enerji kazanımıyla rekabet edecek düzeyde olmakta ve bu kazanım; gerekli sıkıştırma oranı, elektrik gücü ve su buharı maliyetlerine bağlı olarak değişmektedir. Gerekli sıkıştırma oranı aşağıda yer alan üç faktörü kapsamaktadır (Swenson., 1997).

1. Kaynama noktası yükselmesi.
2. Isı aktarımı için gerekli olan ΔT .
3. Kompresör ve boru arasındaki basınç düşüşü.

Mekanik sıkıştırma, düşük ΔT (geniş ısı aktarım alanları) ve düşük kaynama noktası yükselmelerinde daha uygundur.

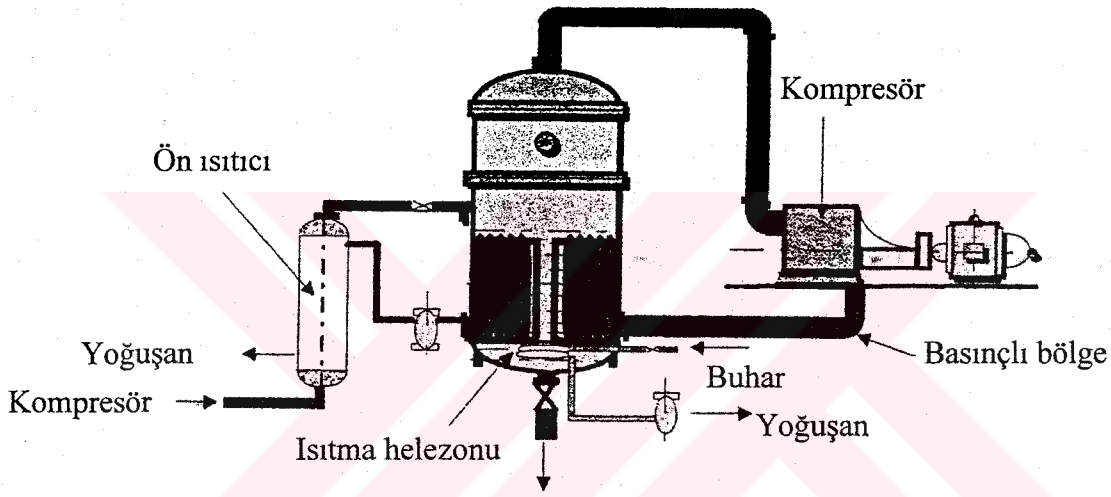
Mekanik sıkıştırma, tek tesirli buharlaştırma ile sınırlı değildir. Bazı durumlarda buharın tek tesirli bir ısı değiştiricide yoğuşturulabileceği çift tesirli veya üç tesirli evaporatör sistemlerinin son tesirindeki buharın sıkıştırıldığı ve sıkıştırılan buharın ilk tesirdeki ısı değiştiricide yoğuşturulduğu sistemler ekonomik olmaktadır (Swenson., 1997).

3.6.2 Isıl Sıkıştırma

Isıl sıkıştırmalı bir sistemde buhar, bir jet fişkırtıcı içinde yüksek basınçlı buharın etkisiyle sıkıştırılmaktadır. Bu, çözeltiyi kaynatmak için gerekli olandan daha fazla miktarda buhar oluşması demektir ki, fazla buharın ya atılması ya da yoğuşturulması gerekmektedir. Sıkıştırıcı buharın çözülden gelen buhara oranı, buharlaştırma basıncına bağlı olmaktadır. Buhar jetleri, düşük yoğunluklu, çok büyük hacimlerde buhar kullanıldığında, ısıl sıkıştırma, vakumlu buharlaştırma için mekanik sıkıştırmadan daha uygundur. Jetler, üfleç veya kompresörlerden daha ucuz ve daha kullanışlı olmaktadır. Isıl sıkıştırmanın başlıca

dezavantajı; jetlerin mekanik veriminin düşük olması ve çalışma şartlarında oluşan değişimlere uyum gösterememesidir (McCabe vd., 1993).

Şekil 3.8’de termokompresörlü bir evaporatör sistemi görülmektedir. Burada, kaynayan çözelti buharları sıkıştırılıp sıcaklığı artırıldıktan sonra yeniden evaporatörün ısıtma elemanına verilir ve evaporatörden çıkan çözelti buharları kompresör tarafından emilir. Buharlar, kompresör tarafından öyle bir şekilde sıkıştırılır ki, buharın o basınçtaki yoğuşma sıcaklığı çözeltinin kaynama noktasından daha büyük olur. Kompresörden çıkan buharlar, ısıtma elemanında yoğuşurken evaporatördeki çözeltinin buharlaşması için gerekli ısıyı verir. Oluşan yoğuşan ise besleme çözeltisinin ön ısıtılmasında kullanılır (Aral ve Vardarlı, 1997).



Şekil 3.8 Termokompresörlü tek tesirli evaporatör

Enerji tüketimini azaltmak için bir termokompresörün iki ve daha fazla tesirli evaporatör sistemlerinde kullanılması durumunda; termokompresör genellikle evaporatör sisteminin ilk tesirinde kullanılır.

Termokompresörlü iki ve daha fazla tesirli sistemlerde; evaporatörden ayrılan buharın yalnızca bir kısmı termokompresörde sıkıştırılır, geri kalan kısmı ise bir sonraki tesirin ısı değiştiricisinde veya yoğuşturucusunda yoğuşturulur.

3.7 Evaporatör Seçimi

Evaporatör seçimi, aşağıdaki faktörlere bağlı olmaktadır (Sinnott, 1983).

1. Gerekli üretim miktarı.
2. Besleme akımının viskozitesi ve bu viskozitenin buharlaşma boyuncaki artışı.
3. Elde edilecek ürün özellikleri (katı, sulu çamur, derişik çözelti).
4. Ürünün ısıya olan duyarlılığı.

5. Malzemenin bozunma gösterip göstermemesi.
6. Çözeltinin köpük yapma eğilimi olup olmadığı.
7. Doğrudan ısıtmanın uygulanıp uygulanamayacağı.

Bu faktörler esas alınarak Çizelge 3.1 oluşturulmuştur.

Çizelge 3.1 Evaporatör seçim tablosu (Sinnott, 1983)

Evaporatör Türü	Besleme Şartları							Isıya duyarlı malzemelere uygunluk
	Viskozite, mN s/m ²			Köpük oluşumu	Kabuk ya da kirlenme	Kristal oluşumu	Süspansiyon-daki katılar	
Çok viskoz >1000	Orta derecede viskoz <1000	Az viskoz <100						
Sirkülasyonlu kısa-dikey borulu								Hayır
Zorlanmış sirkülasyonlu								Evet
Düşen-film			↔					Hayır
Doğal sirkülasyon			↔					Hayır
Tek geçişli, karıştırıcı film	←							Evet
Uzun borulu, düşen-film, yükselen-film			↔					Evet
			↔					Evet

4. EVAPORATÖR YARDIMCI CİHAZLARI

Evaporatör gövdesine ilaveten, her bir evaporatör sisteminde bulunması gereken çeşitli yardımcı cihazlara gereksinim vardır. Bu cihazlar, kimya mühendisliğinin bir çok alanında kullanılan oldukça faydalı cihazlardır (Badger ve Banchemo, 1955).

4.1 Yoğuşturucular

Bir evaporatör, vakum altında çalıştırıldığında açığa çıkan buharın yoğuşturulması için çeşitli yoğuşturucular kullanılmaktadır. Yoğuşturucular bir kaç grup içinde aşağıdaki gibi sınıflandırılabilirler (Badger ve Banchemo, 1955).

A. Yüzey tipi yoğuşturucular

B. Temas tipi yoğuşturucular

a. Paralel-akışlı

* Islak (barometrik, düşük-seviye)

* Kuru (barometrik, düşük-seviye)

b. Karşıt-akışlı

* Islak (barometrik, düşük-seviye)

* Kuru (barometrik, düşük-seviye)

Temas tipi yoğuşturucularda, buhar ve soğutma suyu doğrudan karışırken, yüzey tipi yoğuşturucularda yoğuşturulacak buhar ve soğutma suyu, metal bir duvar aracılığı ile ayrılmaktadır. Karşıt-akışlı bir yoğuşturucuda, yoğuşmayan gazlar yoğuşturucuyu yoğuşturucuya giren soğutma suyu sıcaklığında terk ederken; paralel-akışlı bir yoğuşturucuda, yoğuşmayan gazlar yoğuşturucuyu yoğuşturucudan çıkan soğutma suyu sıcaklığında terk etmektedir. Islak tipi yoğuşturucuda, yoğuşmayan gazlar ve soğutma suyu aynı pompayla ortamdan uzaklaştırılırken; kuru tipi yoğuşturucuda, farklı pompalar yardımıyla ortamdan uzaklaştırılmaktadırlar. Bir barometrik tipi yoğuşturucuda ise; su yeterli yüksekliğe sahip bir barometrik bacak yardımıyla ortamdan uzaklaştırılırken; düşük-seviye tipi yoğuşturucuda, su bir pompa yardımıyla ortamdan uzaklaştırılmaktadır. Bu çeşit sınıflandırmaların, temas tipi yoğuşturucuları için olduğu kadar, yüzey tipi yoğuşturucuları için de teorik olarak uygun ve ayrı ayrı düzenlenebilmektedir. Aynı zamanda çeşitli alt sınıflandırmaların, çeşitli kombinasyonları da mümkün olmaktadır. Ancak uygulamada, paralel-akışlı tipi yoğuşturucuların hemen hemen hepsi ıslak tipi yoğuşturucular olurken; karşıt-akışlı tipi yoğuşturucular her zaman kuru tipi yoğuşturucular olmaktadır (Badger ve Banchemo, 1955).

4.1.1 Yüzey Tipi Yoğuşturucular

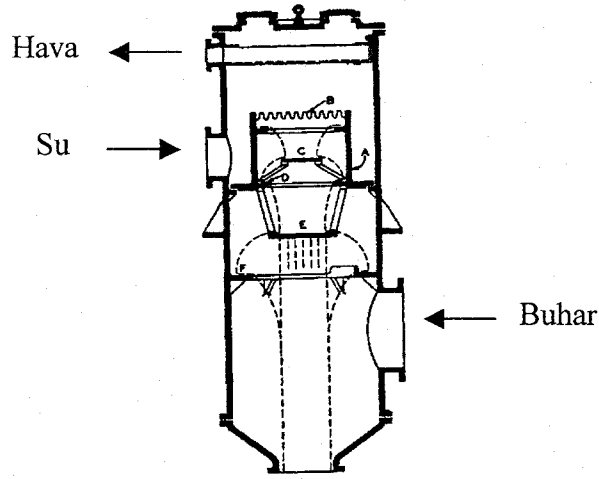
Yüzey tipi bir yoğuşturucu, silindirik bir yoğuşturucudan farklı değildir. Buhar genellikle boruların dışında ve su boruların içinde olmaktadır.

Yüzey tipi yoğuşturucuda, buhar genellikle atmosferik basıncın altında olmakta ve bu yüzden havayı uzaklaştırmak için bir kaç çeşit vakum pompası kullanılmaktadır.

Evaporatörler genellikle sulu bir çözeltinin buharlaştırıldığı ve açığa çıkan buharın su buharı olduğu birimler olarak düşünülmektedir. Açığa çıkan buharın, suyun yanında diğer solvent buharlarını da içeriyor olması durumunda ise; temas tipi yoğuşturucuların hiç bir çeşitinin kullanımı uygun olmamakta ve yalnızca yüzey tipi yoğuşturucularının kullanımı uygun olmaktadır. Eğer yoğuşturulacak buhar su buharı ise; tüm temas tipi yoğuşturucu çeşitleri pratik olarak her zaman kullanılabilir. Çünkü yüzey tipi yoğuşturucular çok pahalı olmaktadır (Badger ve Banchemo, 1955).

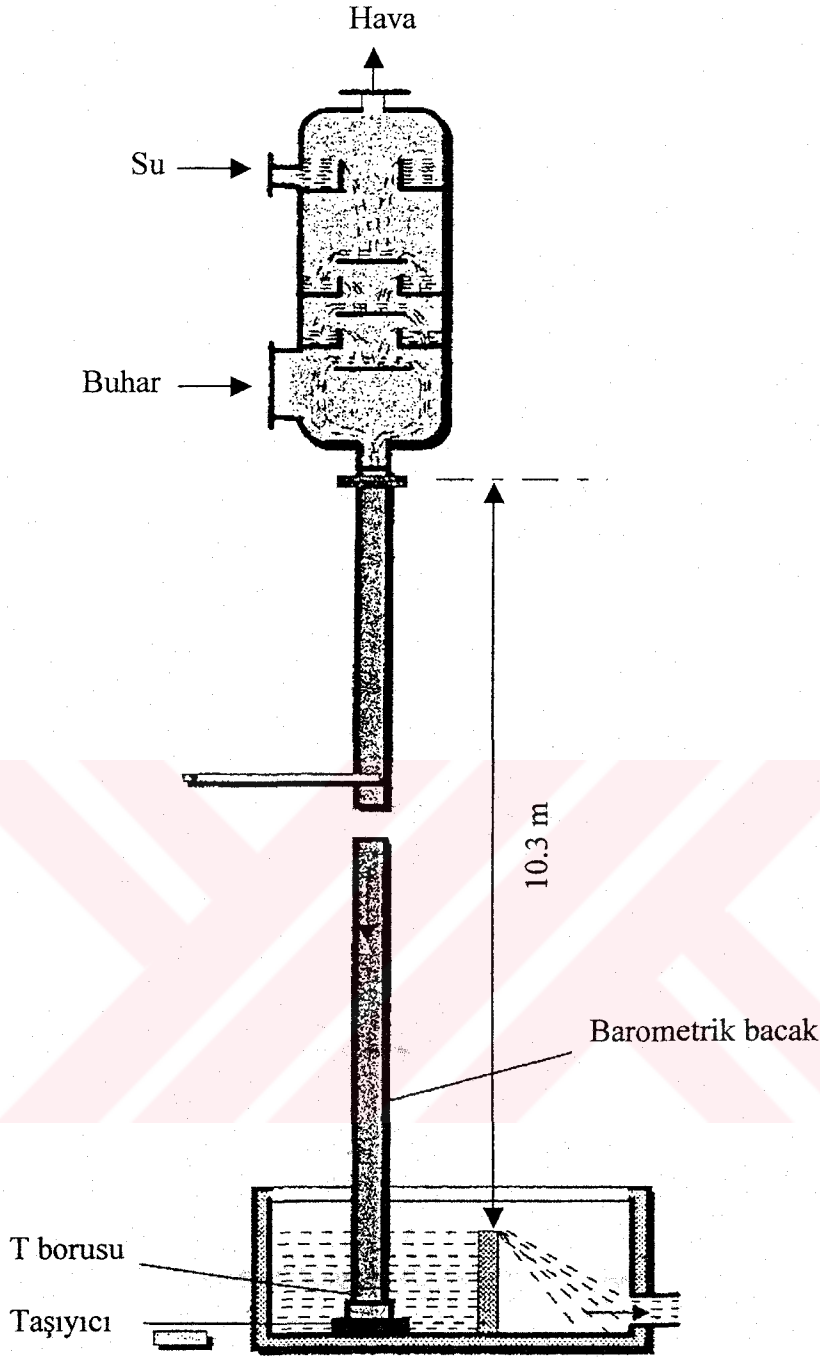
4.1.2 Temas Tipi Yoğuşturucular

Karşıt-akışlı bir kuru temas tipi yoğuşturucu, Şekil 4.1'de görülmektedir. Yoğuşturucu ortasında raf veya perdeler bulunan dikey bir silindirden oluşmaktadır. Şekil 4.1'de su A halkasının arkasından yükselmekte ve halkaya iliştirilen B setinden taşmakta ve kademeli olarak C,D,E ve F yüzeylerine ulaşmaktadır. Buhar, tabana yakın bir yerden verilmekte ve yoğuşuncaya kadar kademeli olarak yukarı çıkmakta ve yoğuşturucunun üst kısmından ayrılan iç soğutma suyu sıcaklığında su buharıyla doymuş yoğuşmayan gazlar, vakum pompasına ilerlemektedir. Şekil 4.1 yalnızca raf ve perdelerin tipik bir dizilimini göstermektedir ve dizilimler çok çeşitli olabilmektedir. Eğer böyle bir yoğuşturucu yükseklik 34 ft veya daha fazla ise barometriktir. Eğer yükseklik artırılmaz ve sıcak suyu ortandan uzaklaştırmak için tabana bir su pompası eklenirse; yoğuşturucu düşük-seviye yoğuşturucu olmaktadır (Badger ve Banchemo, 1955).



Şekil 4.1 Karşıt-akışlı kuru temas tipi yoğuşturucu (Badger ve Banchero, 1955)

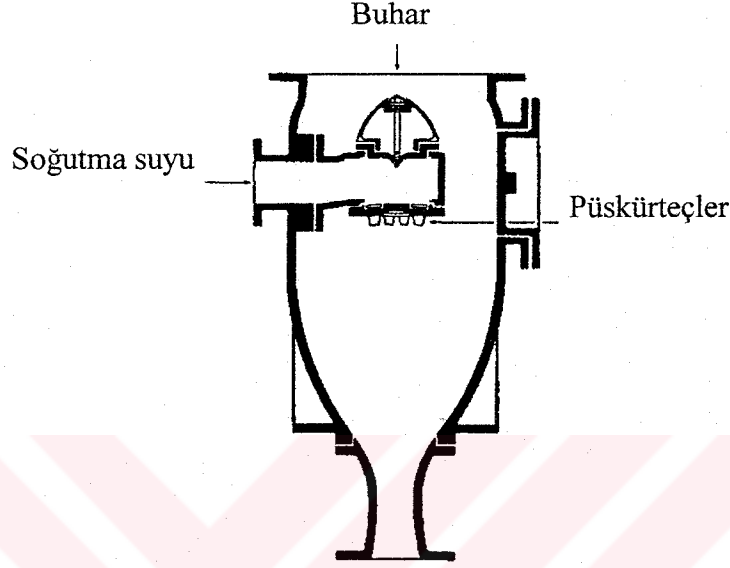
Şekil 4.2 ters akımla çalışan barometrik yoğuşturucuyu göstermektedir. Barometrik bacağı altındaki su deposu, hem yoğuşturucuya hava girişini önleyen su kapağı rolü oynar, hem sıcak yağışma sularını boşaltmaya yarar, hem de sistemin ilk devreye alınması sırasında barometrik bacağı dolduracak kadar suyu depolar. Buharda fazla miktarda hava olduğundan, buharın doygunluk sıcaklığı düşeceği için, daha fazla miktarda soğutma suyuna gereksinim vardır. Evaporatör sistemindeki hava kaçaklarını en alt düzeyde tutmak, hem kondansörün hem de ejektörlerin daha ekonomik çalışmasını sağlayacaktır. Barometrik kondansörün su beslemesi, cihazın kendi vakumundan yararlanılarak yapılır. Bunun için bir su deposu istenilen su miktarını verecek bir seviyede tutulup, içine boru ile barometrik yoğuşturucuya beslenir (Aral ve Vardarlı, 1997).



Şekil 4.2 Karşıt akışlı barometrik yoğuşturucu

Şekil 4.3 paralel-akışlı bir sulu yoğuşturucuyu göstermektedir. Yoğuşturulacak buhar yoğuşturucunun üst kısmından girmekte ve püskürteçlerden yayılan yüksek hızlı soğuk suyla karışmaktadır. Yoğuşturucunun taban kısmındaki ağzının daraltılmış olması statik basıncın istenilen vakum seviyesine düşürülmesi için bu noktadaki hız yüksekliğinin ayarlanmasını sağlayan suyun yeterli miktarda kullanılması içindir ve bu yüzden soğutma suyu ve

yoğuşmamış gazlar yoğuşturucuyu beraber terk etmektedirler. Bazı durumlarda paralel-akışlı yoğuşturucular bu dar ağızla çalıştırılmazlar ve bazı durumlarda bu yoğuşturucular su ve havanın her ikisini ortamdaki uzaklaştıran sulu vakum pompalarına monte edilmektedirler. Paralel-akışlı yoğuşturucular tesislerdeki artan su tüketiminin çok pahalı olmadığı durumlar hariç genellikle karşıt-akışlı yoğuşturuculara göre daha az kullanılmaktadırlar (Badger ve Banchemo,1955).



Şekil 4.3 Paralel-akışlı ıslak temas tipi yoğuşturucu (Badger ve Banchemo, 1955)

4.2 Buhar Kapanları

Buhar kapanları; evaporatörün ısıtma elemanında buharın yoğuşması ile oluşan yoğuşanı, havayı ve diğer yoğuşmayan gazları otomatik olarak sistemden uzaklaştıran cihazlardır. Bu cihazlar sistemin uygun olarak çalışmasını ve ekonomikliğini büyük ölçüde etkileyecek kadar önemli olmaktadır.

Bir evaporatörün uygun olarak çalışması için, yoğuşanın oluşum hızına eşdeğer bir hızla boşaltılması gerekir. Aksi halde ısıtma elemanının bir kısmını yoğuşan su kaplayarak, ısı iletim yüzeyini önemli ölçüde düşürür. Bir evaporatörün ilk rejime alınışında tüm sistem soğuk olduğu için yoğuşanın oluşum hızı, normal işletme durumundakilerden daha fazladır. Bu nedenle buhar kapanlarının değişken yüklerle çalışabilmesi gereklidir.

Buhar ve yoğuşan arasındaki çeşitli fiziksel özellik farklarına göre çalışan üç ana buhar kapanı vardır. Bunlar:

1. Mekanik buhar kapanları: Buhar ve yoğuşanı, aralarındaki yoğunluk farkına göre ayırarak uzaklaştırırlar.

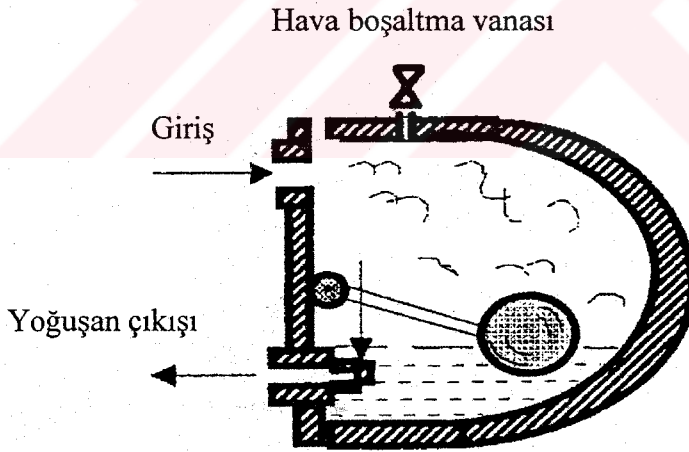
2. Termostatik buhar kapanları: Buhar ve yoğuşan arasındaki sıcaklık farkına göre çalışırlar.
3. Termodinamik buhar kapanları: Buhar ve yoğuşanın hız farklarına göre çalışırlar (Aral ve Vardarlı, 1997).

4.2.1 Mekanik Buhar Kapanları

Mekanik buhar kapanları adı altında, yüzer top tipi, ağzı açık şamandıralı tip ve ters kovalı tip olmak üzere üç tip buhar kapanı incelenecektir

4.2.1.1 Yüzer Top Tipi Buhar Kapanları

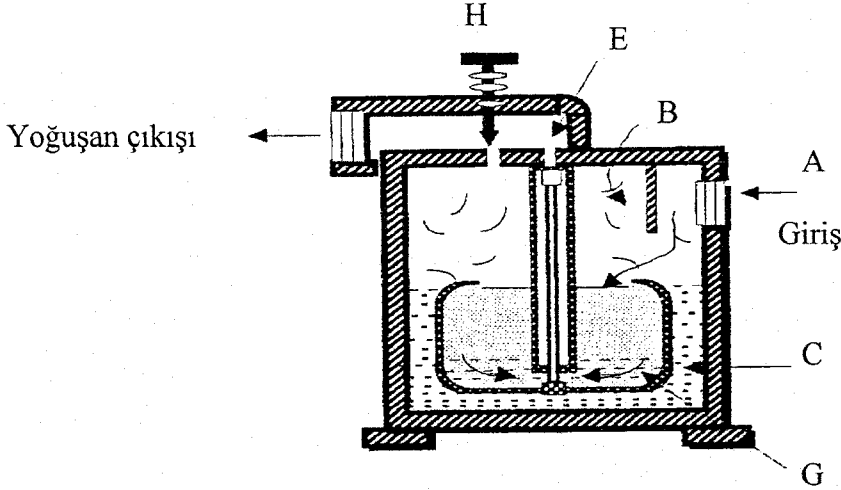
Bu tip, yoğuşanı sürekli olarak uzaklaştırır. Kapan yoğuşanla dolu olduğu sürece top su üzerinde yüzerek çıkış deliğini açar ve buharın basıncı ile yoğuşan dışarı çıkar. Bu tip, sıvı ve gaz arasındaki yoğunluk esasına göre çalıştığı için hava ve buharı birbirinden ayırt edemez. Bu nedenle sistemdeki hava Şekil 4.4'de görüldüğü gibi bir hava boşaltma vanası yardımıyla atılır veya kapan hava uzaklaştırmaya elverişli başka bir buhar kapanı ile birlikte kombine olarak çalıştırılır. Evaporatörlerde en çok termostatik bir kapanla kombine çalışan yüzer top tipi buhar kapanı kullanılmaktadır (Aral ve Vardarlı, 1997).



Şekil 4.4 Yüzer top tipi buhar kapanı

4.2.1.2 Ağzı Açık Şamandıralı Buhar Kapanı

Çalışma prensibini, ağzı açık şamandıra görevi gören ve göbeğinde bir iğne şeklinde tıkaçı bulunan bir kovanın boş olduğunda suda yüzmesi ve dolduğunda ise batması oluşturur.

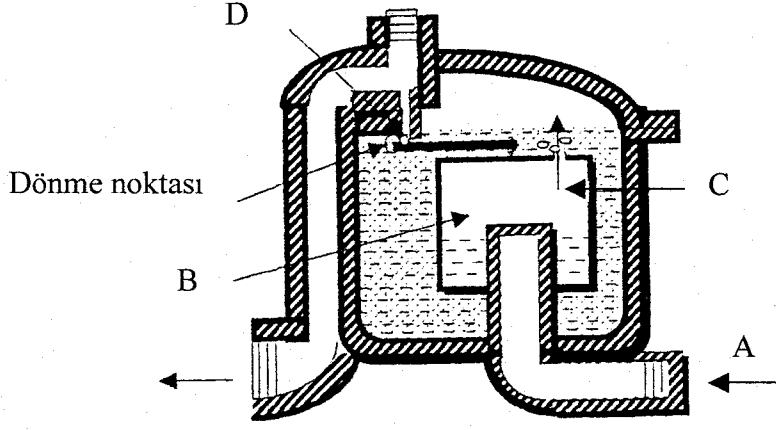


Şekil 4.5 Ağzı açık şamandıralı buhar kapanı

Buhar ve yoğuşturucu girişten (A) kapana girer ve bir yöneltme perdesi (B) ile kapanın depo görevi gören gövdesine (C) iner. Gövdede suyun yükselmesi ile şamandıra yukarı doğru çıkar. Bu durumda şamandıra en yüksek pozisyondadır ve kapana giren yeni yoğuşturucu, şamandıranın üst kısmından taşma yaparak (F) içine girer. Şamandıra dolduğunda kendi ağırlığı ile aşağı çöker ve çıkış valfi açılır. Buhar şebekesindeki basınç şamandıra içindeki yoğuşturucunun dışarı çıkmasını sağlar. Bu arada şamandıra da yükselerek yeniden çıkış valfini kapatır ve işlem böylece devam eder. Şamandıra ağırlığı öyle ayarlanmıştır ki, şamandıra tamamen boşalmadan yeniden yukarı çıkar. Böylece şamandıra tabanında (G) buhar geçişini önleyen sürekli bir su engeli vardır. Bu sistem yoğuşturucu aralıklı olarak boşaltır ve hava boşalması bir öncekinde olduğu gibi bir hava boşaltma vanası (H) ile sağlanır (Aral ve Vardarlı, 1997).

4.2.1.3 Ters Kovalı Buhar Kapanı

Bu tipin çalışma prensibi, ters duran bir kovayı buharın kaldırmasına ya da buhar olmadığında kovanın batmasına dayanır. Şekil 4.6'da ters kovalı bir buhar kapanı görülmektedir. Yoğuşturucu geldiğinde, kova aşağıdadır ve D valfi açıktır. Hava geldiğinde ise, önce B kovalarında toplanır, sonra yavaş yavaş C deliğinden yukarı bölmeye geçip yoğuşturucuyla birlikte uzaklaştırılır. Buhar geldiğinde kovayı kaldırarak çıkış valfini kapatır. Yeniden yoğuşturucu geldiğinde ise, hava içine sıkışan buharı C deliğinden yukarı itip orada yoğuşturur. Kova yeniden batarak D valfi açılır ve işlem tekrarlanır. Bu tipin en önemli sakıncası buhar kaybına neden olmasıdır (Aral ve Vardarlı, 1997).



Şekil 4.6 Ters kovalı buhar kapanı

A: Buhar ve yoğuşan girişi

B: Kova

C: Hava çıkış deliği

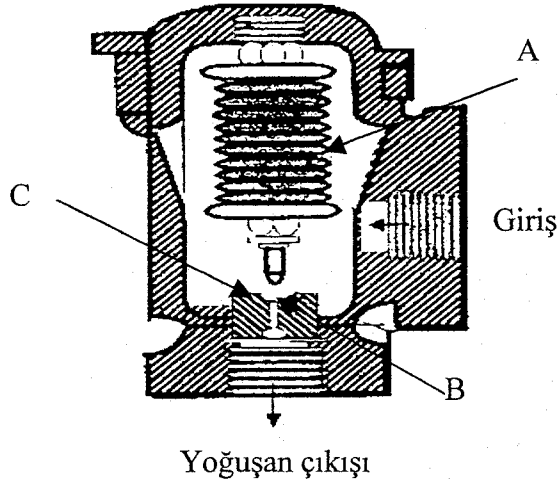
D: Valf

4.2.2 Termostatik Buhar Kapanları

Bu tip buhar kapanlarına ait dengelenmiş basınç tipi ve sıvı genişlemeli termostatik tip incelenecektir.

4.2.2.1 Dengelenmiş Basınç Tipi

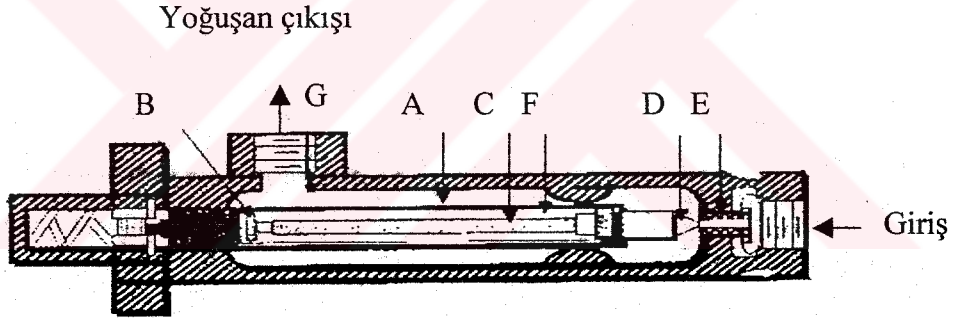
Bu tipte, kapanın açılıp kapanması, bakır alaşımlı borudan yapılmış kapalı bir kap tarafından yapılır. Bu element bir ucundan sabit, diğer ucundan hareketlidir ve hareketli ucu (B) valf görevi görür (Şekil 4.7). Element (A), kaynama noktası suyunkinden 15°C civarında daha düşük olan bir çözücü ile doldurulur. Bu çözücünün kaynama noktasının basınçla değişimi suyunkine paralel olmalıdır. Herhangi bir basınçta suyun kaynama noktası civarındaki sıcaklık bu termostatik elementi ısıtırsa, içteki basınç dış basınçtan büyük olacak ve element genişlerken valfi kapatacaktır. Su sıcaklığı elementteki çözücünün kaynama noktasının altına düşerse dış basınçla element geri itilerek valf açılacaktır. Açıklamadan da anlaşılacağı gibi bu tip kapandan yoğuşanın boşalması için yoğuşan buharın 15°C civarında olması gereklidir. Bu kapan kendini otomatik olarak daha yüksek basınçlardaki duruma ayarlar. Çünkü ısıtma buharı basıncı arttıkça sıcaklığı da artacak ve bu da daha sıcak yoğuşan gelmesine neden olacaktır. Daha sıcak yoğuşan termostatik elementteki çözücünün basıncını arttıracak ve dolayısıyla içteki çözücü ile dıştaki buharın basınçları dengelenecektir (Aral ve Vardarlı, 1997).



Şekil 4.7 Dengelenmiş basınç tipi termostatik buhar kapağı

4.2.2.2 Sıvı Genleşmeli Termostatik Tip

Bu tip, sıcaklıkta bir sıvının genişmesi ve bunun sonucu bir pistonun kapan devresini açıp kapatması temeline dayanır. Şekil 4.8’de sıvı genişmeli termostatik bir buhar kapağı görülmektedir.

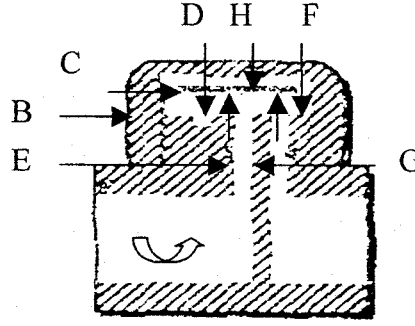


Şekil 4.8 Sıvı genişmeli termostatik buhar kapağı (A; silindir, B; piston, C; piston çubuğu, D; valf, E; valf yuvası, F; genişleyen sıvı yağ, G; yoğuşan çıkışı, H; esnek boru)

Termostatik tipten olan kapanlar hava tahliyesi için en uygun kapanlardır. Ancak bunlar, su darbesine ve korozyona karşı dayanıksız olup, aşırı ısınmış buhar durumunda kullanılamazlar (Aral ve Vardarlı, 1997).

4.2.3 Termodinamik Buhar Kapağı

Bu kapanlar son derece basit bir mekanik konstrüksiyona sahiptirler. Giriş ve çıkışı taşıyan bir ana gövde (A), bir kapak (B) ve serbestçe hareket eden bir metal diskten (C) ibarettir (Şekil 4.9). Metal disk iki eş merkezli oturma halkası (D ve F) üzerine oturtulur. İç halkada giriş (E), iç halka ile dış halka arasında da çıkış (G) delikleri vardır. Disk yukarı doğru hareket ettiğinde, kapaklı disk arasında bir boşluk kalması için kapak üzerinde bir çıkıntı (H) vardır.



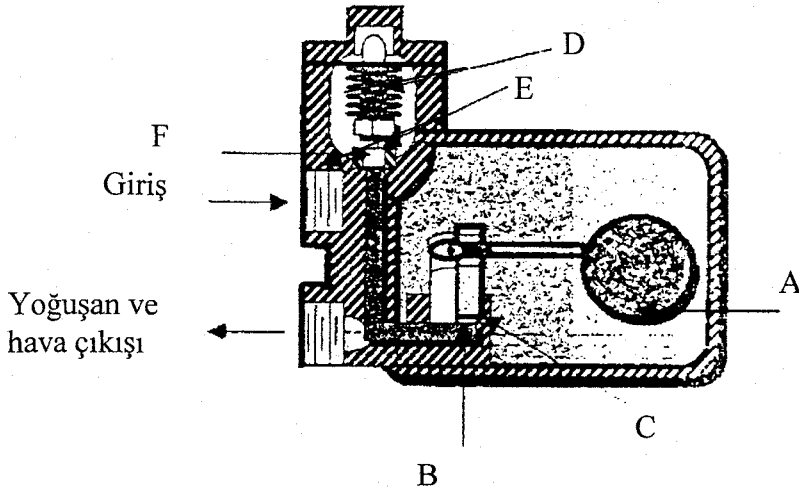
Şekil 4.9 Termodinamik buhar kapağı

Bu kapağa hava ve soğuk yoğuşan geldiğinde, C diskini yukarı itip dışarı çıkarlar. Yoğuşan buhar sıcaklığına ulaştığında, kapan içinden geçerken basıncı düşer ve bir kısım yoğuşan buharlaşır. Bernoulli Teoremi'ne göre bir akımın hızı arttığında statik basıncı azalacağı için, disk aşağıya doğru hareket eder. Kapakla disk arasındaki buharın da basıncı ile (bu basıncın etkilediği yüzey diskten alt yüzeyinden büyük olduğu göz önüne alınmalıdır.) disk halka yuvalar üzerine iyice oturur ve geçişi kapatır. Diskin kapanmasına yardımcı olan ve diskle kapak arasında yer alan boşluğa "kontrol bölgesi" denir.

Kapana yeniden yoğuşan dolduğunda, kontrol bölgesine ısı geçişi azalır ve dış sıcaklığın etkisiyle bu bölmedeki buhar yoğuşur. Buhar yoğuştuğunda oluşan vakum nedeniyle, metal disk yeniden yukarı kalkar ve yoğuşan yolunu açar ve işlem böylece devam eder.

Yukarıda açıklanan buhar kapanlarının hepsinin kendine özgü sakıncaları ya da yararları vardır. Mekanik ve termodinamik kapanlarda hava uzaklaştırması önemli değildir. Kapan içine sıkışan bu hava, kapanın görevini tam olarak yapmasını engeller. Buna karşılık termostatik buhar kapanları havanın uzaklaştırılmasında en iyi sonucu vermektedir. Bu yüzden evaporatörlerden yoğuşan giderme işleminde çoğu zaman iki gruptan buhar kapanını içeren kombine kapanlar kullanılır (Aral ve Vardarlı., 1997).

En çok tercih edilen şekli, dengelenmiş basınç tipi termostatik kapanla yüzer top tipi mekanik kapanın kombine şeklidir (Şekil 4.10).



- A: Yüzer top
 B: Valf
 C: Valf yatağı
 D: Termostatik element
 E: Valf
 F: Hava çıkışı

Şekil 4.10 Kombine buhar kapağı

Bu kombine kapanda, mekanik kapan yoğuşan ve buharı, termostatik kapan ise hava ve buharı birbirinden ayırır. Böylece her türlü durumda yoğuşan ve hava kapağı geçer, ancak buhar hiç bir zaman geçemez.

Buhar kapağı toz ve diğer mekanik kirliliklere karşı son derece duyarlıdır. Bu nedenle her buhar kapağından önce küçük bir süzgecin yer alması gereklidir.

Buhar kapağı, yoğuşanı, yüksek basınçtan düşük basınca doğru uzaklaştırır. Tek tesirli buharlaştırmada, ısıtma buharı basıncı atmosfer basıncının üstünde olduğu için, buhar kapağı doğrudan kullanılır. Ancak çok tesirli evaporatörlerde durum farklıdır. Birinci tesir evaporatöre kapan doğrudan takıldığı halde, daha sonraki tesirlerin ısıtma buharları da vakum altında oldukları için, yoğuşanın kaptan dışarı atılması için ya santrifüj pompalar ya da su ejektörü (su trompu) kullanılır. Çok tesirli evaporatörlerde uygulanabilecek diğer bir yol, yoğuşanı bir sonraki tesirin basıncına düşürmektir. Böylece yoğuşanın bir kısmı yeniden buharlaşır ve bu buhar o tesirin buharı ile birlikte ısıtmada kullanılabilir. Böylece hem ısı ekonomisi yapılmış olur hem de ancak son tesirdeki yoğuşan için tek bir pompa kullanılır.

Evaporatörlerin ısıtma elemanlarındaki havanın hepsi buhar kapağına gelmez. Bu nedenle ısıtma elemanının uygun bir yerinden havanın uzaklaştırılması gerekir. Havayı uzaklaştırmak için en uygun yer, ısıtma elemanında buhar besleme borusunun girişinin tam karşısındır. Isıtma buharı basıncı atmosfer basıncından büyük olduğunda, hava ya doğrudan ince bir boru ile atmosfere atılır ya da buhar kaybını önlemek için termostatik tipten bir buhar kapağı

kullanılır. Isıtma buharı vakum altında ise hava uzaklaştırma borusu ya doğrudan kondensöre bağlanır ya da buhar kapanının yoğuşan çıkışına verilir (Aral ve Vardarlı, 1997).

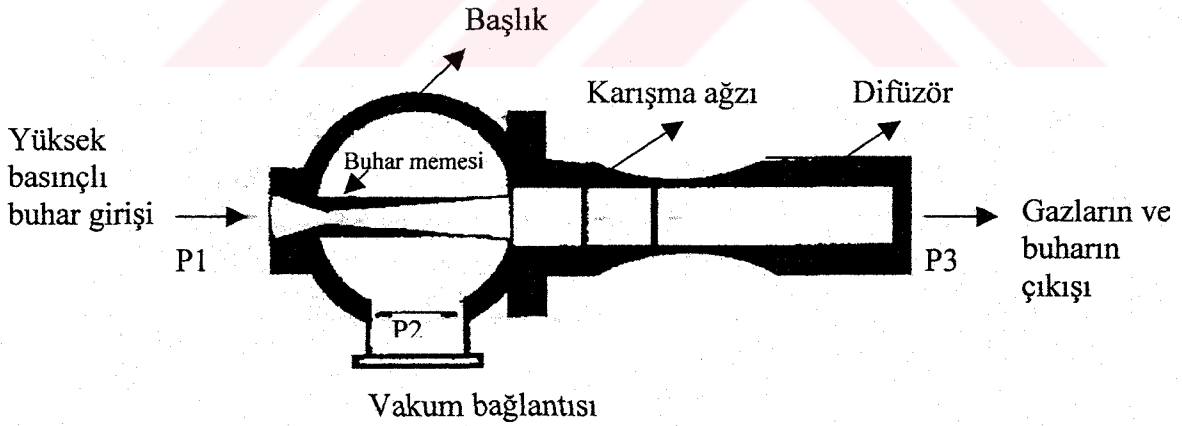
4.3 Vakum Cihazları

Evaporatörde vakum, ya mekanik vakum pompaları ile ya da ejektörlerle sağlanır. Bu amaçla, çok tesirli santrifüj vakum pompaları, su halkalı vakum pompaları, yağ halkalı vakum pompaları, kuru vakum pompaları (resiprok vakum pompaları) ve bir, iki ya da üç tesirli buhar ejektörleri kullanılır.

Mekanik vakum pompalarının kullanımları giderek azalmış ve yerini hemen hemen tamamen buhar-ejektörleri almıştır. Ejektörlerin en önemli avantajı, diğer vakum pompaları gibi hareketli bir parçasının (örneğin; piston, valf) olmamasıdır. Bu nedenle hem fiyatı hem de bakım masrafları daha düşüktür ve istenilen vakuma oldukça iyi verimle ulaşılabilir.

Buhar ejektörü esas olarak, düşük basınçlı buharları, yüksek basınçlı buhar kullanarak hareket ettiren bir pompadır. Ejektör dört ana kısımdan oluşmaktadır. Bunlar aşağıdaki gibidir:

1. Başlık
2. Buhar memesi
3. Karışma ağzı
4. Difüzör



Şekil 4.11 Buhar-jet ejektörü

P_1 basıncında gelen buhar, meme boyunca P_2 emme basıncına kadar düşer, buna karşılık hızı iyice artar. Bu yüksek kinetik enerjili buhar, emilen buharı sürükleyerek karışım ağzında iyice karışır ve enerjisini kısmen ona verir. Difüzör kısmında ise karışımın kinetik enerjisi yeniden basınca dönüşür. Çıkan karışımın basıncı giriş buharından düşük ancak emme basıncından daha büyüktür.

Ejektör öyle tasarlanmalıdır ki, emme içindeki enerji dönüşümü, meme ağzındaki moment aktarımı ve difüzördeki enerji dönüşümü çok az kayıpla oluşsun.

Çalışma prensibinden de anlaşılacağı gibi, ejektör sadece vakum sağlamak amacıyla değil, iki akışkanı karıştırmak ve buharı daha yüksek basınca sıkıştırmak (kompresör) amacıyla da kullanılabilir.

Ejektörler, sıkıştırma oranı (P_3/P_2) 10:1 olacak tarzda çalıştırılabilirler. Ancak pratik ekonomik sınır, bu oranın 6:1 civarında olduğu durumdur. Bu, tek tesirli bir ejektörle 130 mmHglik mutlak basınca ulaşılacağını göstermektedir. Aynı ejektörle 60-70 mmHg basınca kadar ulaşabileceği halde, bu durumda iki tesirli ejektör kullanılması daha az buhar harcamasını sağlamaktadır.

Ejektörde kullanılacak buharın kuru ve hafifçe aşırı ısıtılmış olması gereklidir. Fazla aşırı ısıtılmış buharın hiç bir yararı olmamaktadır.

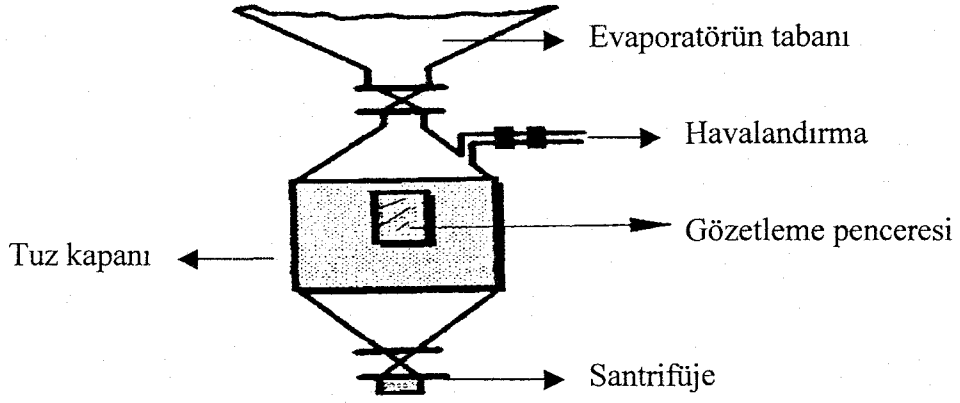
Ejektörler; belli basınçtaki bir buhar, belli vakum ve belli bir basınç kaybına göre tasarlanırlar. Özellikle buharın basıncı çok önemlidir. Basıncın azalması, ejektörün verimini hızla düşürür ve belli bir basıncın altında da tüm fonksiyonunu hızla yitirmesine neden olur. Basıncın artması verimi etkilememesine rağmen buhar harcamasını artırmaktadır. Bu nedenle ejektörlerin dar bir basınç aralığında çalıştırılması gerekmektedir.

Tuzlu çözeltilerin buharlaştırılmasında olduğu gibi, vakumla çekilen buhar yoğuşabilir cinsten olduğunda, ejektörlerden önce barometrik ya da yüzey yoğuşturucularının konulması buhar harcamasını önemli ölçüde azaltır. Çok tesirli ejektörler için, iki ejektör arasına aynı amaçla ara yoğuşturucu konulur. Bazı hallerde ejektörlerin sessiz çalışmasını sağlamak ve ortama buhar çıkışını önlemek için son ejektörden sonra da yoğuşturucu kullanılmaktadır (Aral ve Vardarlı, 1997).

4.4 Tuz Ayırıcıları

Evaporatörlerde oluşan tuzların uzaklaştırılmasındaki en basit yöntem, evaporatörün konik tabanına konulan bir vana yardımıyla olanıdır (Şekil 4.12). Bu vanalar düz geçişli ve 50 mm den geniş çaplıdır. Bu yöntemden, sık sık tıkanmalara neden olması ve tuz-ana çözelti oranının ayarlanamaması nedeniyle vazgeçilmiştir.

Küçük çaplı üretimlerde bu amaçla tuz kapanları kullanılmaktadır. Tuz kapanları, alt ve üstten vanalı boş bir kaptan oluşmaktadır. Çalışması sırasında üst vana açık alt vana ise kapalıdır. Çökelen tuz kapanına girer. Kapan dolduğunda üst vana kapanıp, havalandırma borusu ile basınç dengelendikten sonra alt vana açılarak ıslak tuz santrifüj üzerine düşürülür.



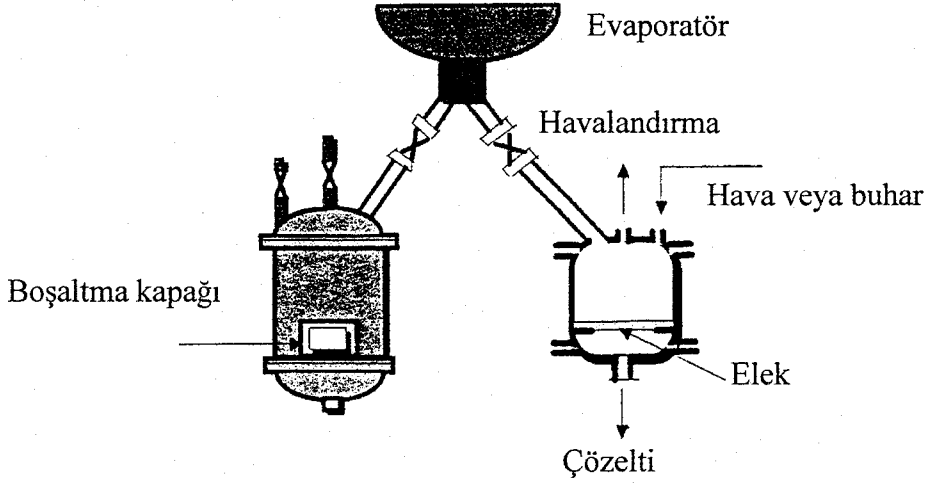
Şekil 4.12 Tuz kapağı

Küçük kapasiteli üretimler için diğer bir tuz ayırma yöntemi olarak tuz sepetleri kullanılır (Şekil 4.13). Bu, içinde iki delikli plaka arasında yerleştirilmiş elek ve boşaltma kapağı olan bir kapaktır. Genellikle iki tanesi birlikte dönümlü olarak kullanılır. Evaporatörden gelen tuzla dolan kabın üstündeki vana kapatılarak diğeri işleme alınır. Elekli kısımda süzülen ana çözelti dışarı akitıldıktan sonra, basınçlı hava ya da buharla tuz kurutulur ve menteşeli kapısı açılarak tuz boşaltılır.

Tuz kapağı ya da tuz sepetleri genellikle 30 dakikalık üretimi karşılayacak ve hacimleri üretilecek tuzun iki katı olacak şekilde yapılırlar.

Pnömatik ya da hidrolik olarak çalışan otomatik vanalar belli sürelerde açılıp kapanarak hemen hemen sürekli bir tuz boşalması sağlarlar. Vanaya bağlı pistonun hareketli bir zaman rölesi ile oldukça geniş sınırlar içinde ayarlanabilir. Bu tip cihazlarla %35-40 tuz içeren bir süspansiyon 10 ton/saat lik debilerle sürekli olarak çekilebilmektedir. Titreşimli olarak çalışan vana çıkıştaki tuz tıkanmalarını önlemektedir.

Evaporatörlerden sürekli tuz çekme yöntemlerinden bir diğeri de konik tabanın altına konulacak uzatma bacağında toplanan tuzları eğik bir elevatör ile boşaltmaktır. Elevatör kovaları elek tabanlı olup hem ana çözeltinin sızmasını hem de gerekirse tuzun taze su ile yıkanmasına olanak tanır. Bu yöntemin en büyük sakıncası, elevatörün kolayca korozyona uğramasıdır.



Şekil 4.13 Tuz sepetleri

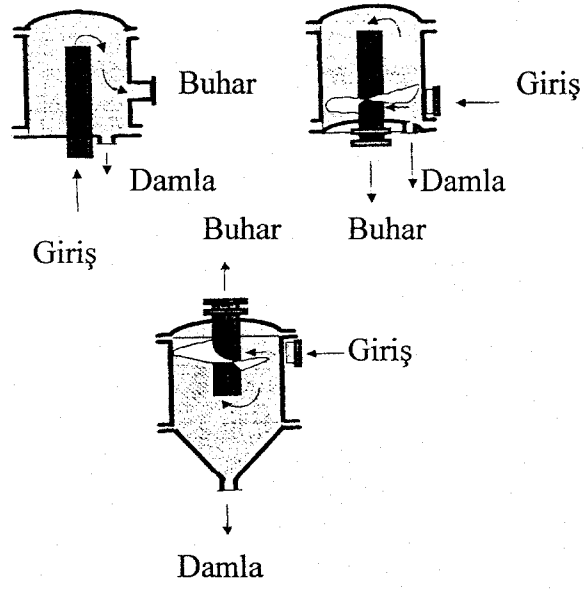
Zamanımızda en çok kullanılan tuz boşaltma yöntemi, evaporatör altına konulan sınıflandırma bacağı ile yapılanıdır. Besleme çözeltisinin bir kısmı bu sınıflandırma bacağına altından verilerek hem tuzun yıkanmasını, hem de küçük taneli kristallerin yeniden evaporatöre geri dönmesini sağlar. Böylece hem daha temiz hem de daha üniform tuz üretilir. Ağırlıkça %15-25 tuz içeren süspansiyon daha sonra pompalarla kıvamlaştırıcılara gönderilip %50-80 lik derişime kadar kıvamlaştırılır ve filtrelere verilir (Aral ve Vardarlı, 1997).

4.5 Damla Tutucuları

Evaporatörlerdeki çözeltiler, ısıtma boruları arasında yükselirken ısınır, daha sonra hidrostatik basıncın azalması ile oluşan kaynama ile habbecikler yukarı doğru fıkkırırlar. Bu habbecikler önemli ölçüde çözeltiyi de birlikte sürükler. Tuz üretiminde bu çözelti sürüklenmesinin fazla önemi yoktur. Ancak evaporatörden elde edilecek buharlar yoğunlaştırıldıktan sonra, buhar kazanı besleme suyu olarak ya da distile suya yakın karakterdeki bir su gereksinimi için kullanılacaksa, sürüklenen çözeltinin buhardan ayrılması gerekir. Bunun için ya evaporatörün çözelti seviyesinin üstündeki kısmı genişletilerek buhar hızı düşürülür ve sürüklenme önlenir ya da damla tutucuları kullanılır.

Damla tutucuları ya deflaktör tipi olup evaporatör içinde yer alırlar ya da evaporatörün başlığına monte edilirlir.

Damla tutucularında çözelti damlacıklarının ayrılması, akımın yön değıştirmesi ile, teğetsel besleme sonucu oluşan santrifüj kuvvetlerle ya da daha genel olarak bu ikisinin kombinasyonu ile sağlanır. Şekil 4.14 değışik tiplerde damla tutucularını göstermektedir (Aral ve Vardarlı, 1997).

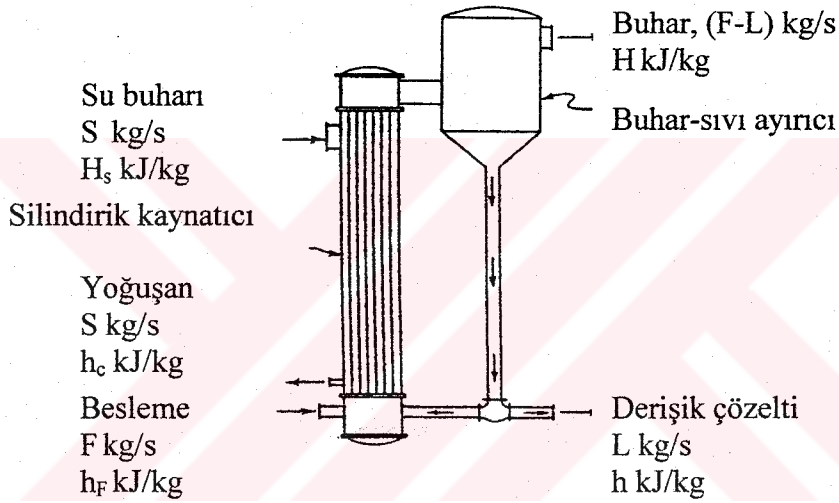


Şekil 4.14 Değişik tiplerde damla tutucuları

5. TEK TESİRLİ EVAPORATÖRLER

5.1 Tek Tesirli Evaporatör Tasarımı

Bir evaporatör tasarımında, üç denkliğin kurulmasına ihtiyaç vardır. Bunlar; kütle, entalpi ve kapasite denklikleridir. Şekil 5.1 şematik olarak dikey borulu ve tek tesirli bir evaporatörü göstermektedir. Su buharı ve yoğuşanın akış hızı S , beslemenin ya da seyreltik çözeltinin akış hızı F ve derişik çözeltinin akış hızı L olarak kabul edildiğinde ve çözeltiden hiç bir katı partikülün buhar fazında bulunmadığı kabulü yapılarak, yoğuşturucuya giden buhar akış hızı $F-L$ 'dir. Aynı zamanda evaporatördeki su buharının yoğuşma sıcaklığının T_s , sıvı kaynama sıcaklığının T ve besleme sıcaklığının T_F olduğu kabul edilir.



Şekil 5.1 Tek tesirli dikey borulu bir evaporatördeki madde ve entalpi dengesi (McCabe vd., 1993)

Su buharı bölümündeki entalpi dengesi şöyledir:

$$q_s = S (H_s - h_c) = S \lambda_s \quad (5.1)$$

q_s : Su buharından ısıtma yüzeyi boyunca ısı aktarım hızı

H : Su buharının özgül entalpisi

h_c : Yoğuşanın özgül entalpisi

λ_s : Su buharının yoğuşma gizli ısısı

S : Su buharının çıkış hızı

Çözelti kısmındaki entalpi dengesi:

$$q = (F - L) H - F h_F + L h \quad (5.2)$$

q : Isıtma yüzeyinden sıvıya olan ısı aktarım hızı

H : Buharın özgül entalpisi

h_F : Çözeltinin özgül entalpisi

h : Derişik çözeltinin özgül entalpisi

Isı kayıplarının yokluğunda; su buharından borulara aktarılan ısı miktarı borulardan çözeltiliye aktarılan ısı miktarına eşittir ($q_s=q$). Böylece (5.1) ve (5.2) eşitliklerinin birleştirilmesiyle; (5.3) eşitliği elde edilir.

$$q = S \lambda_s = (F - L) H - F h_F + L h \quad (5.3)$$

Çözelti bölümündeki entalpiler H , h_F ve h derişiklendirilen çözeltinin özelliklerine bağlıdır. Bir çok çözelti sabit sıcaklıkta karıştırıldıklarında veya seyreltildiklerinde fazla ısı değişimi göstermezler. Bu kural bir çok inorganik maddenin orta seviyede derişiklendirilmiş çözeltilerinde ve organik madde çözeltilerinde geçerlidir. Bu yüzden şeker ve tuz çözeltileri hissedilir karışma ve seyrelme ısılarına sahip olmamaktadır. Diğer taraftan sülfirik asit, sodyum hidroksit ve kalsiyum klorürün özellikle derişik çözeltilerinde karışım veya seyreltme uygulandığında önemli derecede ısı değişimi ortaya çıkar. Bu durumlarda bu maddelerin sulu çözeltilerinin yüksek seviyelerde derişiklendirilmesinde buharlaşma gizli ısısına ilaveten eşdeğer miktarda ısı gereklidir (McCabe vd., 1993).

5.1.1 Kaynama Noktası Yükselmesinin Olmadığı Durumda Tek Tesirli Evaporatör Tasarımı

Kaynama noktası yükselmesi göstermeyen, önemsenmeyen seyrelme ısılı çözeltiler için tek tesirli evaporatörlerde entalpi dengeleri çözeltilerin sıcaklıkları ve özgül ısıları kullanılarak hesaplanabilir.

Çözelti bölümündeki ısı aktarım hızı q ; seyreltik çözeltinin sıcaklığını T_F 'den kaynama noktası olan T 'ye değiştirmek için aktarılan q_F ısını ve buharlaştırmayı sonuçlandırmak için gerekli olan q_v ısını içermektedir. Bu durumda; (5.4) eşitliği elde edilir.

$$q = q_F + q_v \quad (5.4)$$

Eğer seyreltik çözeltinin özgül ısısının, T_F ve T sıcaklıkları arasında sabit olduğu kabul yapılırsa;

$$q_F = F C_{pF} (T - T_F) \quad (5.5)$$

Aynı zamanda;

$$q_v = (F - L) \lambda_v \quad (5.6)$$

C_{pF} : Besleme çözeltisinin özgül ısısı

λ_v : Derişik çözeltide buharlaşma gizli ısısı

Eğer derişik çözeltinin kaynama noktası yükselmesi önemsenmez ise; $\lambda_v = \lambda$ olur.

λ : Buhar boşluğundaki basınçta suyun buharlaşma gizli ısısı

Kaynama noktası yükselmesinin olduğu durumda çözeltiyi terk eden buhar aşırı ısıtılmış olup λ_v , λ 'dan az bir farklılık göstermektedir. Buna rağmen pratikte su buharı tablolarından doğrudan okunabilen λ değerini kullanmak, hemen hemen her zaman yeterince doğru sonuç verir. Eşitlik (5.5) ve (5.6), eşitlik (5.4) içersine konulursa; seyrelme ısısının önemli olmadığı durumda tek tesirli evaporatör için sonuç entalpi dengesi elde edilir.

$$q = F C_{pF} (T - T_F) + (F - L) \lambda \quad (5.7)$$

Eğer seyreltik çözeltinin T_F sıcaklığı T değerinden daha büyükse; $C_{pF} F (T - T_F)$ terimi negatif olmakta ve bu terim seyreltik çözelti tarafından evaporatöre kazandırılan net entalpi olmaktadır. Bu durum flaş buharlaşma olarak adlandırılır. Eğer evaporatöre beslenen seyreltik çözeltinin sıcaklığı T_F , T değerinden daha az ise; $F C_{pF} (T - T_F)$ terimi pozitif olmaktadır (McCabe vd., 1993).

5.1.2 Kaynama Noktası Yükselmesi Olduğu Durumda Tek Tesirli Evaporatör Tasarımı

Eğer derişiklendirilen çözeltinin seyrelme ısısı çok büyükse; (5.3) eşitliğindeki h_F ve h değerleri için entalpi-derişim diyagramı kullanılır. Entalpi-derişim diyagramı çözeltinin kütle kesiri ve sıcaklığına karşılık gelen entalpi değerlerini göstermektedir. Veri hesaplanması (5.3) eşitliği içersine entalpi-derişim diyagramından bulunan h_F ve h değerleri konularak ve de $H_{kızgın buhar}$ değeri de kızgın su buharı tablolarından direk olarak ya da tesirdeki sıcaklığa karşılık gelen ve doymuş su buharı tablolarından hesaplanan entalpi değerine kaynama noktası yükselmesi etkisi katılarak bulunur (McCabe vd., 1993).

$$H_{kızgın buhar} = H_{doymuş buhar} + 1.884 (KNY) \quad (5.8)$$

KNY: Derişik çözeltinin kaynama noktası yükselmesi

Kaynama noktası yükselmesi, ilgili çözeltinin Dühring diyagramından bulunur.

5.2 Tek Tesirli Evaporatörlerin Kapasitesi

Kapasite (kg-buhar/saat); bir saatte buharlaşan suyun miktarı olarak tanımlanmaktadır.

Tek tesirli bir evaporatörde;

$$\text{Kapasite (kg-buhar/saat)}=V/\text{saat} \quad (5.9)$$

V: Evaporatörü terk eden buhar miktarı

Evaporatördeki ısıtılan yüzey boyunca ısı aktarım hızı, üç faktörün ürünüdür. Bunlar; ısı aktarım yüzey alanı A, tüm ısı aktarım katsayısı U ve tüm sıcaklık değişimi ΔT 'dir. Ve aralarındaki ilişki şöyle ifade edilmektedir.

$$q = U A \Delta T \quad (5.10)$$

ΔT : Tesirdeki sıcaklık ile tesire giren su buharı sıcaklığı farkı

Eğer evaporatöre yapılan besleme sıcaklığı, buhar boşluğundaki mutlak basınca tekabül eden kaynama sıcaklığında ise; ısıtma yüzeyi boyunca aktarılan tüm ısı için kullanışlı olup kapasite (q) ile orantılıdır. Eğer besleme soğuk ise; beslemeyi kaynama noktasına ısıtmak için gerekli olan ısı oldukça fazla olabilmektedir. ve q'nun verilen değerindeki kapasite düşer. Bu nedenle beslemeyi ısıtmak için ısı kullanımı, buharlaştırma işleminde uygun olmamaktadır. Aksine, eğer besleme buhar boşluğundaki kaynama noktası sıcaklığının üzerinde ise, beslemenin bir kısmı adyabatik denge tarafından buharlaşır. Isıtma yüzeyi etrafındaki gerçek sıcaklık düşüşü, buharlaşan çözeltiliye ve kaynayan sıvı üzerindeki buhar boşluğuna, su buharındaki basınç farklılığına ve ısıtma yüzeyi üzerindeki sıvı derinliğine bağlıdır.

Bazı evaporatörlerde sıvının borulardaki hızı sıcaklık düşmesinden etkilenir. Çünkü borulardaki sürtünme kaybı etkin sıvı basıncını artırır. Çözelti saf suyun özelliklerine sahip olduğunda eğer basınç biliniyorsa, çözeltinin kaynama noktası su buharı tablolarından kolayca okunabilir. Gerçek evaporatörlerde buna rağmen çözeltinin kaynama noktası iki faktör tarafından etkilenir. Bunlar; kaynama noktası yükselmesi ve sıvı yüksekliğidir (McCabe vd., 1993).

5.3 Tek Tesirli Evaporatörlerin Ekonomisi

Ekonomi; evaporatöre beslenen birim kilogram su buharı başına buharlaşan miktar olarak tanımlanmaktadır. Kapasitedeki düşüşler ekonomiyi de olumsuz yönde etkilemektedir.

Tek tesirli bir evaporatörde;

$$\text{Ekonomi} = V / S \quad (5.11)$$

V: Evaporatörü terk eden buhar miktarı (kg/saat)

S: Isıtma ortamı olarak kullanılan doymuş su buharı miktarı (kg/saat).

6. ÇOK TESİRLİ EVAPORATÖRLER

6.1 Çok Tesirli Evaporatörlerde Besleme Yöntemleri

Çok tesirli bir evaporatör sisteminde; ileri akışlı, geri akışlı, paralel akışlı veya karışık akışlı besleme yöntemleri kullanılabilir.

6.1.1 İleri Akışlı Besleme Yöntemi

Çok tesirli evaporatörlerde genel besleme yöntemi ilk tesir içersine seyreltik çözeltiyi pompalamak ve onu diğer tesirler boyunca sırası ile göndermektir (Şekil 6.1a). Bu yöntem ileri akışlı besleme yöntemi olarak adlandırılır ve ilk tesirdeki sıvı derişimi son tesire doğru artar. Bu yöntemin yararı, çözeltinin vakumun etkisiyle kendi kendine hareket etmesi ve pompa gerektirmemesidir.

6.1.2 Geri Akışlı Besleme Yöntemi

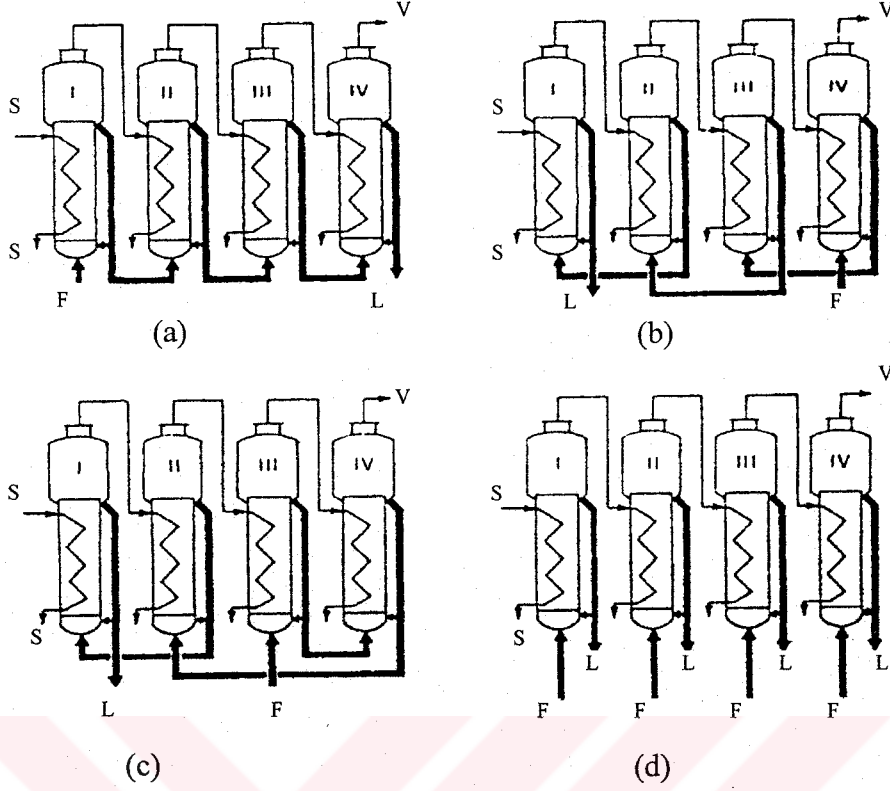
Seyreltik çözeltinin son tesire beslendiği ve daha sonra birinden diğerine geçecek şekilde ilk tesire kadar pompalandığı yöntem geri akışlı besleme olarak adlandırılan yöntemdir (Şekil 6.1b). Bu yöntem, derişik çözelti pompasına ilaveten her bir tesir çifti arasında bir pompaya ihtiyaç gösterir. Derişik çözeltinin viskoz olduğu durumlarda geri besleme, ileri beslemeye göre genellikle daha yüksek kapasite gösterir. Fakat besleme çözeltisinin soğuk olduğu durumlarda ise ileri beslemeye göre daha düşük ekonomi sağlarlar.

6.1.3 Paralel Akışlı Besleme Yöntemi

Her tesirden derişik çözeltinin uzaklaştırıldığı ve her tesire besleme çözeltisinin verildiği besleme yöntemidir (Şekil 6.1d). Bu yöntemde; bir tesirden diğer bir tesire çözelti aktarımı gerçekleşmez. Her tesirden elde edilen çözücü buharları bir sonraki tesir için ısıtma ortamı olarak görev yaparlar. Beslemenin doygun çözelti olduğu ve derişik çözeltisinden kristallerin alındığı çözeltilerin derişiklendirilmesinde yaygın olarak kullanılırlar.

6.1.4 Karışık Akışlı Besleme Yöntemi

Seyreltik çözeltinin orta tesire girip, serinin sonuna kadar ileri akışlı besleme yöntemiyle devam ettiği ve sonuç derişim için ilk tesire pompa yardımıyla geri pompalandığı besleme yöntemidir (Şekil 6.1c). Bu yöntemle, ters akışlı çok tesirli evaporatör sisteminde kullanılan pompaların bir kısmı kullanımdan çıkmış olur ve son buharlaştırmanın en yüksek sıcaklıkta yapılması sağlanır.



Şekil 6.1 Çok tesirli evaporatörlerde çözelti akış yöntemleri: a) ileri akışlı; b)geri akışlı; c)karışık akışlı; d) paralel akışlı (McCabe vd, 1993)

Bir buharlaştırma sistemi tasarlanırken, hangi besleme yönteminin seçileceğine karar verildikten sonra, sistem içerisindeki her bir tesirde kaynama noktası yükselmesi olup olmadığı iyi bir şekilde kontrol edilmeli ve gerekli ısıtma alanı buna göre hesaplanmalıdır.

6.2 Çok Tesirli Evaporatör Tasarımı

Çok tesirli evaporatör tasarımlarında hesaplanması gereken değerler; her bir tesir için ısıtma yüzeyi alanı, ısıtma ortamı olarak verilen doymuş su buharı debisi ve herbir tesirden özellikle de son tesirden ayrılan çözücü buharı debileridir.

Genelde; verilen veya bilinen değerler aşağıdaki gibidir.

1. İlk tesir için doymuş su buharı basıncı,
2. Son tesirin buhar boşluğunda meydana gelen basınç,
3. Besleme çözeltisinin özellikleri ve birime giriş debisi,
4. Buharlaştırma biriminden ayrılan derişik çözeltinin bileşimi,
5. Çözelti ve çözücü buharları için fiziksel özellikler (ısı kapasitesi, entalpi gibi),
6. Herbir tesir için tüm ısı aktarım katsayıları.

Çok tesirli evaporatör hesaplamaları da tek tesirli birimlerde yapıldığı şekildedir. Her tesir için kütle, ısı ve kapasite eşitlikleri kullanılmaktadır. Genellikle tesir alanları eşit kabul edilir.

6.2.1 Çok Tesirli Evaporatör Hesaplamalarında İzlenecek Adımlar

1. Son tesirdeki bilinen çıkış derişimi ve basınçtan, son tesirdeki kaynama noktası bulunur. (Çözelti kaynama noktası yükselmesi gösteriyorsa ilgili Dühring diyagramı kullanılır.)

2. Tüm kütle dengesinden buharlaştırılan toplam buhar miktarı belirlenir. Bu ilk deneme için herbir tesirdeki buhar miktarları bulunur. (Genellikle her tesirden elde edilen buhar miktarları $V_1 = V_2 = V_3$ kabul edilir.). Tüm tesirlerdeki derişik çözelti miktarlarını (L_N değerleri) hesaplamak için toplam kütle dengesi kurulur. Sonra herbir tesir için çözünen madde dengesinden çözünen madde derişimleri saptanır.

N adet tesir için ürün akış debisi ve toplam buharlaşma, bir kütle denkliğinden hesaplanabilir.

$$F x_F = L_N x_N \quad (6.1)$$

x_n bilindiğinden ürün akış debisi L_n hesaplanabilir.

$$F = L_N + V_1 + V_2 + \dots + V_N \quad (6.2)$$

Kaynama noktası yükselmeleri ve entalpiler (sıcaklığa ve derişime bağı) verildiğinde, her tesirdeki derişimi belirlemek gerekmektedir. Bunu her tesirde eşit buharlaşma olduğu kabulü yaparak sağlayabiliriz. Bu durumda;

$$V_1 = V_2 = \dots = V_N = (V_1 + V_2 + \dots + V_N) / N = (F - L_N) / N \quad (6.3)$$

3. Herbir tesirdeki sıcaklık itici gücü, mevcut olan toplam farkı ayrı ayrı ısıl dirençlere orantılı tesirler üzerine paylaştırılması ile elde edilir.

Toplam mevcut sıcaklık farkı,

$$\Delta T_T = T_s - T_N - (KNY_1 + KNY_2 + \dots + KNY_N) \quad (6.4)$$

T_s : Isıtma ortamının sıcaklığı

T_N : N . tesirdeki basınca karşılık gelen ve doymuş su buharı tablosundan bulunan sıcaklık değeri

KNY_1 : 1. tesirdeki kaynama noktası yükselmesi (çözeltinin Dühring diyagramından hesaplanır)

KNY_2 : 2. tesirdeki kaynama noktası yükselmesi (çözeltinin Dühring diyagramından hesaplanır)

KNY_N : N . tesirdeki kaynama noktası yükselmesi (çözeltinin Dühring diyagramından hesaplanır)

İlk kademedeki sıcaklık itici gücü;

$$\Delta T_1 = \Delta T_T (1 / U_1) / (1 / U_1 + 1 / U_2 + \dots + 1 / U_N) \quad (6.5)$$

Denklemdaki U_N simgesi, her bir tesirdeki tüm ısı aktarım katsayısını temsil etmektedir.

Tesirlerdeki sıcaklıklar ise şu eşitliklerle hesaplanır:

$$T_1 = T_s - \Delta T_1 \text{ olmak üzere;} \quad (6.6)$$

$N = 2$ ve yukarısı için:

$$T_N = T_{N-1} - \Delta T_N - KNY_{N-1} \quad (6.7)$$

Kademeleri terk eden yoğunlaşmış su buharı sıcaklıkları için ise

$$T_{s1} = T_s \quad (6.8)$$

$N = 2$ ve yukarısı için:

$$T_{sN} = T_{N-1} - KNY_{N-1} \quad (6.9)$$

4. Her bir tesirdeki ısı ve kütle dengelerini kullanarak tesirler için çözelti L ve buhar V debileri hesaplanır. Elde edilen buhar debileri 2. adımda kabul edilen buhar değerlerinden farklıysa 2, 3 ve 4. adımlar, 4. adımda bulunan yeni buhar değerlerinin kullanılması ile tekrarlanır.

5. Her bir tesirde aktarılan ısı (q) değerleri hesaplanır. Her bir tesirin alanı ise şu eşitlikle hesaplanır:

$$q_N = U_N A_N \Delta T_N \quad (6.10)$$

q_N : N. tesire giren ısıtma buharının verdiği ısı

U_N : N. tesirdeki ısı aktarım katsayısı

A_N : N. tesirdeki ısıtma yüzeyi alanı

ΔT_N : N. tesirdeki sıcaklık farkı

Bulunan bu alan değerleri birbirine eşit derecede yakın ise hesaplamalar tamamlanır. Elde edilen değerler birbirinden çok farklıysa (6.11) eşitliğiyle ifade edilen aritmetik ortalama değeri kullanılarak işlemler tekrarlanır.

$$A_m = (A_1 + A_2 + \dots + A_N) / N \quad (6.11)$$

6. 2. denemeye başlamak için 4. adımdaki ısı denkliklerinden hesaplanan yeni L ve V değerleri kullanılır. Her tesir için gerçekleştirilen çözünen madde dengesiyle her bir tesir için yeni çözünen madde derişimleri bulunur.

7. Yeni $\Delta T''$ değerlerini elde etmek için (6.12) eşitliği kullanılır.

$$\Delta T_{N''} = \Delta T_N (A_N / A_m) \quad (6.12)$$

Yukarıdaki eşitlikten elde edilen $\Delta T''$ değerlerinin toplamı ΔT_T değerine eşit olmalıdır. Eşit olmadığı durumda ise; toplam sağlanuncaya kadar tüm $\Delta T''$ değerleri orantılı olarak ayarlanır. Buradan tekrar her tesirin kaynama noktasına geçilir.

7. adım, 5 deki eşitliği kullanarak daha uygun ΔT değerleri elde edilmesini sağlamakla beraber esas olarak 3. adımın bir tekrarıdır.

8. Elde edilen yeni $\Delta T''$ değerlerini kullanarak 4. adımdan itibaren adımlar tekrarlanır. Sonuçta elde edilen alanlar birbirine eşitse veya çok yakınsa işlem sonlandırılır. Değerler oldukça farklıysa yeni bulunan alan değerleri 5. adımdaki eşitlikte yerlerine konularak işleme devam edilir.

6.2.2 N Tesirli Bir Evaporatör Sisteminin Tasarımı

Evaporatör tasarımının önemli bir kısmını teşkil eden ve 4. adımda bahsedilen ısı ve kütle dengeleri, farklı besleme yöntemlerine sahip N tesirli sistemler için aşağıda oluşturulmuştur. Kullanılan tasarım değişkenleri ve açıklamaları aşağıdaki gibidir.

Hesaplamalarda kullanılan ifadelerin tanımlanması:

F: Besleme debisi (kg/s)

S_N : N. tesire giren doygun su buharı debisi (kg/s)

V_N : N. tesiri terk eden doygun buhar debisi (kg/s)

L_N : N. tesiri terk eden derişik çözelti debisi (kg/s)

T_F : Besleme çözeltisinin sıcaklığı ($^{\circ}C$)

h_F : Besleme çözeltisinin entalpisi (kJ/kg)

T_N : N. tesirin sıcaklığı ($^{\circ}C$)

P_N : N. tesirdeki basınç (kPa)

H_N : Kaynama noktası yükselmesinin olmadığı durumda, N. tesiri terk eden doygun buhar entalpisi (kJ/kg)

H_N : Kaynama noktası yükselmesi olduğu durumda, N. tesiri terk eden kızgın buhar entalpisi (kJ/kg)

h_N : N. tesiri terk eden derişik çözeltilinin entalpisi (kJ/kg)

C_{pF} : Besleme çözeltilisinin özgül ısı kapasitesi (kJ/kg⁰C)

C_{pN} : N. tesiri terk eden derişik çözeltilinin özgül ısı kapasitesi (kJ/kg⁰C)

T_R : Referans sıcaklık (⁰C)

T_{sN} : N. tesiri terk eden doymun sıvı sıcaklığı (⁰C)

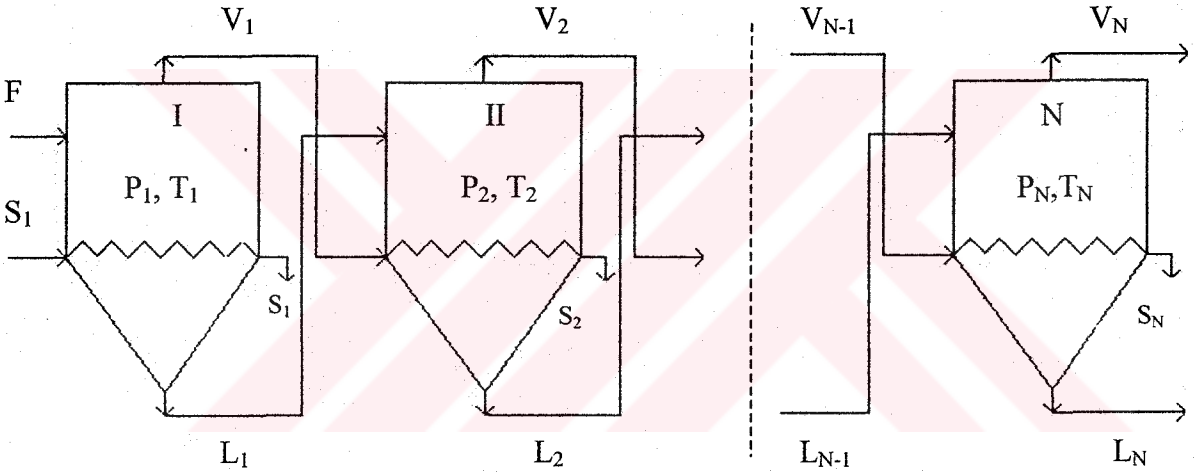
λ_{sN} : N. tesirdeki gizli buharlaşma ısısı (kJ/kg)

H_{sN} : T_{sN} sıcaklığındaki doymun buhar entalpisi (kJ/kg)

h_{sN} : T_{sN} sıcaklığındaki doymun sıvı entalpisi (kJ/kg)

KNY_N : N. tesirde meydana gelen ve çözeltilinin Dühring diyagramından hesaplanan kaynama noktası yükselmesi (⁰C)

6.2.2.1 İleri Akışlı Besleme



Şekil 6.2 N tesirli ileri akışlı evaporatör sistemi

1. Tesir

Kütle dengesi:

$$F = V_1 + L_1 \quad (6.13)$$

Isı Dengesi:

$$S \lambda_{s1} + F h_F = V_1 H_1 + L_1 h_1 \quad (6.14)$$

$$h_F = C_{pF} (T_F - T_R) \quad (T_R = 0 \text{ } ^\circ\text{C}) \quad (6.15)$$

$$h_1 = C_{p1} (T_1 - T_R) \quad (T_R = 0 \text{ } ^\circ\text{C}) \quad (6.16)$$

Kaynama noktası yükselmesinin olmadığı durum için:

$$\lambda_{s1} = H_{s1} - h_{s1} \quad (6.17)$$

Kaynama noktası yükselmesinin olduğu durum için:

$$T_{s2} = T_1 - KNY_1 \quad (6.18)$$

$$H_1 = H_{s2} + 1.884 KNY_1 \quad (6.19)$$

λ_{s1} , (6.17) eşitliği kullanılarak hesaplanır.

h_F ve h_1 çözeltili entalpi değerleri, (6.15) ve (6.16) eşitlikleri kullanılarak ya da; çözeltilinin entalpi-derişim diyagramı kullanılarak hesaplanır.

2. Tesir

Kütle Dengesi:

$$L_1 = V_2 + L_2 \quad (6.20)$$

Isı Dengesi:

$$V_1 \lambda_{s2} + L_1 h_1 = V_2 H_2 + L_2 h_2 \quad (6.21)$$

$$h_2 = C_{p2} (T_2 - T_R) \quad (T_R = 0 \text{ } ^\circ\text{C}) \quad (6.22)$$

h_1 entalpi değeri, (6.16) eşitliği kullanılarak hesaplanır.

Kaynama noktası yükselmesinin olmadığı durum için:

$$T_{s2} = T_1 \quad (6.23)$$

$$\lambda_{s2} = H_{s2} - h_{s2} \quad (6.24)$$

Kaynama noktası yükselmesinin olduğu durum için:

T_{s2} , (6.18) eşitliği kullanılarak hesaplanır.

H_1 , (6.19) eşitliği ile hesaplanır.

$$H_2 = H_{s3} + 1.884 KNY_2 \quad (6.25)$$

$$\lambda_{s2} = H_1 - h_{s2} \quad (6.26)$$

h_1 ve h_2 çözeltili entalpi değerleri, (6.16) ve (6.22) eşitlikleri kullanılarak ya da; çözeltilinin entalpi-derişim diyagramı kullanılarak hesaplanır.

N. Tesir

Kütle Dengesi:

$$L_{N-1} = V_N + L_N \quad (6.27)$$

Isı Dengesi:

$$V_{N-1} \lambda_{sN} + L_{N-1} h_{N-1} = V_N H_N + L_N h_N \quad (6.28)$$

$$h_N = C_{pN} (T_N - T_R) \quad (T_R = 0^\circ\text{C}) \quad (6.29)$$

Kaynama noktası yükselmesinin olmadığı durum için:

$$T_{sN} = T_{N-1} \quad (6.30)$$

$$\lambda_{sN} = H_{sN} - h_{sN} \quad (6.31)$$

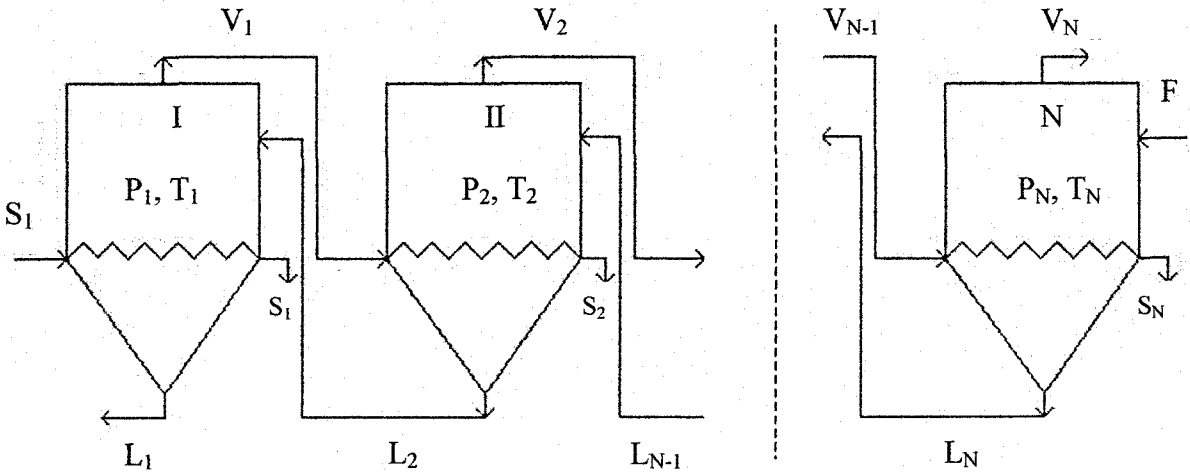
Kaynama noktası yükselmesinin olduğu durum için:

T_{sN} , (6.9) eşitliği ile hesaplanır.

$$H_N = H_{sN+1} + 1.884 K N Y_N \quad (6.32)$$

$$\lambda_{sN} = H_{N-1} - h_{sN} \quad (6.33)$$

h_N çözelti entalpi değerleri, (6.29) eşitliği kullanılarak ya da; çözeltinin entalpi-derişim diyagramı kullanılarak hesaplanır.

6.2.2.2 Geri Akışlı Besleme

Şekil 6.3 N tesirli geri akışlı evaporatör sistemi

1. Tesir

Kütle Dengesi:

$$L_2 = L_1 + V_1 \quad (6.34)$$

Isı Dengesi:

$$S \lambda_{s1} + L_2 h_2 = V_1 H_1 + L_1 h_1 \quad (6.35)$$

h_1 ve h_2 çözeltilerin entalpi değerleri, (6.16) ve (6.22) eşitlikleri kullanılarak hesaplanır.

Kaynama noktası yükselmesinin olmadığı durum için:

λ_{s1} , (6.17) eşitliği ile hesaplanır.

Kaynama noktası yükselmesinin olduğu durum için:

T_{s2} , (6.18) eşitliği ile hesaplanır.

H_1 , (6.19) eşitliği ile hesaplanır.

λ_{s1} , (6.17) eşitliği ile hesaplanır.

h_1 ve h_2 çözeltilerin entalpi değerleri, (6.16) ve (6.22) eşitlikleri kullanılarak ya da; çözeltilerin entalpi-derişim diyagramı kullanılarak hesaplanır.

2. Tesir

Kütle Dengesi:

$$L_3 = L_2 + V_2 \quad (6.36)$$

Isı Dengesi:

$$V_1 \lambda_{s2} + L_3 h_3 = V_2 H_2 + L_2 h_2 \quad (6.37)$$

h_2 , (6.22) eşitliği ile hesaplanır.

$$h_3 = C_{p3} (T_3 - T_R) \quad (T_R = 0 \text{ } ^\circ\text{C}) \quad (6.38)$$

Kaynama noktası yükselmesinin olmadığı durum için:

T_{s2} , (6.23) eşitliği ile hesaplanır.

λ_{s2} , (6.24) eşitliği ile hesaplanır.

Kaynama noktası yükselmesinin olduğu durum için:

T_{s2} , (6.18) eşitliği ile hesaplanır.

H_1 , (6.19) eşitliği ile hesaplanır.

H_2 , (6.25) eşitliği ile hesaplanır.

λ_{s2} , (6.26) eşitliği ile hesaplanır.

h_2 ve h_3 çözelti entalpi değerleri, (6.22) ve (6.38) eşitlikleri kullanılarak ya da; çözeltinin entalpi-derişim diyagramı kullanılarak hesaplanır.

N. Tesir

Kütle Dengesi:

$$F = L_N + V_N \quad (6.39)$$

Isı Dengesi:

$$V_{N-1} \lambda_{sN} + F h_F = V_N H_N + L_N h_N \quad (6.40)$$

h_F , (6.15) eşitliği ile hesaplanır.

h_N , (6.29) eşitliği ile hesaplanır.

Kaynama noktası yükselmesinin olmadığı durum için:

T_{sN} , (6.30) eşitliği ile hesaplanır.

λ_{sN} , (6.31) eşitliği ile hesaplanır.

Kaynama noktası yükselmesinin olduğu durum için:

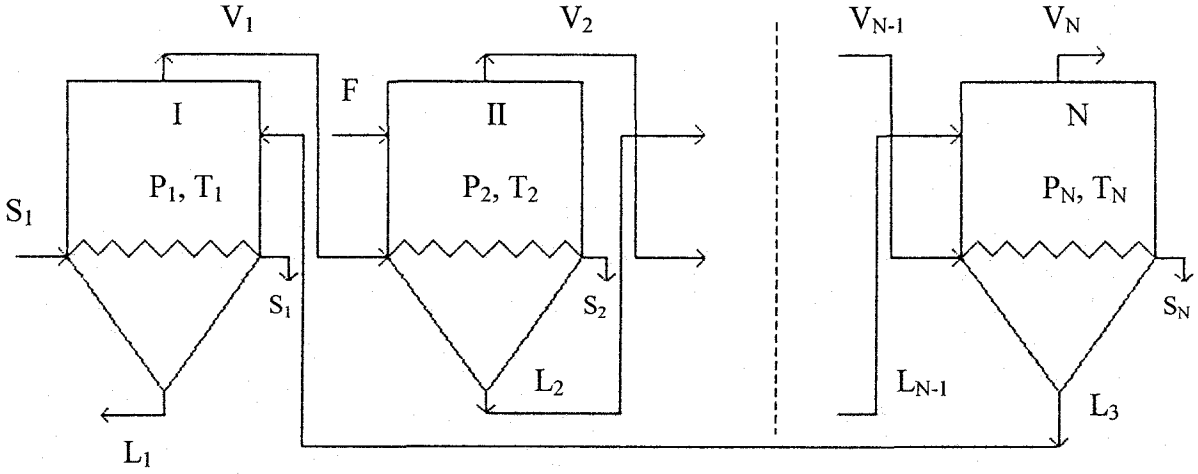
T_{sN} , (6.9) eşitliği ile hesaplanır.

H_N , (6.32) eşitliği ile hesaplanır

λ_{sN} , (6.33) eşitliği ile hesaplanır.

h_N çözelti entalpi değerleri, (6.29) eşitliği kullanılarak ya da; çözeltinin entalpi-derişim diyagramı kullanılarak hesaplanır.

6.2.2.3 Karışık Akışlı Besleme



Şekil 6.4 N tesirli karışık akışlı evaporatör sistemi

1. Tesir

Kütle Dengesi:

$$L_3 = L_1 + V_1 \quad (6.41)$$

Isı Dengesi:

$$L_3 h_3 + S \lambda_{s1} = V_1 H_1 + L_1 h_1 \quad (6.42)$$

h_1 , (6.16) eşitliği ile hesaplanır.

h_3 , (6.38) eşitliği ile hesaplanır.

Kaynama noktası yükselmesinin olmadığı durum için:

λ_{s1} , (6.17) eşitliği ile hesaplanır.

Kaynama noktası yükselmesinin olduğu durum için:

T_{s2} , (6.18) eşitliği ile hesaplanır.

H_1 , (6.19) eşitliği ile hesaplanır.

λ_{s1} , (6.17) eşitliği ile hesaplanır.

h_1 ve h_3 çözeltiler entalpi değerleri, (6.16) ve (6.38) eşitlikleri kullanılarak ya da; çözeltilerin entalpi-derişim diyagramı kullanılarak hesaplanır.

2. Tesir

Kütle Dengesi:

$$F = V_2 + L_2 \quad (6.43)$$

Isı Dengesi:

$$F h_F + V_1 \lambda_{s2} = V_2 H_2 + L_2 h_2 \quad (6.44)$$

 h_F , (6.15) eşitliği ile hesaplanır. h_2 , (6.22) eşitliği ile hesaplanır.

Kaynama noktası yükselmesinin olmadığı durum için:

 T_{s2} , (6.23) eşitliği ile hesaplanır. λ_{s2} , (6.24) eşitliği ile hesaplanır.

Kaynama noktası yükselmesinin olduğu durum için:

 T_{s2} , (6.18) eşitliği ile hesaplanır. H_1 , (6.19) eşitliği ile hesaplanır. H_2 , (6.25) eşitliği ile hesaplanır. λ_{s2} , (6.26) eşitliği ile hesaplanır.

h_F ve h_2 çözeltilerin entalpi değerleri, (6.15) ve (6.22) eşitlikleri kullanılarak ya da; çözeltilerin entalpi-derişim diyagramı kullanılarak hesaplanır.

N. Tesir

Kütle Dengesi

$$L_{N-1} = V_N + L_N \quad (6.45)$$

Isı Dengesi:

$$L_{N-1} h_{N-1} + V_{N-1} \lambda_{sN} = V_N H_N + L_N h_N \quad (6.46)$$

 h_N , (6.29) eşitliği ile hesaplanır.

Kaynama noktası yükselmesinin olmadığı durum için:

 T_{sN} , (6.30) eşitliği ile hesaplanır.

λ_{sN} , (6.31) eşitliği ile hesaplanır.

Kaynama noktası yükselmesinin olduğu durum için:

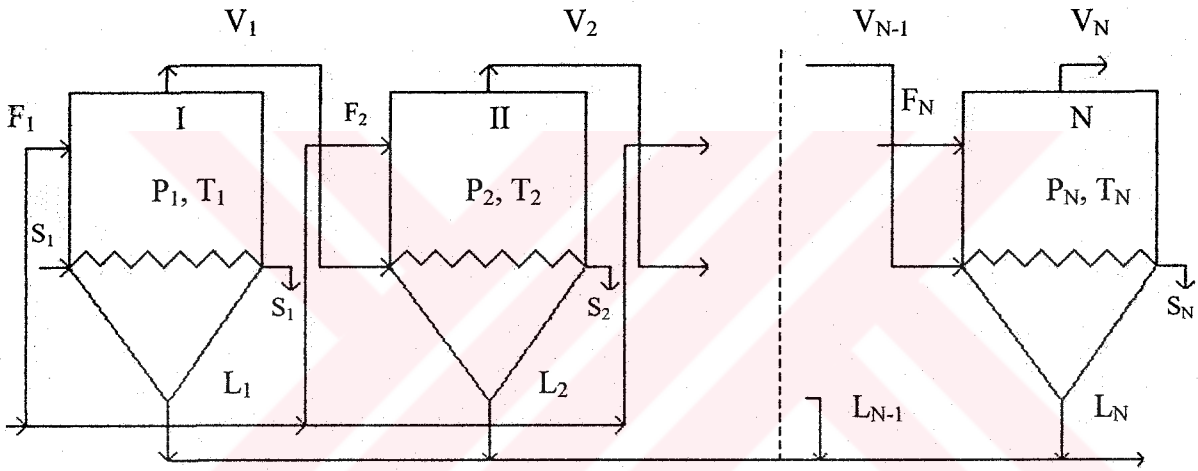
T_{sN} , (6.9) eşitliği ile hesaplanır.

H_N , (6.32) eşitliği ile hesaplanır.

λ_{sN} , (6.33) eşitliği ile hesaplanır.

h_N çözelti entalpi değerleri, (6.29) eşitliği kullanılarak ya da; çözeltinin entalpi-derişim diyagramı kullanılarak hesaplanır.

6.2.2.4 Paralel Akışlı Besleme



Şekil 6.5 N tesirli paralel akışlı evaporatör sistemi

1. Tesir

Kütle Dengesi:

$$F_1 = V_1 + L_1 \quad (6.47)$$

Isı Dengesi:

$$S \lambda_{s1} + F_1 h_F = V_1 H_1 + L_1 h_1 \quad (6.48)$$

h_F , (6.15) eşitliği ile hesaplanır.

h_1 , (6.16) eşitliği ile hesaplanır.

Kaynama noktası yükselmesinin olmadığı durum için:

λ_{s1} , (6.17) eşitliği ile hesaplanır.

Kaynama noktası yükselmesinin olduğu durum için:

T_{s2} , (6.18) eşitliği ile hesaplanır.

H_1 , (6.19) eşitliği ile hesaplanır.

λ_{s1} , (6.17) eşitliği ile hesaplanır.

h_F ve h_1 çözelti entalpi değerleri, (6.15) ve (6.16) eşitlikleri kullanılarak ya da; çözeltinin entalpi-derişim diyagramı kullanılarak hesaplanır.

2. Tesir

Kütle Dengesi:

$$F_2 = V_2 + L_2 \quad (6.49)$$

Isı Dengesi:

$$V_1 \lambda_{s2} + F_2 h_F = V_2 H_2 + L_2 h_2 \quad (6.50)$$

h_F , (6.15) eşitliği ile hesaplanır.

h_2 , (6.22) eşitliği ile hesaplanır.

Kaynama noktası yükselmesinin olmadığı durum için:

T_{s2} , (6.23) eşitliği ile hesaplanır.

λ_{s2} , (6.24) eşitliği ile hesaplanır.

Kaynama noktası yükselmesinin olduğu durum için:

T_{s2} , (6.18) eşitliği ile hesaplanır.

H_1 , (6.19) eşitliği ile hesaplanır.

H_2 , (6.25) eşitliği ile hesaplanır.

λ_{s2} , (6.26) eşitliği ile hesaplanır.

h_F ve h_2 çözelti entalpi değerleri, (6.15) ve (6.22) eşitlikleri kullanılarak ya da; çözeltinin entalpi-derişim diyagramı kullanılarak hesaplanır.

N. Tesir

Kütle Dengesi

$$F_N = V_N + L_N \quad (6.51)$$

Isı Dengesi:

$$V_{N-1} \lambda_{sN} + F_N h_F = V_N H_N + L_N h_N \quad (6.52)$$

h_N , (6.29) eşitliği ile hesaplanır.

Kaynama noktası yükselmesinin olmadığı durum için:

T_{sN} , (6.30) eşitliği ile hesaplanır.

λ_{sN} , (6.31) eşitliği ile hesaplanır.

Kaynama noktası yükselmesinin olduğu durum için:

T_{sN} , (6.9) eşitliği ile hesaplanır.

H_N , (6.32) eşitliği ile hesaplanır.

λ_{sN} , (6.33) eşitliği ile hesaplanır.

h_N çözeltili entalpi değerleri, (6.29) eşitliği kullanılarak ya da; çözeltilinin entalpi-derişim diyagramı kullanılarak hesaplanır.

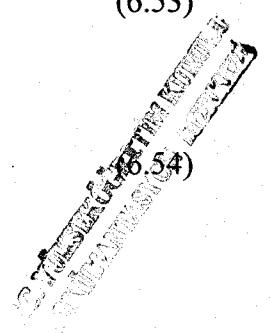
6.3 Çok Tesirli Evaporatörlerin Kapasitesi

Her bir tesirinin ısıtma yüzeyi, tek tesirli bir evaporatörün ısıtma yüzeyiyle aynı olan ve aynı çalışma şartlarında kaynama noktası yükselmesinin daha düşük olduğu çok tesirli evaporatörlerin toplam kapasitesi, tek tesirli evaporatörün kapasitesinden genellikle daha büyüktür. Kaynama noktası yükselmesi önemsenmediğinde, sistemin tüm ΔT sıcaklık düşüşü değeri her bir tesirdeki ΔT değerlerinin toplamıdır. Eğer seyrelme ısısı önemsenmezse; evaporatör kapasitesi ısı aktarım hızı ile direk olarak orantılıdır. Şekil 6.6'da görülen üç tesirli bir evaporatör sisteminde aktarılan ısı miktarı aşağıdaki eşitliklerle verilir:

$$q_1 = U_1 A_1 \Delta T_1, q_2 = U_2 A_2 \Delta T_2, q_3 = U_3 A_3 \Delta T_3 \quad (6.53)$$

Toplam kapasite, toplam ısı aktarım hızı q_T ile orantılıdır.

$$q_T = q_1 + q_2 + q_3 = U_1 A_1 \Delta T_1 + U_2 A_2 \Delta T_2 + U_3 A_3 \Delta T_3 \quad (6.54)$$



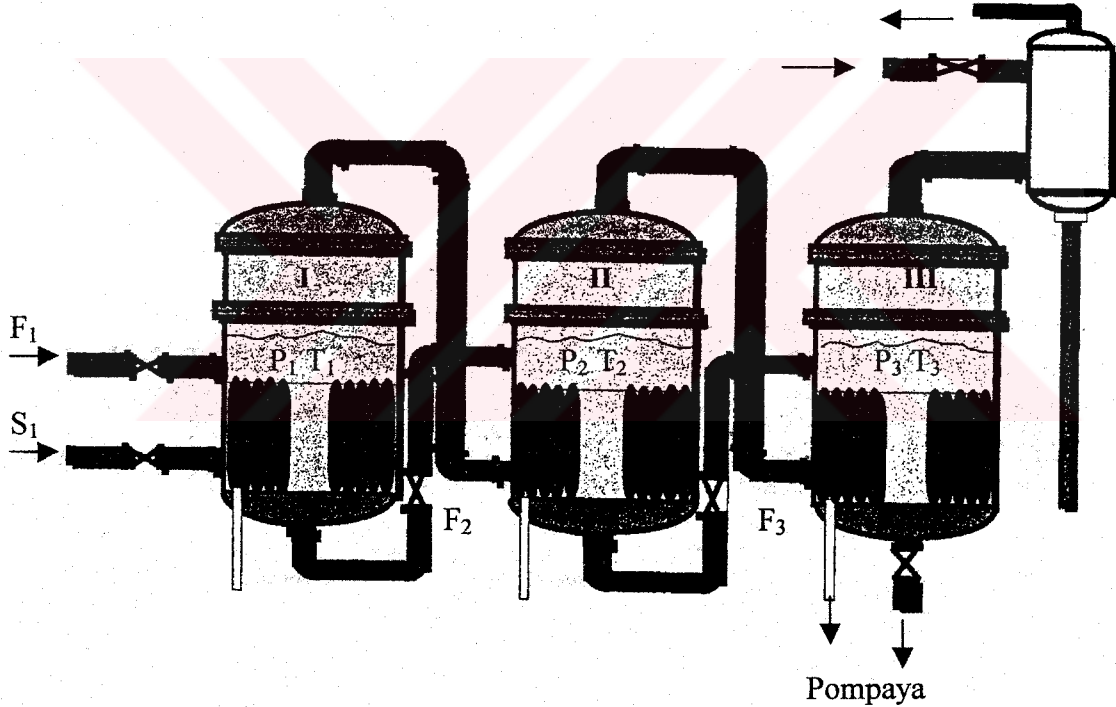
Her bir kademedeki yüzey alanının A olduğu ve her bir tesirdeki tüm ısı aktarım katsayısının da U olduğu kabul edilirse (6.54) eşitliği şu şekilde yazılabilir.

$$q_T = U A (\Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3) = U A \Delta T \quad (6.55)$$

ΔT : İlk tesire giren su buharı ve son tesirden çıkan buhar arasındaki toplam sıcaklık düşüştür. A yüzey alanlı tek tesirli bir evaporatör aynı toplam sıcaklık düşüşüyle çalıştırıldığında; eğer tüm ısı aktarım katsayısı üç tesirli evaporatörün her bir tesirindeki tüm ısı aktarım katsayısı ile aynı ise; tek tesirdeki ısı aktarım hızı şu şekilde gösterilir:

$$q_T = U A \Delta T \quad (6.56)$$

Tüm ısı aktarım katsayıları aynı olduğunda kaç tesirin kullanıldığı önemli değildir. Kapasite, çok tesirli bir sistemdeki her bir tesir, tek tesirli bir sistemin alanına eşit olduğunda; tek tesirli sistemin kapasitesinden daha büyük değildir (McCabe vd., 1993).



Şekil 6.6 Üç tesirli evaporatör

6.4 Çok Tesirli Evaporatörlerin Ekonomisi

Üç tesirli bir evaporator sisteminde S ; ana ısıtma ortamı olarak kullanılan doygun su buharı miktarı, V_1, V_2, V_3 , sırasıyla 1, 2 ve 3. tesiri terk eden buhar debileri olmak üzere her bir tesir için ayrı ayrı ekonomi hesabı yapılacak olursa;

1. tesirin ekonomisi, E_1 :

$$E_1 = V_1 / S \quad (6.57)$$

2. tesirin ekonomisi, E_2 :

$$E_2 = V_2 / V_1 \quad (6.58)$$

3. tesirin ekonomisi, E_3 :

$$E_3 = V_3 / V_2 \quad (6.59)$$

6.5 Evaporatör Tasarımında Optimizasyon

Evaporatör tasarımıdaki en önemli amaç istenilen ürünü istenilen miktarda en düşük toplam maliyette üretebilmektir. Bu durum içinde oldukça fazla değişkenin yer aldığı ekonomik denge hesaplamalarını gerektirir. Olası değişkenler aşağıda yer almaktadır:

1. Evaporatör sistemine giren ilk su buharı basıncı, maliyeti ve elde edilebilme kolaylığı.
2. Evaporatör sistemine uygulanacak vakum, su sıcaklığı, maliyeti, ısı aktarım performansı ve ürün kalitesi.
3. Tesir sayısı, su buharı, su ve pompa gücü maliyeti.
4. Tesirle arasındaki ısıtma yüzeyi dağılımı, evaporator maliyeti.
5. Evaporatör çeşidi, maliyeti ve operasyonun sürekliliği.
6. Yapı malzemeleri, ürün kalitesi, boru ömrü, evaporator ömrü ve evaporator maliyeti.
7. Korozyon, erozyon ve güç tüketimi, boru hızı.
8. Düşük bakım süresi.
9. İşletme zorlukları, bakım gereksinimleri.
10. Besleme yöntemi ve ısı dönüşüm sistemlerinin kullanımı.
11. Isı değiştirici boyutları.
12. Orta tesirlerden, başka bir yerde kullanılmak üzere olası su buharı çekilmesi.
13. Yardımcı cihazlara gereksinim.

Kullanılacak evaporator tipi ve yapı malzemeleri seçimi, genellikle ilgili malzemelerle yapılmış olan önceki çalışmalar esas alınarak yapılır. Uygulanacak besleme yöntemine ise; genellikle, besleme sıcaklığı temelinde besleme ve ürün özelliklerine göre karar verilir. Buna rağmen, yukarıda bahsedilen birkaç değişken tamamıyla birbirinden bağımsızdır. Örneğin; eğer her bir tesirinde ardışık olarak düşük sıcaklık düşmesi gösteren yüksek tesir sayılı bir evaporator sistemi kullanılırsa; doğal-sirkülasyon evaporatörlerinin kullanılması uygun olmamaktadır.

Bir evaporatördeki toplam maliyete etki eden en büyük faktör, tesir sayısıdır. Bir ekonomik denge, viskozite, koroziflik, donma noktası, kaynama noktası yükselmesi, ya da ısı duyarlılıkla sınırlandırılmayan optimum tesir sayısı hesaplanabilir. Genel bir kural olarak, optimum tesir sayısı artan su buharı maliyeti ve işletme hacmi ile artmaktadır. Büyük işletmeler çok sayıda tesir gerektirirler, çünkü artan tesir sayısı su buharı ekonomisindeki artışı sağlayacak ısıyı geri kazanımını kolaylaştırır (Perry ve Chilton, 1973).



7. EVAP_DESIGN 1.0 PROGRAMI TANITIMI

EVAP_DESIGN 1.0 programı hazırlanmasında WINDOWS'un görselliğinden faydalanmak amacıyla ve programın kullanımının, kullanıcı tarafından da daha kolay bir şekilde kullanılması amacıyla Visual Basic 6.0 programlama dili kullanılmıştır.

7.1 Evap_Design 1.0 Programı Formları ve Genel Akış Diyagramı

Program 1 adet MDI form, 32 tane MDI forma bağlı alt form ve 3 adet normal form olmak üzere toplam 36 formdan oluşmaktadır. Formların listesi aşağıdaki gibidir.

MDI Form

START.FRM: Program çalıştırıldığında ekrana gelen ilk formdur. MDI form olarak tasarlanmıştır.

Alt Formlar

SELECTION1.FRM: Tasarımla ilgili seçimlerin yapıldığı formdur.

SELECTION2.FRM: Tasarımla ilgili seçimlerin yapıldığı formdur.

INPUTDATA.FRM: Programın dinamik yapılı veri giriş formudur.

SEV.FRM: Tek tesirli çalışmada, verilerin üzerinde gösterildiği formdur. Kaynama noktası yükselmesinin ve seyrelme ısıısının ihmal edildiği durumlarda kullanılır.

SEWBPEV.FRM: Tek tesirli çalışmada verilerin üzerinde gösterildiği formdur. Kaynama noktası yükselmesinin ve seyrelme ısıısının ihmal edilmediği durumlarda kullanılır.

SER.FRM: Tek tesirli çalışmada, tasarım sonuçlarının üzerinde gösterildiği formdur.

DEFV.FRM: İki tesirli ve ileri akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, verilerin üzerinde gösterildiği formdur. Kaynama noktası yükselmesinin ve seyrelme ısıısının ihmal edildiği durumlarda kullanılır.

DEFWBPEV.FRM: İki tesirli ve ileri akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, verilerin üzerinde gösterildiği formdur. Kaynama noktası yükselmesinin ve seyrelme ısıısının ihmal edilmediği durumlarda kullanılır.

DEBV.FRM: İki tesirli ve geri akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, verilerin üzerinde gösterildiği formdur. Kaynama noktası yükselmesinin ve seyrelme ısıısının ihmal edildiği durumlarda kullanılır.

DEBWBPEV.FRM: İki tesirli ve geri akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, verilerin üzerinde gösterildiği formdur. Kaynama noktası yükselmesinin ve seyrelme ısısının ihmal edilmediği durumlarda kullanılır.

DEPV.FRM: İki tesirli ve paralel akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, verilerin üzerinde gösterildiği formdur. Kaynama noktası yükselmesinin ve seyrelme ısısının ihmal edildiği durumlarda kullanılır.

DEPWBPEV.FRM: İki tesirli ve paralel akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, verilerin üzerinde gösterildiği formdur. Kaynama noktası yükselmesinin ve seyrelme ısısının ihmal edilmediği durumlarda kullanılır.

DEMV.FRM: İki tesirli ve karışık akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, verilerin üzerinde gösterildiği formdur. Kaynama noktası yükselmesinin ve seyrelme ısısının ihmal edildiği durumlarda kullanılır.

DEMBPEV.FRM: İki tesirli ve karışık akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, verilerin üzerinde gösterildiği formdur. Kaynama noktası yükselmesinin ve seyrelme ısısının ihmal edilmediği durumlarda kullanılır.

DEFR.FRM: İki tesirli ve ileri akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, tasarım sonuçlarının üzerinde gösterildiği formdur.

DEBR.FRM: İki tesirli ve geri akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, tasarım sonuçlarının üzerinde gösterildiği formdur.

DEPR.FRM: İki tesirli ve paralel akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, tasarım sonuçlarının üzerinde gösterildiği formdur.

DEMR.FRM: İki tesirli ve karışık akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, tasarım sonuçlarının üzerinde gösterildiği formdur.

TEFV.FRM: Üç tesirli ve ileri akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, verilerin üzerinde gösterildiği formdur. Kaynama noktası yükselmesinin ve seyrelme ısısının ihmal edildiği durumlarda kullanılır.

TEFWBPEV.FRM: Üç tesirli ve ileri akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, verilerin üzerinde gösterildiği formdur. Kaynama noktası yükselmesinin ve seyrelme ısısının ihmal edilmediği durumlarda kullanılır.

TEBV.FRM: Üç tesirli ve geri akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, verilerin üzerinde gösterildiği formdur. Kaynama noktası yükselmesinin ve seyrelme ısısının ihmal edildiği durumlarda kullanılır.

TEBWBPEV.FRM: Üç tesirli ve geri akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, verilerin üzerinde gösterildiği formdur. Kaynama noktası yükselmesinin ve seyrelme ısısının ihmal edilmediği durumlarda kullanılır.

TEPV.FRM: Üç tesirli ve paralel akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, verilerin üzerinde gösterildiği formdur. Kaynama noktası yükselmesinin ve seyrelme ısısının ihmal edildiği durumlarda kullanılır.

TEPWBPEV.FRM: Üç tesirli ve paralel akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, verilerin üzerinde gösterildiği formdur. Kaynama noktası yükselmesinin ve seyrelme ısısının ihmal edilmediği durumlarda kullanılır.

TEMV.FRM: Üç tesirli ve karışık akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, verilerin üzerinde gösterildiği formdur. Kaynama noktası yükselmesinin ve seyrelme ısısının ihmal edildiği durumlarda kullanılır.

TEMBWPEV.FRM: Üç tesirli ve karışık akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, verilerin üzerinde gösterildiği formdur. Kaynama noktası yükselmesinin ve seyrelme ısısının ihmal edilmediği durumlarda kullanılır.

TEFR.FRM: Üç tesirli ve ileri akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, tasarım sonuçlarının üzerinde gösterildiği formdur.

TEBR.FRM: Üç tesirli ve geri akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, tasarım sonuçlarının üzerinde gösterildiği formdur.

TEPR.FRM: Üç tesirli ve paralel akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, tasarım sonuçlarının üzerinde gösterildiği formdur.

TEMR.FRM: Üç tesirli ve karışık akışlı besleme yöntemine sahip tasarım çalışmasında, tasarım sonuçlarının üzerinde gösterildiği formdur.

TRESULT.FRM: Tasarım çalışması sonuçlarının bir tablo üzerinde gösterildiği formdur.

QUESTION.FRM: Tasarım çalışması verilerini kaydederken; bu çalışmayla ilgili sorunun yazıldığı formdur.

Normal Formlar

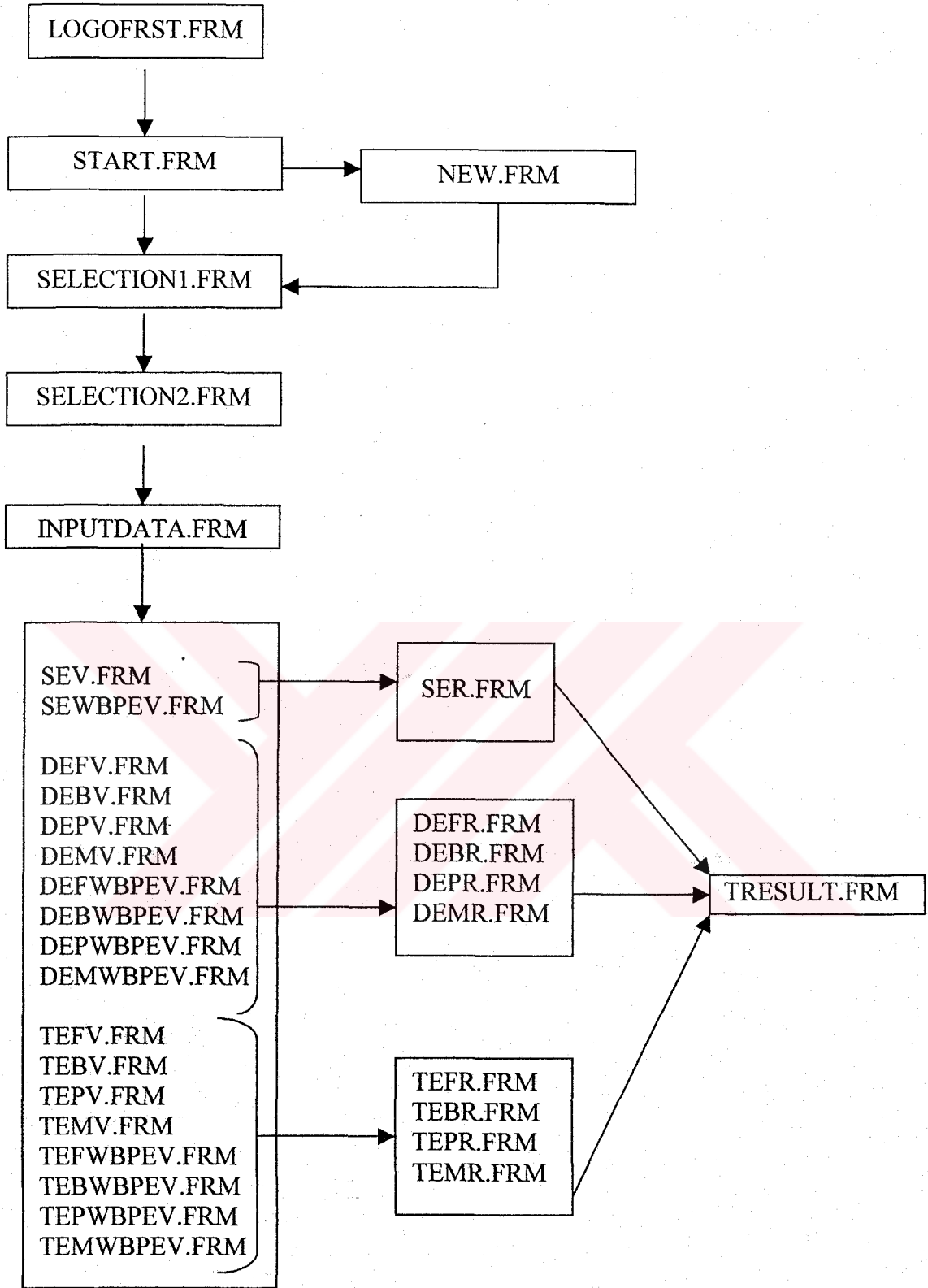
ABOUT.FRM: Program hakkında bilgi verir.

LOGOFRST.FRM: Program çalıştırıldığında ekrana gelen açılış logosudur.

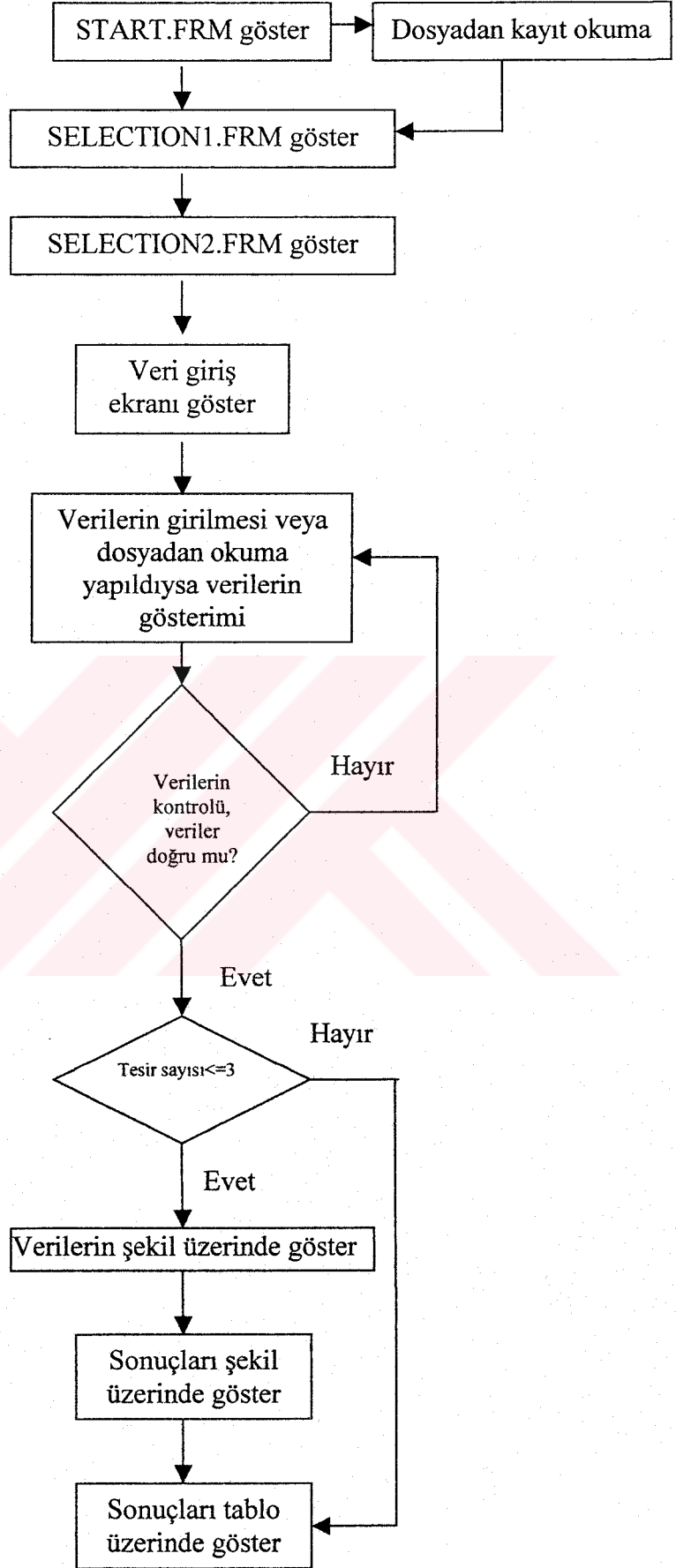
NEW.FRM: Evaporatör sisteminin tesir sayısı seçiminin yapılmasını sağlar.

Şekil 7.1, Evap_Design 1.0 programındaki tüm formların açılış sırasını göstermektedir. Program çalıştırıldığında öncelikle; programın açılış logosunu taşıyan LOGOFIRST.FRM formu ekrana gelir. Bu formdaki butona basıldığında ise; tüm formların üzerinde açıldığı ve tasarım çalışmasının başlatılacağı START.FRM formu ekrana gelir. Daha sonra tasarım çalışması ile ilgili seçimlerin yapılacağı SELECTION1.FRM ve SELECTION2.FRM formları ekrana gelir. Bu formlarda istenen seçimler yapıldıktan sonra, yapılmak istenen tasarımla ilgili mevcut verilerin girildiği veri giriş formu, INPUTDATA.FRM ekrana gelir. Daha sonra bu formda girilen verilerin, ilgili şekil üzerinde gösterildiği formlar ekrana gelmekte ve sonrasında ise tasarım sonuçlarının yine bir şekil üzerinde gösterildiği formlar ekrana gelmektedir. En son olarak da; sonuçların bir tablo halinde listelendiği TRESULT.FRM formu ekrana gelir.

Şekil 7.2'de Evap_Design 1.0 programının genel akış diyagramı görülmektedir. Tasarım çalışmasının başlatılacağı START.FRM formunda, kullanıcı daha önceden kaydedilmiş örnek bir tasarım çalışmasına ulaşmak istiyorsa, dosyadan kayıt okutabilir veya yeni bir tasarım çalışması başlatabilir. Tasarım çalışması başlatıldığında ise; seçim formları olan SELECTION1.FRM ve SELECTION2.FRM formları ekrana gelmekte ve sonrasında ise veri giriş formu olan INPUTDATA.FRM formu ekrana gelmektedir. Bu formda; dosyadan kayıt okutulmuşsa o kayda ilişkin veriler görülmekte veya dosyadan kayıt okutma işlemi yapılmamışsa, hiç veri bulunmamaktadır. Bu formda, tasarım işlemlerinin yapılmasından önce verilerin kontrolü yapılmakta ve hatalı veri girişi yapıldığında program diğer bir adıma geçememektedir. Bu veri kontrolü işleminden sonra ise; tesir sayısı 1,2 ve 3 olan tasarımlarda, girilen verilerin şekil üzerinde gösterildiği formlar açılmakta ve daha sonra tasarım sonuçlarının, yine şekil üzerinde gösterildiği formlar açılmaktadır. En son olarak ise; sonuçlar bir tablo halinde listelenmiş olarak kullanıcıya sunulmaktadır. Tesir sayısının 3'den büyük olduğu durumlarda ise; sonuçlar yalnız tablo halinde listelenmiş olarak kullanıcıya sunulmaktadır.



Şekil 7.1 Evap_Design 1.0 programı formları açılış sırası



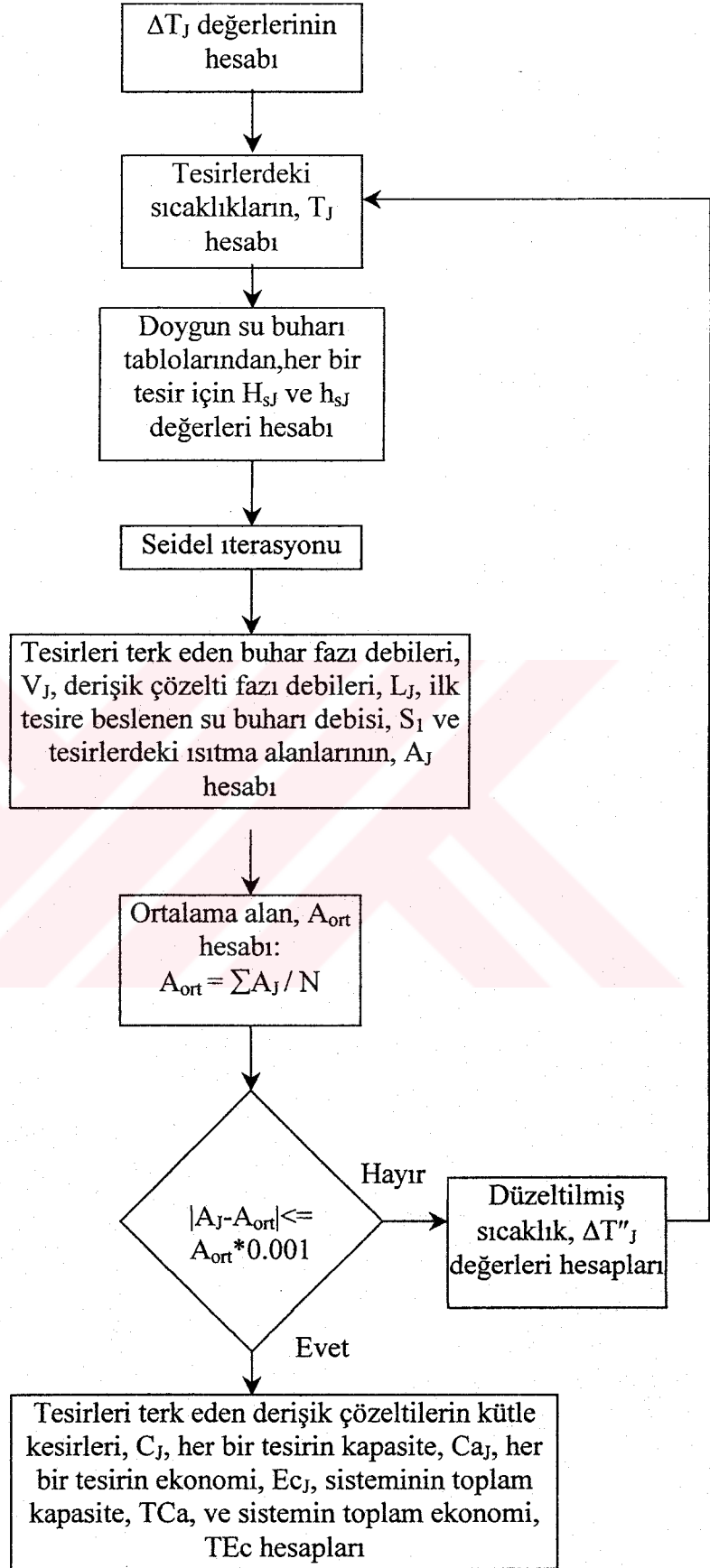
Şekil 7.2. Evap_Design 1.0 programı genel akış diyagramı

7.2 Evap_Design 1.0 Programı Hesaplama Algoritmaları

Evaporatör tasarımı hesap prosedürleri; yapılacak tasarımda kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısısı durumlarının dikkate alınıp alınmayacağı durumlar için farklılık göstermektedir. Bu durumlar için oluşturulan diyagramlar, Şekil 7.3 ve Şekil 7.4'de gösterilmiştir.

Şekil 7.3'de kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısısının olmadığı durum için kullanılan hesap prosedürü algoritması görülmektedir.

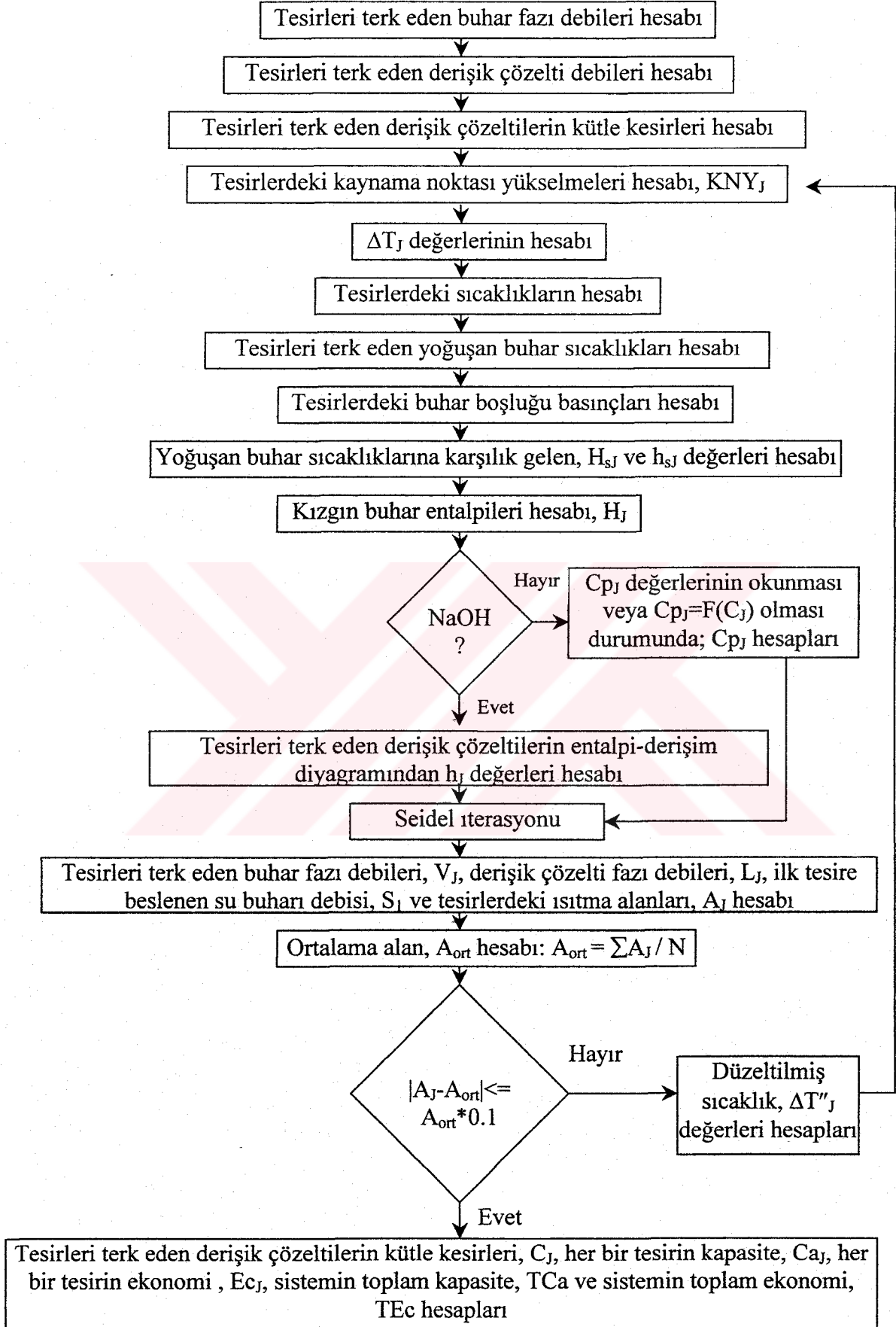
Algoritmada öncelikle, tesirlerdeki sıcaklık farkları, ΔT_J hesaplanmakta ve bu değerler kullanılarak her bir tesirdeki sıcaklıklar, T_J bulunup; bulunan bu T_J değerleri kullanılarak tesirlerden çıkan doymuş su buharlarının, H_s ve h_{sJ} değerleri doymuş su buharı tablolarından hesaplanmaktadır. Kurulan enerji denklemleri Seidel iterasyonu kullanılarak çözülerek ve V_J , L_J , S_1 ve A_J değerleri hesaplanmıştır. Her bir tesir için bulunan alan değerleri, A_J kullanılarak ortalama alan değeri, A_{ort} hesaplanmıştır. Her bir tesir için hesaplanan alan değerlerinin, A_J , ortalama alandan, A_{ort} sapması hesaplanıp sapmanın %0.1'den büyük olması durumunda, tesirdeki sıcaklıklar yeniden hesaplanmış ve işlemler yine aynı şekilde tekrarlanıp, sonuçta bulunan yeni A_J değerlerinin tekrardan ortalama alandan, A_{ort} sapması hesaplanmıştır. Sapmanın %0.1 veya daha küçük olması durumunda; tesirleri terk eden derişik çözeltilerin kütle kesirleri, C_J , her bir tesirin kapasitesi, Ca_J , her bir tesirin ekonomisi, Ec_J ve sistemin toplam kapasite, TCa ve toplam ekonomi, TEc hesapları da yapılarak işleme son verilmiştir.



Şekil 7.3 Kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısıısının olmadığı durum için hesap prosedürü algoritması

Şekil 7.4'de kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısısının olduğu durum için kullanılan hesap prosedürü algoritması görülmektedir.

Algoritmada öncelikle, tesirleri terk eden buhar fazı debileri, V_J hesaplanmakta ve bu değerler kullanılarak her bir tesiri terk eden derişik çözelti debileri, L_J , bulunmaktadır. Daha sonra, hesaplanan bu L_J değerleri kullanılarak tesirleri terk eden derişik çözeltilerin kütle kesirleri, C_J hesaplanmaktadır. Daha sonra, tesirlerdeki kaynama noktası yükselmeleri, KNY_J hesaplanıp (seçilen çözelti NaOH çözeltisi ise çözeltinin Dühring diyagramı kullanılır) her bir tesir için sıcaklık değişimleri, ΔT_J değerleri bulunmaktadır. Daha sonra tesirlerdeki sıcaklıklar, T_J ve tesirleri terk eden yoğuşan sıcaklıkları, T_{sJ} değerleri hesaplanmakta ve her bir tesir için bulunan T_J değerlerine karşılık gelen buhar boşluğu basınçları, P_J hesaplanmaktadır. Enerji denklikleri için doygun su buharı tablolarından T_{sJ} değerlerine karşılık gelen H_{sJ} ve h_{sJ} değerleri bulunmakta ve kızgın buhar entalpileri, H_J değerleri ise; H_{sJ} değerlerine her bir tesirin kaynama noktası, KNY_J etkisi ilave edilerek hesaplanmaktadır. Daha sonra, seçilen çözelti NaOH çözeltisi değilse; tesirleri terk eden derişik çözeltinin özgül ısı kapasitesileri, C_{pJ} değerleri belirlenmekte, kullanılan çözelti NaOH çözeltisi ise; tesirleri terk eden derişik çözeltinin entalpi-derişim diyagramından h_J değerleri hesaplanmaktadır. Daha sonra, kurulan enerji denklikleri Seidel iterasyonu kullanılarak çözülerek V_J , L_J , S_1 ve A_J değerleri hesaplanmaktadır. Her bir tesir için bulunan alan değerleri, A_J kullanılarak ortalama alan değeri, A_{ort} hesaplanarak; her bir tesir için hesaplanan bu alan değerlerinin, A_J , ortalama alandan, A_{ort} sapması hesaplanmaktadır. Sapmanın %10'dan büyük olması durumunda, tesirdeki sıcaklıklar yeniden hesaplanarak işlemlere tekrar tesirleri terk eden derişik çözeltilerin kütle kesirleri hesaplanmak üzere devam edilmektedir. Sonuçta, yeniden hesaplanan A_J değerlerinin tekrardan ortalama alandan, A_{ort} sapması hesaplanmakta ve sapmanın %10 veya daha küçük olması durumunda; tesirleri terk eden derişik çözeltilerin kütle kesirleri, C_J , her bir tesirin kapasitesi, Ca_J , her bir tesirin ekonomisi, Ec_J ve sistemin toplam kapasite, Tca ve toplam ekonomi, TEc hesapları da yapılarak işleme son verilmektedir.



Şekil 7.4 Kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısıısının olduğu durum için hesap prosedürü algoritması

8. EVAP_DESIGN 1.0 PROGRAMININ KULLANIMI

Bu program; başta ileri akışlı besleme yöntemi olmak üzere buharlaştırma işlemlerinde kullanılan tüm besleme yöntemlerine sahip evaporatör sistemleri için geliştirilmiştir. Program Visual Basic 6.0 programlama dili kullanılarak hazırlanmış olup WINDOWS'un 3.1 ve daha üst sürümlerinde çalışmaktadır.

8.1 "START.FRM" Formu

Bu form (Şekil 8.1) program çalıştırıldığında ekrana gelen ilk formdur ve MDI form olarak tasarlanmıştır. Kullanıcı bu form yardımıyla isterse doğrudan, üzerinde bulunan 4 ayrı buton yardımıyla tek tesirli, iki tesirli, üç tesirli ya da çok tesirli tasarım çalışmalarına başlayabilir. Aynı zamanda tesir sayısı seçimi "START.FRM" üzerinde bulunan menü çubuğundaki "Type of Evaporator" menüsü kullanılarak da gerçekleştirilebilir.



Şekil 8.1 Tesir sayısı seçenekleri formu (START.FRM)

"File" menüsünde yer alan alt menüler ve işlevleri aşağıdaki gibidir.

"New" alt menüsü; yeni bir tasarım çalışması başlatır.

"Open" alt menüsü; önceden kaydedilmiş olan veri dosyasını çağırır.

"Save" alt menüsü; girilen verilerin bir dosyada saklanmasını sağlar.

"Save As" alt menüsü; verilerinde değişiklik yapılan dosyayı farklı bir isimde kaydeder.

"Print" alt menüsü; ekranda o anda mevcut olan formun yazıcıda yazdırılmasını sağlar.

"Exit" alt menüsü; programdan çıkılmasını sağlar.

"Save" alt menüsü ile bir veri dosyası kaydedilmek istendiğinde; dosya uzantıları yapılan seçimlere göre değişmekte ve bu durum; kullanıcının daha sonra "Open" alt menüsü ile istediği veri dosyasına daha çabuk ulaşmasını sağlamaktadır. Çizelge 8.1'de veri dosyası uzantıları ve kullanıldığı durumlar yer almaktadır.

Çizelge 8.1 Veri dosyası uzantıları

	Kaynama Noktası Yükselmesinin Olmadığı Durum	Kaynama Noktası Yükselmesinin Olduğu Durum
Tek Tesirli Tasarım	*.sev	*.sbp
İleri Akışlı Tasarım	*.fev	*.fbp
Geri Akışlı Tasarım	*.bev	*.bbp
Karışık Akışlı Tasarım	*.mev	*.mbp
Paralel Akışlı Tasarım	*.pev	*.pbp

Veri dosyası kaydedilirken; Çizelge 8.1'deki dosya uzantılarından biri otomatik olarak seçilirken; ayrıca tasarımdaki tesir sayısı da; kullanıcının istediği tesir sayısındaki bir veri dosyasını çağırması açısından kolaylık sağlaması için, kaydedilecek dosyanın ismine, kullanıcının vereceği isimden sonra “(tesir sayısı)” otomatik olarak eklenir.

8. 2 Genel Tasarım Süreci

Tasarım işlemlerinin tamamında, öncelikle yapılan tesir sayısı seçiminden sonra, tasarımla ilgili olarak ilk seçimlerin yapıldığı SELECTION1.FRM formu ekrana gelecek ve kullanıcı tasarımda kullanacağı besleme yöntemlerinden birini, çalışılacak çözelti (NaOH çözeltisi veya diğer çözelti) seçimini ve çözeltinin buharlaştırma prosesi sırasında kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısıyı gösterip göstermemesi durumunun dikkate alınıp alınmayacağı (seçilen çözelti NaOH çözeltisi ise kaynama noktası yükselmesi ve seyrelme ısısının dikkate alındığı durum otomatik olarak seçilir) hususunu belirleyip sonraki seçimlerin yapıldığı SELECTION2.FRM formuna geçecektir.

SELECTION2.FRM formu, tasarımla ilgili olan ve daha önceki seçimlere bağlı olarak aktif veya aktif olmayan seçeneklerden oluşmaktadır. Örneğin kullanıcının SELECTION1.FRM formunda NaOH çözeltisini seçmesi durumunda; SELECTION2.FRM formundaki tüm seçenekler aktifliğini kaybetmekte ve bu durum, kullanıcının bu seçenekleri seçememesine yol açmaktadır. SELECTION2.FRM formundaki seçimlerden sonra ise ekrana gelecek olan form INPUTDATA.FRM'dir.

INPUTDATA.FRM formu; tüm tasarım işlemlerinde ortak olarak kullanılan, tesir sayısına ve de SELECTION1.FRM ve SELECTION2.FRM formlarındaki seçimlere bağlı olarak içerisinde farklı parametreler bulundurabilen (gerekliyse; Cp değerleri ve kaynama noktası yükselmeleri; kullanıcı tarafından belirtilebilir ya da derişime bağlı bir formülle ifade edilebilirler) oldukça dinamik yapıya sahip bir veri giriş formudur.

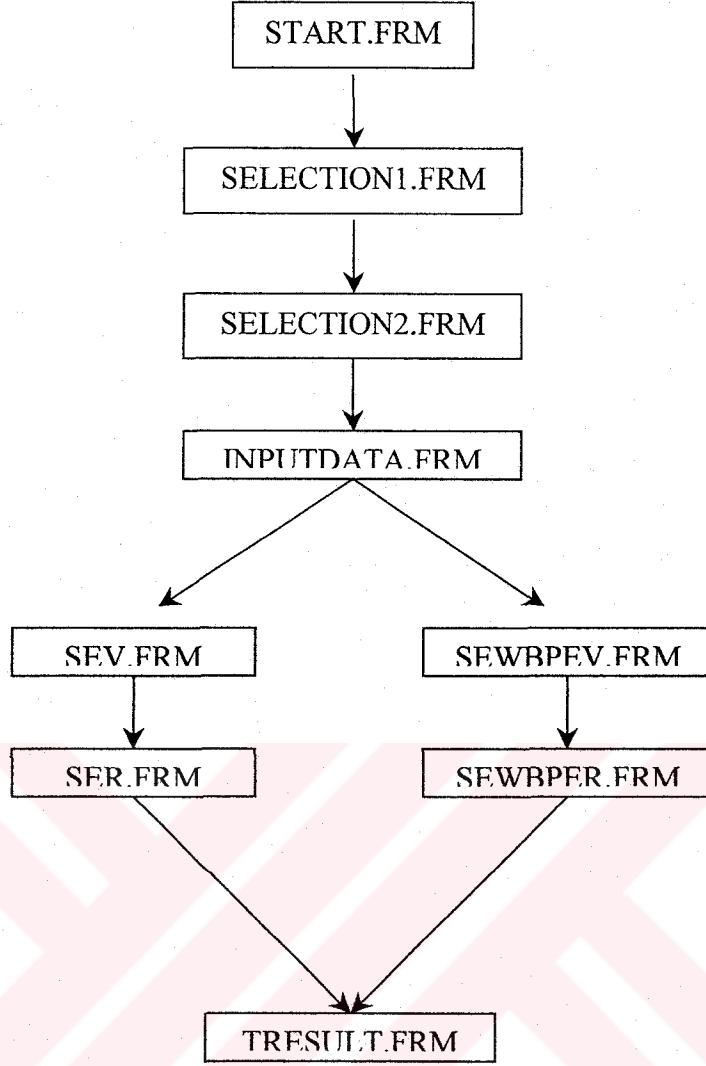
INPUTDATA.FRM formunda girilen giriş değerleri formun sağ alt köşesindeki ileri yöndeki butona tıklandığında öncelikle verilerin birbirlerine karşı uyumluluğu incelenmekte ve uygunsuz veri girişi yapılmışsa bu kullanıcıya belirtilip bunun düzeltilmesi sağlanmaktadır.

Genel olarak; formlarda gerçekleştirilen seçimler hem o anda form üzerinde bazı seçeneklerin seçilip seçilememesine hem de kendinden sonraki formlara geçiş yapıldığında açılan formlarda da bunlara bağlı olarak bir takım değişimlere yol açmaktadır.

Aynı zamanda tüm tasarım çalışmalarında ekrana ilk anda gelen SELECTION1.FRM formunda ileri akışlı besleme yöntemi seçimi standart olarak yapılmış durumdadır. Kullanıcı daha sonra tesir sayısına bağlı olarak istediği besleme yöntemini seçebilir. Bu duruma örnek olması bakımından; örneğin tek tesirli bir çalışma yapılacaksa açılan SELECTION1.FRM formunda ancak ileri akışlı besleme yönteminin seçimine olanak verilir

8.3 Tek Tesirli Tasarım

START.FRM formunda Tek tesirli evaporatör seçimi yapıldığında, bununla ilgili işlem sırası Şekil 8.2'de gösterilen biçimde olacaktır.



Şekil 8.2 Tek tesirli tasarım işlem sırası

NaOH çözeltisinin derişiklendirildiği tek tesirli bir çalışma yapıldığında; ekrana gelecek formlar Şekil 8.3 - 8.8 arasında gösterilmiştir.

Şekil 8.3 Tek tesirli tasarımda seçim formu (SELECTION1.FRM)

Sağa ok tuşuna tıklanıldığında SELECTION2.FRM adlı form (Şekil 8.4) açılacaktır.

Şekil 8.4 Tek tesirli tasarımda NaOH çözeltisi seçildiğinde, diğer seçimlerin yapıldığı seçim formu (SELECTION2.FRM)

SELECTION2.FRM formunda, NaOH çözeltisi seçilmiş olduğundan mevcut seçimlerin seçimi iptal edilmiştir.

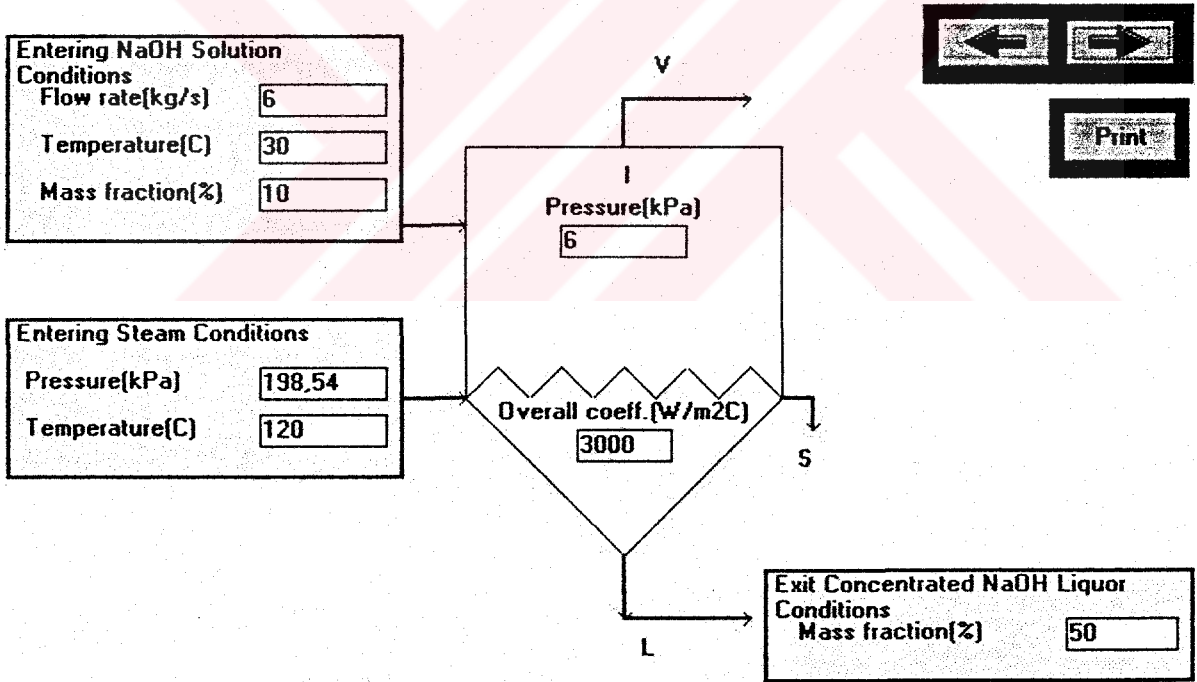
Sağa ok tuşuna tıklanıldığında INPUTDATA.FRM adlı form (Şekil 8.5) açılacaktır.

Evaporator Design - (EVAP_DESIGN 1.0 - (UNTITLED))

Entering NaOH Solution Conditions Flow rate(kg/s) <input type="text"/> Temperature(C) <input type="text"/> Mass fraction(%) <input type="text"/>	Operation Conditions 1. Effect Pressure(kPa) <input type="text"/>
Entering Steam Conditions Temperature(C) <input type="text"/>	Exit Concentrated NaOH Liquor Conditions 1. Effect Mass Fraction(%) <input type="text"/>
Heat Transfer Coefficient(W/m²C) 1. Effect <input type="text"/>	<input type="button" value="Print"/> <input type="button" value="←"/> <input type="button" value="→"/>

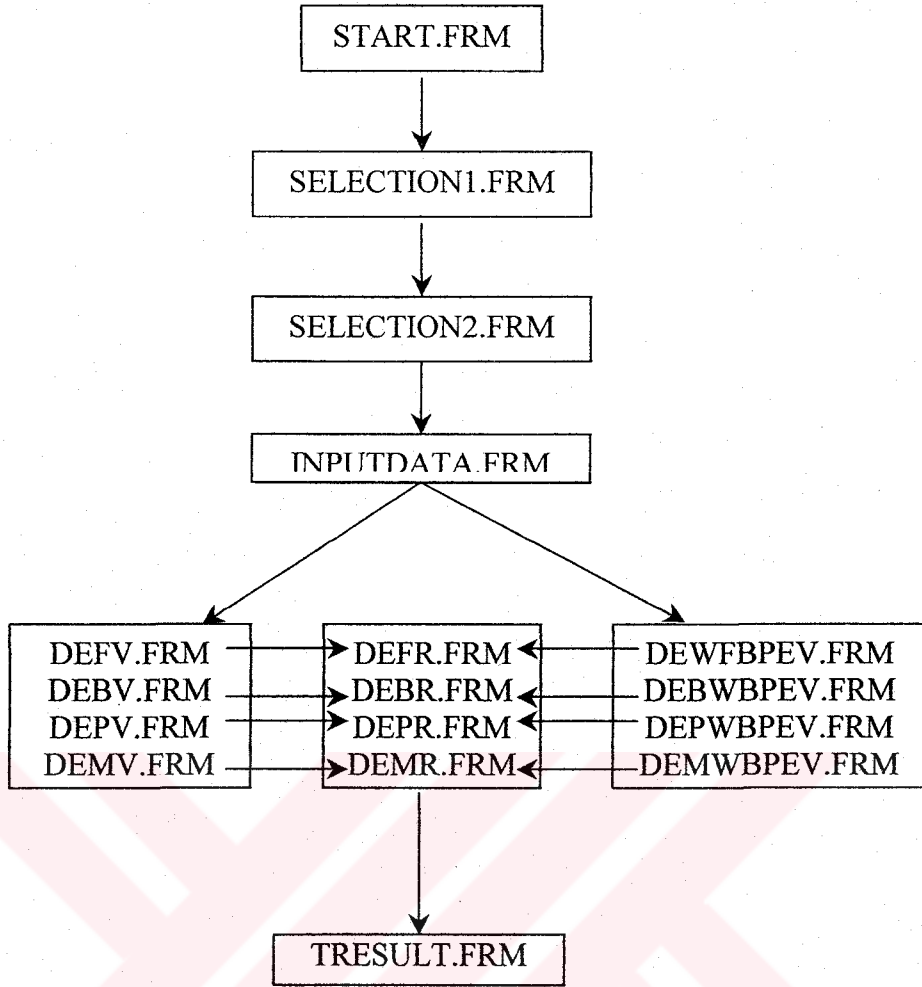
Şekil 8.5 Tek tesirli tasarımda, NaOH çözeltisi için düzenlenmiş olan veri giriş formu (INPUTDATA.FRM)

Sağa ok tuşuna tıklanıldığında SEV.FRM adlı form (Şekil 10.6) açılacaktır.



Şekil 8.6 Tek tesirli tasarımda NaOH çözeltisinin ve diğer verilerin şekil üzerinde gösterildiği form (SEV.FRM)

Sağa ok tuşuna tıklanıldığında SER.FRM adlı form (Şekil 8.7) açılacaktır.



Şekil 8.9 İki tesirli tasarım işlem sırası

NaOH dışında kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısısı gösteren bir çözeltinin işlem gördüğü iki tesirli ve geri akışlı besleme yöntemine sahip bir tasarım çalışması yapıldığında; ekrana gelecek formlar Şekil 8.10 - 8.15 arasında gösterilmiştir.

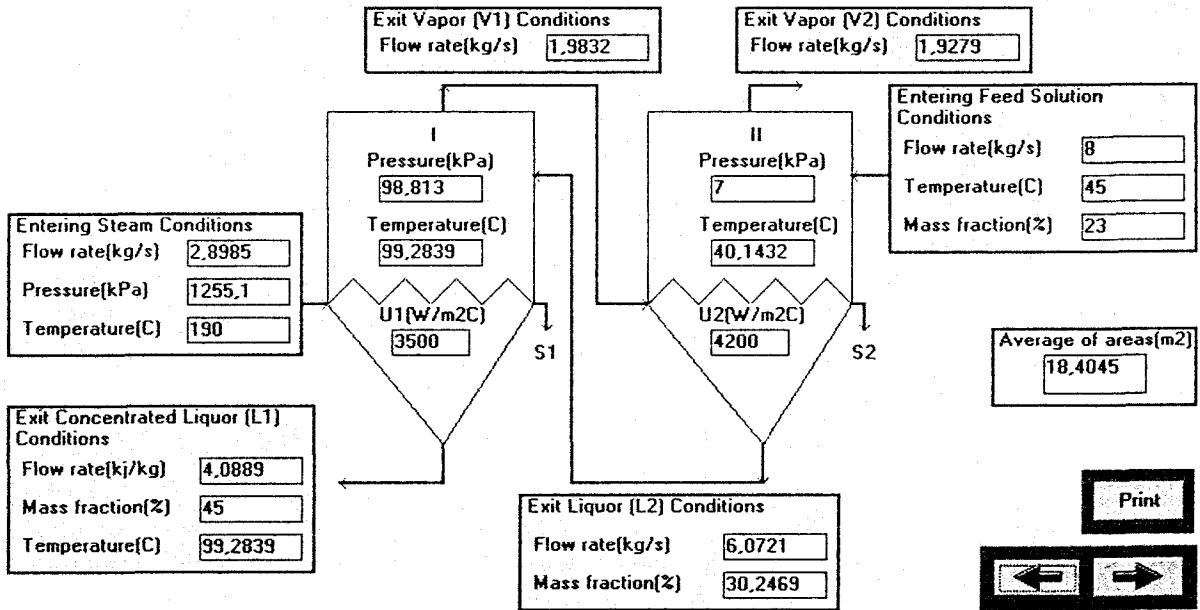
Şekil 8.10 İki tesirli tasarımda seçim formu (SELECTION1.FRM)

Sağa ok tuşuna tıklanıldığında SELECTION2.FRM adlı form (Şekil 8.11) açılacaktır.

Şekil 8.11 İki tesirli tasarımda diğer çözelti seçimi yapıldığında, diğer seçimlerin yapıldığı seçim formu (SELECTION2.FRM)

Çözeltinin kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısısı göstermesi nedeniyle SELECTION2.FRM formunda 4 farklı seçimden iki tanesi seçilebilmektedir.

Şekil 8.11'deki seçimler yapıлып; sağa ok tuşuna tıklanıldığında ekrana INPUTDATA.FRM adlı form (Şekil 8.12) gelecektir.



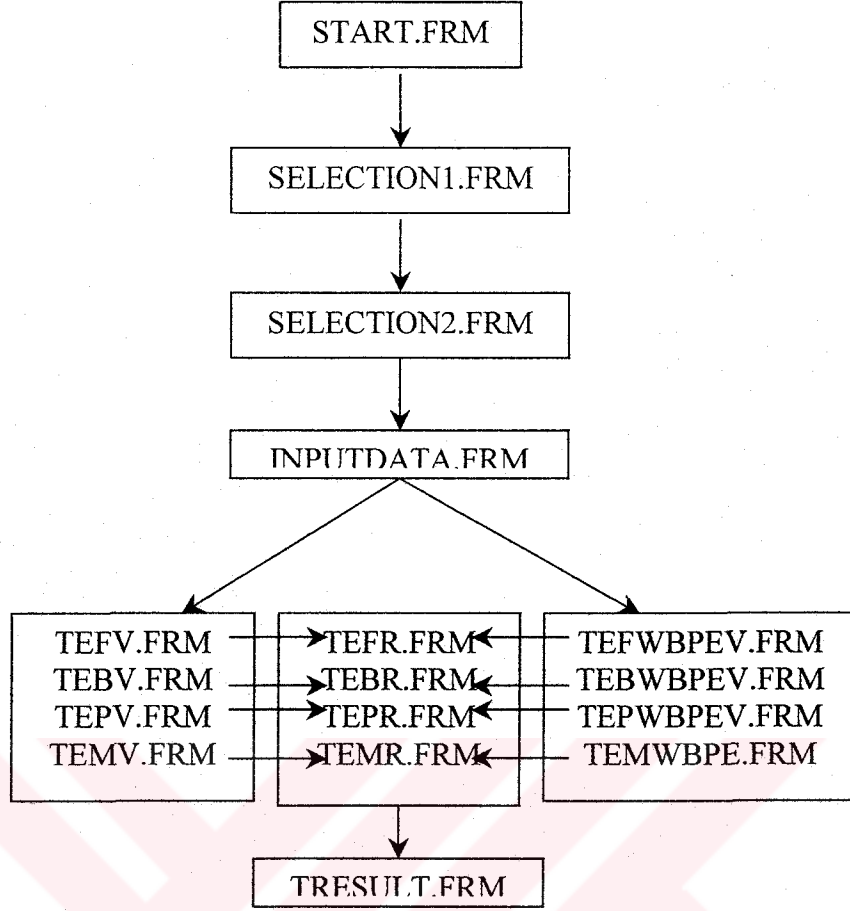
Şekil 8.14 İki tesirli ve geri akışlı besleme yöntemine sahip tasarımda, buharlaştırma işlemi sonuçlarının şekil üzerinde gösterildiği sonuç formu (DEBWBPER.FRM)
Sağa ok tuşuna tıklanıldığında TRESULT.FRM adlı form (Şekil 8.15) açılacaktır.

Evaporator Design Conclusions (Backward feed / Other solution)		
Effect Number	1	2
O. h. trans. coeff. (W/m ² C)	3500	4200
Temperature (C)	99.2839	40.1432
B. point elevation (C.K)	2.0606	1.1074
Temperature differ. (C)	90.7161	57.0801
Condensate temperature (C)	190	97.2234
Pressure (kPa)	98.813	7
Heat (kj)	5730	4498
Entering feed (kg/s)		8
Entering feed temp. (C)		45
Entering feed conc. (%)		23
Exit Vapor (kg/s)	1.9832	1.9279
Exit Liquid (kg/s)	4.0889	6.0721
Cp of exit liquid (kJ/kgC)	3.1325	3.4792
Exit liquid conc. (%)	45	30.2469
Entering steam (kg/s)	2.8985	
Ent. steam temperature (C)	190	
Ent. steam pressure (kPa)	1255.1	
Area (m ²)	18.0458	18.7631
Capacity	1.9832	1.9279
Economy	0.6842	0.9721
Total Capacity	3.9111	
Total Economy	1.3494	

Şekil 8.15 İki tesirli tasarımda NaOH çözeltisi dışında bir çözeltinin kullanıldığı geri akışlı besleme yöntemine sahip tasarım işlemi sonuçlarının bir tablo üzerinde gösterildiği sonuç formu (TRESULT.FRM)

8.5 Üç Tesirli Tasarım

START.FRM formunda üç tesirli evaporatör seçimi yapıldığında, bununla ilgili işlem sırası Şekil 8.16'da gösterilen biçimde olacaktır.



Şekil 8.16 Üç tesirli tasarım işlem sırası

NaOH dışında kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısı gösteren bir çözeltinin işlem gördüğü üç tesirli ve ileri akışlı besleme yöntemine sahip bir tasarım çalışması yapıldığında; ekrana gelecek formlar Şekil 8.17 - 8.22 arasında gösterilmiştir.

Şekil 8.17 Üç tesirli tasarımda seçim formu (SELECTION1.FRM)

Sağa ok tuşuna tıklanıldığında SELECTION2.FRM adlı form (Şekil 8.18) açılacaktır.

Other selections

Other properties of design problem

Physical values can be taken as the same as water values

Cp values are given by user

Cp=F(x)

Boiling point of elevations are given by user

BPE=F(x)

← →

Şekil 8.18 Üç tesirli tasarımda diğer çözelti seçimi yapıldığında, diğer seçimlerin yapıldığı seçim formu (SELECTION2.FRM)

Çözeltinin kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısıyı göstermesi nedeniyle SELECTION2.FRM formunda 4 farklı seçimden iki tanesi seçilebilmektedir. Şekil 8.18'deki seçimler yapıp; sağa ok tuşuna tıklanıldığında Şekil 8.19'daki form açılacaktır.

Evaporator Design - (EVAP_DESIGN 1.0 - (UNTITLED))

Entering Feed Solution Conditions

Flow rate(kg/s)

Temperature(C)

Mass fraction(%)

Cp(kj/kgC)

Operation Conditions

3. Effect

Pressure(kPa)

Exit Concentrated Liquor Conditions

3. Effect

Mass Fraction(%)

Entering Steam Conditions

Temperature(C)

Heat Transfer Coefficients (W/m2C)

1. Effect

2. Effect

3. Effect

Cp(kj/kgC)

1. Effect

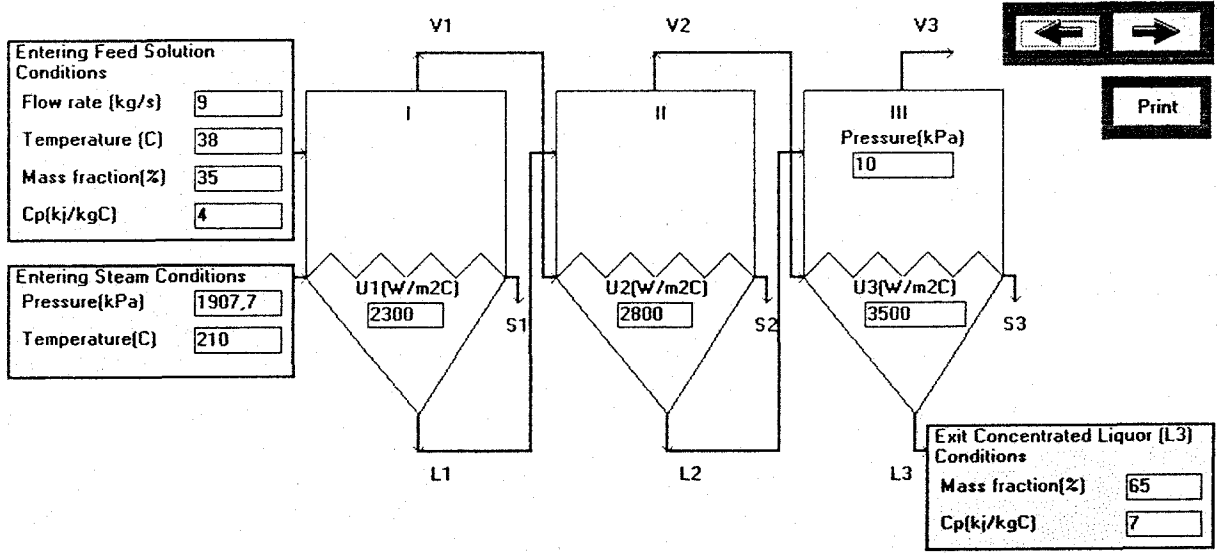
BPE(C,K)

1. Effect

Print ← →

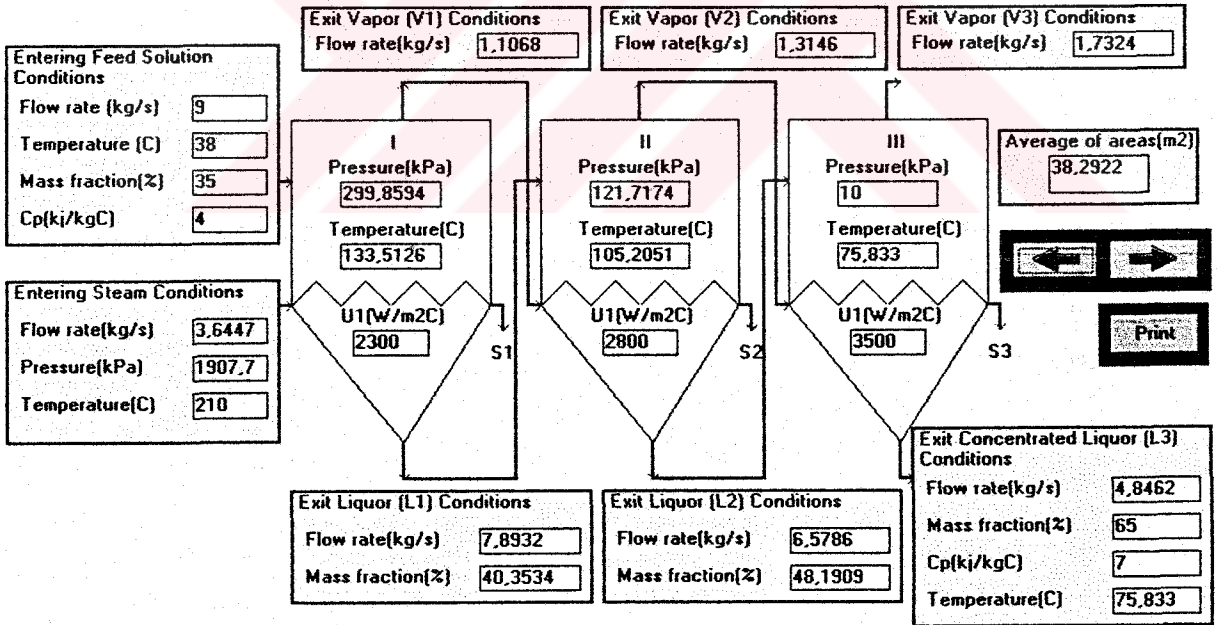
Şekil 8.19 Üç tesirli tasarımda, NaOH çözeltisi dışında, kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısıyı gösteren çözelti için düzenlenmiş olan veri giriş formu (INPUTDATA.FRM)

Sağa ok tuşuna tıklanıldığında TEFWBPEV.FRM adlı form (Şekil 8.20) açılacaktır.



Şekil 8.20 Üç tesirli ve ileri akışlı besleme yöntemine sahip tasarımda, çözeltinin ve diğer verilerin şekil üzerinde gösterildiği form (TEFWBPEV.FRM)

Sağa ok tuşuna tıklanıldığında TEFWBPER.FRM adlı form (Şekil 8.21) açılacaktır.



Şekil 8.21 Üç tesirli ve ileri akışlı besleme yöntemine sahip tasarımda, buharlaştırma işlemi sonuçlarının şekil üzerinde gösterildiği sonuç formu (TEFWBPER.FRM)

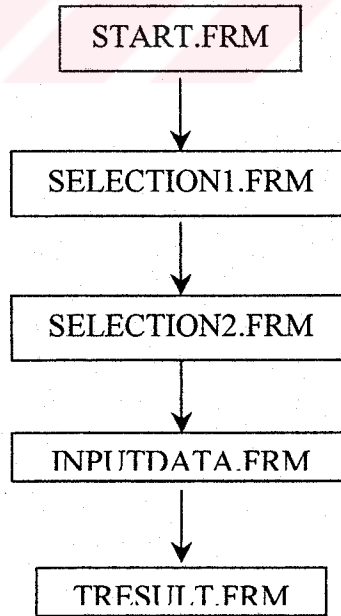
Sağa ok tuşuna tıklanıldığında TRESULT.FRM adlı form (Şekil 8.22) açılacaktır.

Evaporator Design Conclusions (Forward feed / Other solution)			
Effect Number	1	2	3
O.h.trans.coeff.(W/m ² C)	2300	2800	3500
Temperature(C)	133,5126	105,2051	75,833
B.point.elevation(C.K)	4	8	30
Temperature.differ.(C)	76,4874	24,3075	21,3721
Condensate.temperature(C)	210	129,5126	97,2051
Pressure(kPa)	299,8594	121,7174	10
Heat(kj)	6919	2415	2996
Entering.feed(kg/s)	9		
Entering.feed.temp.(C)	38		
Entering.feed.conc.(%)	35		
Exit.Vapor(kg/s)	1,1068	1,3146	1,7324
Exit.Liquid(kg/s)	7,8932	6,5786	4,8462
Cp.of.exit.liquid(kj/kgC)	5	6	7
Exit.liquid.conc.(%)	40,3534	48,1909	65
Entering.steam(kg/s)	3,6447		
Ent.steam.temperature(C)	210		
Ent.steam.pressure(kPa)	1907,7		
Area(m ²)	39,3318	35,4868	40,058
Capacity	1,1068	1,3146	1,7324
Economy	0,3037	1,1877	1,3179
Total.Capacity	4,1538		
Total.Economy	1,1397		

Şekil 8.22 Üç tesirli tasarımda NaOH çözeltisi dışında bir çözeltinin kullanıldığı ileri akışlı besleme yöntemine sahip tasarım işlemi sonuçlarının bir tablo üzerinde gösterildiği sonuç formu (TRESULT.FRM)

8.6 Çok (Üçten fazla) Tesirli Tasarım

START.FRM formunda çok tesirli evaporatör seçimi yapıldığında, bununla ilgili işlem sırası Şekil 8.23'de gösterilen biçimde olacaktır.



Şekil 8.23 Çok tesirli tasarım işlem sırası

Çok tesirli tasarım için INPUTDATA.FRM formunda girilen değişkenlerin ve elde edilen sonuçların şekil üzerinde gösterimi biçimsel olarak uygun olmadığından sonuçlar direkt olarak bir tablo halinde TRESULT.FRM formu yardımıyla kullanıcıya sunulmaktadır.

Ayrıca; üçten daha fazla tesirli tasarımlarda tesir sayısının belirtilmesi açısından SELECTION2.FRM formu Şekil 8.25'deki gibi biraz değişiklik göstermektedir.

Kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısıyı göstermeyen bir çözeltinin işlem gördüğü beş tesirli ve ileri yönlü akışlı besleme yöntemine sahip bir tasarım çalışması yapıldığında; ekrana gelecek formlar şu şekilde olacaktır.

Selection

Methods of Feeding

- Forward Feed
- Backward Feed
- Parallel Feed
- Mixed Feed

Effect of Statement

- With appreciable heat of dilution and boiling-point elevation
- Without appreciable heat of dilution and boiling-point elevation

Type of Feed Solution

- NaOH
- Other

Multiple-Effect

Close →

Şekil 8.24 Çok tesirli tasarımda seçim formu (SELECTION1.FRM)

Sağa ok tuşuna tıklanıldığında SELECTION2.FRM adlı form (Şekil 8.25) açılacaktır.

Other selections

Other properties of design problem

Physical values can be taken as the same as water values

Cp values are given by user

Cp=F(x)

Boiling point of elevations are given by user

BPE=F(x)

Number of effect: 5

← →

Şekil 8.25 Çok tesirli tasarımda diğer çözelti seçimi yapıldığında, diğer seçimlerin yapıldığı seçim formu (SELECTION2.FRM)

Sağa ok tuşuna tıklamıldığında INPUTDATA.FRM adlı form (Şekil 8.26) açılacaktır.

Evaporator Design - (EVAP_DESIGN 1.0 - (UNTITLED))

Entering Feed Solution Conditions

Flow rate(kg/s) []

Temperature(C) []

Mass fraction(%) []

Cp(kj/kgC) []

Operation Conditions 5. Effect

Temperature(C) []

Exit Concentrated Liquor Conditions 5. Effect

Mass Fraction(%) []

Temperature(C) []

Entering Steam Conditions

Temperature(C) []

Heat Transfer Coefficients(W/m2C) 1. Effect

[]

Cp(kJ/kgC) 1. Effect

[]

Print

← →

Şekil 8.26 Çok tesirli tasarımda, kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısıyı göstermeyen çözelti için düzenlenmiş olan veri giriş formu (INPUTDATA.FRM)

Sağa ok tuşuna tıklanıldığında TRESULT.FRM adlı form (Şekil 8.27) açılacaktır.

Conclusions					
Evaporator Design Conclusions (Forward feed / Other solution)					
Effect Number	1	2	3	4	5
O.h.trans.coeff.(W/m ² C)	3000	3200	3500	3800	4300
Temperature(C)	112.3927	108.702	105.2222	101.942	99
B.point elevation(C,K)	---	---	---	---	---
Temperature differ.(C)	7.6073	3.6906	3.4799	3.2802	2.942
Condensate temperature(C)	112.3927	108.702	105.2222	101.942	99
Pressure(kPa)	155.2137	137.189	121.7886	108.564	97.815
Heat(kj)	4961	2568	2652	2712	2752
Entering feed(kg/s)	7				
Entering feed temp.(C)	30				
Entering feed conc.(%)	5				
Exit Vapor(kg/s)	1.1543	1.1868	1.2094	1.2222	1.2272
Exit Liquid(kg/s)	5.8457	4.6589	3.4494	2.2272	1
Cp of exit liquid(kj/kgC)	4.14	4.14	4.14	4.14	4.14
Exit liquid conc.(%)	5.9873	7.5126	10.1466	15.7145	35
Entering steam(kg/s)	2.2528				
Ent.steam temperature(C)	120				
Ent.steam pressure(kPa)	198.54				
Area(m ²)	217.3929	217.4758	217.7613	217.5448	217.5449
Capacity	1.1543	1.1868	1.2094	1.2222	1.2272
Economy	0.5124	1.0282	1.019	1.0106	1.0041
Total Capacity	6				
Total Economy	2.6633				

Şekil 8.27 Çok tesirli tasarımda kaynama noktası yükselmesi ve hissedilir derecede seyrelme ısısı göstermeyen bir çözeltinin kullanıldığı ileri akışlı besleme yöntemine sahip tasarım işlemi sonuçlarının bir tablo üzerinde gösterildiği sonuç formu (TRESULT.FRM)

9. SONUÇLAR ve TARTIŞMA

Bu bölümde; seçilen örnek problemlerin sonuçları ile EVAP_DESIGN 1.0 programından elde edilen sonuçlar karşılaştırılmış ve operasyon koşullarının ortalama alana etkisi incelenmiştir.

9.1 Örnek Problemler

9.1.1 Tek Tesirli Tasarım Uygulaması

Örnek 1

% 10 (ağ) organik madde içeren bir çözelti % 50 (ağ)'lik derişime derişiklendirilmektedir. Tek tesirli evaporatör biriminin kullanıldığı işlemde ısıtma ortamı olarak 205.7 kPa basınçta doygun su buharı kullanılmaktadır. Besleme çözeltisi birime 51.7 °C sıcaklıkta girmektedir. Evaporatörün buhar boşluğu basıncı 13.6 kPa'dır. Evaporatöre 6.93 kg/s debide besleme çözeltisi gönderilmektedir. Tüm ısı aktarım katsayısı 2800 W/m²°C'dir. Çözeltinin kaynama noktası yükselmesi ve çözünme ısısı ihmal edilmektedir. Radyasyon kayıplarının ihmal edildiği işlemde, çözeltinin özgül ısısı 3.77 kJ/kg°C ve buharlaşma entalpisi suyun buharlaşma entalpisi olarak alınabilmektedir. Gerekli su buharı debisini, gerekli ısıtma yüzeyini, elde edilen çözücü buharı ve derişik çözelti debilerini hesaplayınız.

Çizelge 9.1'de problem sonuçları karşılaştırılmıştır.

Çizelge 9.1 Örnek 1'deki problemin sonuçları

	Elle yapılan çözüm	Evap_Design 1.0
Isıtma yüzeyi alanı (m ²)	68.5	67.8
Su buharı debisi (kg/s)	6.0	6.0
Çözücü buharı debisi (kg/s)	5.5	5.5

9.1.2 Üç Tesirli Tasarım Uygulaması

Örnek 2

Kaynama noktası ihmal edilen bir çözelti 21 °C sıcaklıkta girdiği ileri akışlı besleme yöntemi ile çalışan üç tesirli bir evaporatörde buharlaştırılmaktadır. Isıtma ortamı 120 °C'deki doygun buhar 1. tesire girmektedir. Son tesirdeki buhar basıncı 13.2 kPa'dır. % 10 (ağ) katı madde içeren 6.9444 kg/s debili seyreltik çözeltinin % 50 (ağ)'lik derişime derişiklendirilmesi istenmektedir. Isı aktarım yüzeylerinin eşit olduğu sistemde tesirlerdeki ısı aktarım katsayıları

$U_1 = 3196.1111$, $U_2 = 2033.888$ ve $U_3 = 1162.222$ W/m^2 $^{\circ}C$ 'dir. Tesir sıcaklıklarını, oluşan çözücü buhar miktarlarını, ısıtma yüzeylerini ve gerekli su buharı debisini hesaplayınız.

Çizelge 9.2'de problem sonuçları karşılaştırılmıştır.

Çizelge 9.2 Örnek 2'deki problemin sonuçları

	Elle yapılan çözüm	Evap_Design 1.0
Tesir sıcaklığı, T_1 ($^{\circ}C$)	101.8	102.1
Tesir sıcaklığı, T_2 ($^{\circ}C$)	84.6	84.6
Tesir sıcaklığı, T_3 ($^{\circ}C$)	51.0	51.0
Çözücü buharı debisi, V_1 (kg/s)	1.7	1.7
Çözücü buharı debisi, V_2 (kg/s)	1.9	1.9
Çözücü buharı debisi, V_3 (kg/s)	2.0	2.0
Isıtma yüzeyi alanı, A_1 (m^2)	107.2	108.9
Isıtma yüzeyi alanı, A_2 (m^2)	110.4	108.9
Isıtma yüzeyi alanı, A_3 (m^2)	108.8	108.9
Su buharı debisi (kg/s)	2.8	2.8

9.2 Operasyon Koşullarının Ortalama Alana Etkisinin İncelenmesi

Bu bölümde; problemlerdeki besleme debisi değerleri, su buharı basınçları, son kademede buhar basınçları değişkenlerinden sadece birisini değiştirmek suretiyle bu değişimlerin evaporator sistemindeki ortalama alana nasıl etki ettiği incelenmiştir.

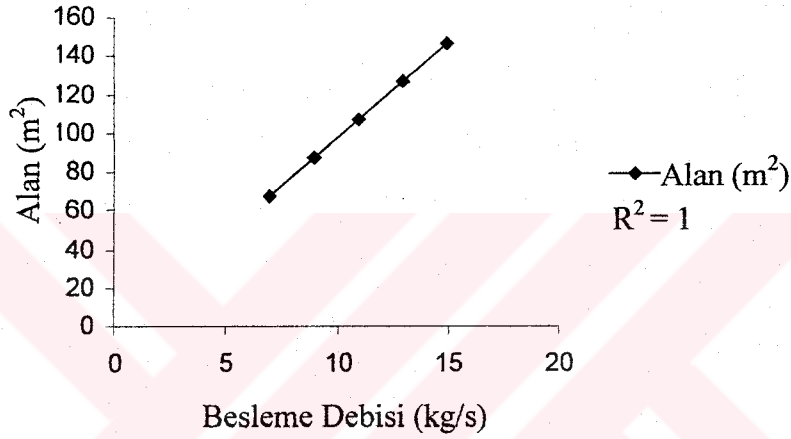
9.2.1 Besleme Debisinin Ortalama Alana Etkisinin incelenmesi

Besleme debisi ile ısıtma alanı arasındaki ilişkinin araştırılması için örnek 1'de yer alan problem; değişik besleme debisi değerleri kullanılarak Evap_Design1.0 programında çözülmüş ve sonuçlar bir tablo halinde verilmiştir (Çizelge 9.3).

Çizelge 9.3 Örnek 1’de besleme debisi ile alan arasındaki ilişki

Besleme Debisi(kg/s)	Alan (m ²)
6.93	67.8
8.93	87.4
10.93	107
12.93	126.6
14.93	146.2

Besleme debisi ile alan arasındaki ilişkinin daha iyi bir şekilde gözlenebilmesi için; Şekil 9.1’deki diyagram oluşturulmuştur.



Şekil 9.1 Örnek 1’de, besleme debisi ile alan arasındaki ilişki

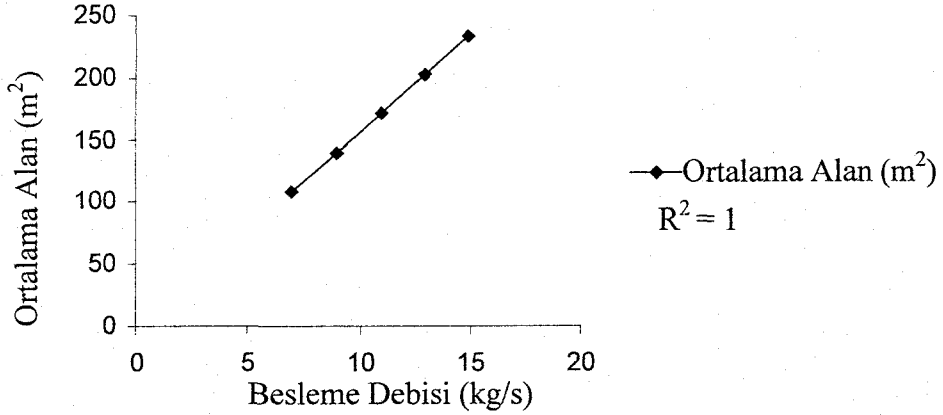
Şekil 9.1’de görüldüğü gibi; artan besleme debisine karşılık alan düzenli bir şekilde artmaktadır ($R^2=1$).

Besleme debisi ile ortalama ısıtma alanı arasındaki ilişkinin araştırılması için örnek 2’de yer alan problem; değişik besleme debisi değerleri kullanılarak Evap_Design 1.0 programında çözülmüş ve sonuçlar bir tablo halinde verilmiştir (Çizelge 9.4).

Çizelge 9.4 Örnek 2’de besleme debisi ile ortalama alan arasındaki ilişki

Besleme Debisi(kg/s)	Ortalama Alan (m ²)
6.9444	108.9
8.9444	140.2
10.9444	171.6
12.9444	203
14.9444	234.3

Besleme debisi ile ortalama alan arasındaki ilişkinin daha iyi bir şekilde gözlenebilmesi için; Şekil 9.2'deki diyagram oluşturulmuştur.



Şekil 9.2 Örnek 2'de, besleme debisi ile ortalama alan arasındaki ilişki

Şekil 9.2'de görüldüğü gibi; artan besleme debisine karşılık ortalama alan düzenli bir şekilde artmaktadır ($R^2=1$).

Örnek 1, örnek 2'de ve de diğer bir çok problemde besleme debisinin ortalama alana etkisi incelendiğinde; besleme debisi arttıkça ortalama alanın da düzenli bir şekilde arttığı görülmüştür.

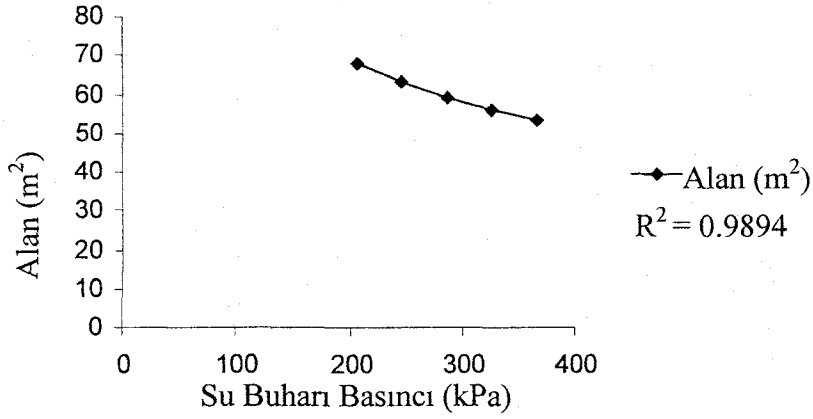
9.2.2 Su Buharı Basıncının Ortalama Alana Etkisi

Su buharı basıncı ile ısıtma alanı arasındaki ilişkinin araştırılması için örnek 1'de yer alan problem; değişik su buharı basıncı değerleri kullanılarak Evap_Design 1.0 programında çözülmüş ve sonuçlar bir tablo halinde verilmiştir (Çizelge 9.5).

Çizelge 9.5 Örnek 1'de su buharı basıncı ile alan arasındaki ilişki

Su Buharı Basıncı (kPa)	Alan (m ²)
205.7	67.8
245.7	63.3
285.7	59.4
325.7	55.9
365.7	53.4

Su buharı basıncı ile alan arasındaki ilişkinin daha iyi bir şekilde gözlenebilmesi için; Şekil 9.3'deki diyagram oluşturulmuştur.



Şekil 9.3 Örnek 1'de, su buharı basıncı ile alan arasındaki ilişki

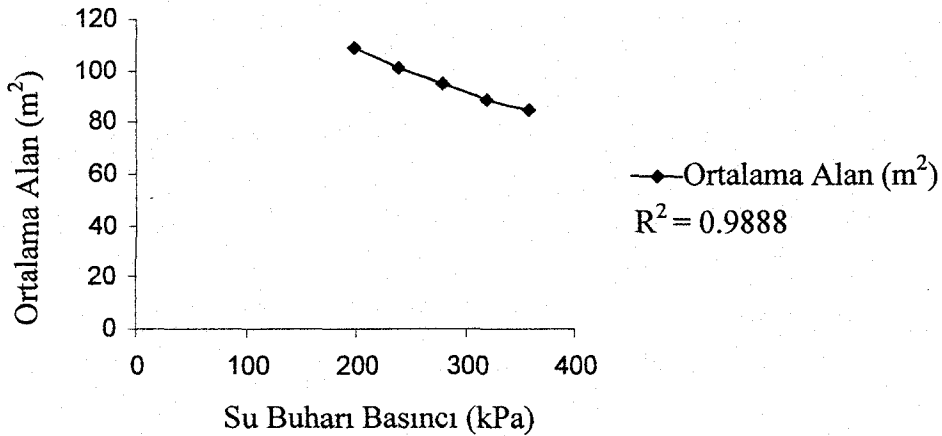
Şekil 9.3'de görüldüğü gibi artan su buharı basıncı, alanda azalmalara yol açmaktadır.

Su buharı basıncı ile ortalama ısıtma alanı arasındaki ilişkinin araştırılması için örnek 2'de yer alan problem; değişik su buharı basıncı değerleri kullanılarak Evap_Design 1.0 programında çözülmüş ve sonuçlar bir tablo halinde verilmiştir (Çizelge 9.6).

Çizelge 9.6 Örnek 2'de su buharı basıncı ile ortalama alan arasındaki ilişki

Su Buharı Basıncı (kPa)	Ortalama Alan (m²)
198.54	108.9
238.54	101.4
278.54	94.9
318.54	89.1
358.54	85.0

Su buharı basıncı ile ortalama alan arasındaki ilişkinin daha iyi bir şekilde gözlenebilmesi için; Şekil 9.4'deki diyagram oluşturulmuştur.



Şekil 9.4 Örnek 2'de, su buharı basıncı ile ortalama alan arasındaki ilişki

Şekil 9.4'de görüldüğü gibi artan su buharı basıncı, ortalama alanda azalmalara yol açmaktadır.

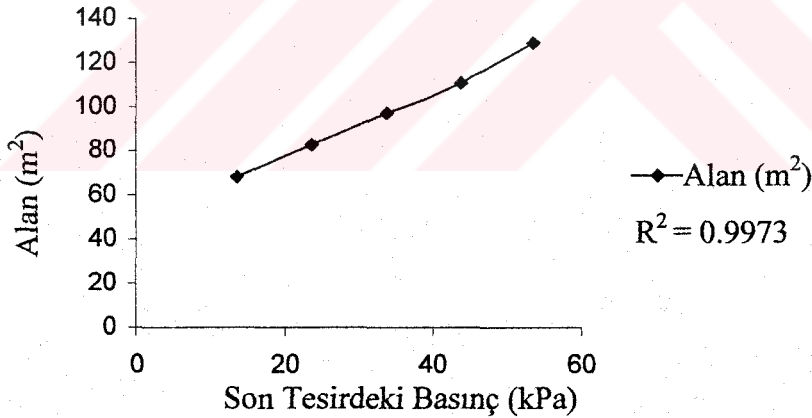
9.2.3 Son Tesirdeki Basıncın Ortalama Alana Etkisi

Son tesirdeki basınç ile ısıtma alanı arasındaki ilişkinin araştırılması için örnek 1'de yer alan problem; son tesirdeki basınç değerleri değiştirilmek suretiyle Evap_Design 1.0 programında çözülmüş ve sonuçlar bir çizelge halinde verilmiştir (Çizelge 9.7).

Çizelge 9.7 Örnek 1'de son tesirdeki basınç ile alan arasındaki ilişki

Son tesirdeki basınç (kPa)	Alan (m ²)
13.6	67.8
23.6	83
33.6	97.1
43.6	111.1
53.6	129.4

Son tesirdeki basınç ile alan arasındaki ilişkinin daha iyi bir şekilde gözlenebilmesi için; Şekil 9.5'deki diyagram oluşturulmuştur.



Şekil 9.5 Örnek 1'de son tesirdeki basınç ile alan arasındaki ilişki

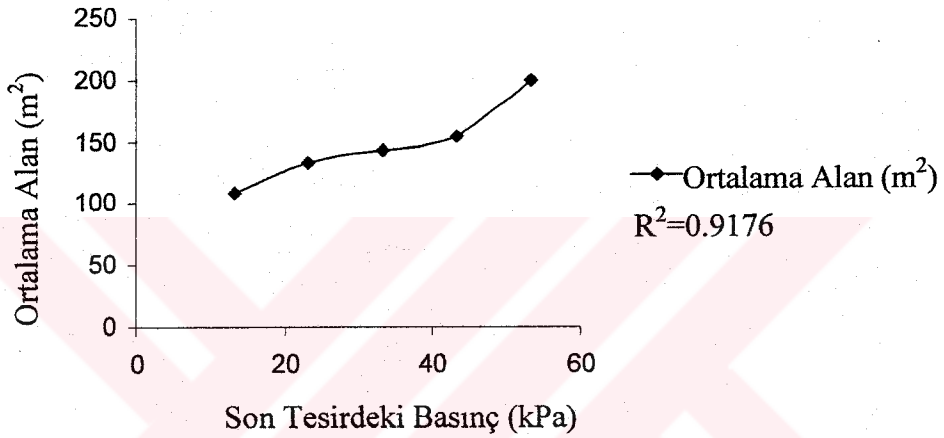
Şekil 9.5'de görüldüğü gibi artan son tesirdeki basınç, alanda artışlara yol açmaktadır.

Son tesirdeki basınç ile ortalama ısıtma alanı arasındaki ilişkinin araştırılması için örnek 2'de yer alan problem; son tesirdeki basınç değerleri değiştirilmek suretiyle Evap_Design 1.0 programında çözülmüş ve sonuçlar bir çizelge halinde verilmiştir (Çizelge 9.8).

Çizelge 9.8 Örnek 2’de, son tesirdeki basınç ile ortalama alan arasındaki ilişki

Son Tesirdeki Basınç (kPa)	Ortalama Alan (m ²)
13.2	108.9
23.2	132.4
33.2	142.6
43.2	154.5
53.2	200.1

Son tesirdeki basınç ile ortalama alan arasındaki ilişkinin daha iyi bir şekilde gözlenebilmesi için; Şekil 9.6’deki diyagram oluşturulmuştur.



Şekil 9.6 Örnek 2’de, son tesirdeki basınç ile ortalama alan arasındaki ilişki

Şekil 9.6’de görüldüğü gibi artan son tesirdeki basınç, ortalama alan değerlerinde dalgalanmalara yol açmakta ve grafik bir doğru denkliği vermemektedir (R² değeri 1’den oldukça farklı olmaktadır).

9.3 Tartışma

Bilindiği gibi; çok tesirli evaporator tasarımı; tasarım için gerekli olan kütle ve enerji denklıklarının çok fazla olmasından dolayı ve özellikle de; oluşturulan enerji denklıklarının hesabında, çok fazla işlem tekrarı yapılmasından dolayı çok fazla zaman almaktadır. Ayrıca; işlem tekrarının fazla olması hata yapma olasılığını artırmakta ve yapılan hatalar sonucu etkileyebilmektedir.

Evap_Design 1.0 programında, verilerde yapılacak olan değişikliğin sonuçlara olan etkisi aynı anda görülebilmektedir. Bu sayede öğrencilerin çıkan sonuçlar hakkında yorum yapmaları için gerekli ortam sağlanmıştır.

KAYNAKLAR

- Aral, T. ve Vardarlı, E., (1997), Çok Kademeli Evaporatör Tasarımı, Lisans Tezi, YTÜ Kimya-Metalurji Fakültesi, Kimya Mühendisliği Bölümü, İstanbul.
- Badger, W. L. ve Banchero, J.T., (1955), Introduction to Chemical Engineering, McGraw-Hill Book Company, Singapore.
- Constantinides, A., (1987), Applied Numerical Methods with Personal Computers, McGraw-Hill Book Company, Singapore.
- Çubukçu, F., (1999), Visual Basic 6 Temel Kullanım Kılavuzu, Alfa Yayınevi, İstanbul.
- McCabe, W. L., Smith, J. C. ve Harriott, P., (1993), Unit Operations of Chemical Engineering, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Perry, R. H. ve Chilton C. H., (1973), Chemical Engineers' Handbook, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Ross, G., (1987), Computer Programming Examples for Chemical Engineers, Elsevier Science Publishing Company Inc., Amsterdam.
- Sinnott, R.K., (1983), An Introduction to Chemical Engineering Design, Chemical Engineering Series, 6.cilt, Coulson, J.M. ve Richardson, J.F (ed.), Pergamon Press, Oxford.
- Swenson Kataloğu, (1997), New York.
- Uysal, M., (1999), Visual Basic 6.0 ile Yazılım Geliştirme, Beta Yayınevi, İstanbul.
- Ülker, E., (1989), Evaporatör Sistemleri için Dühring ve Entalpi-Konsantrasyon Diyagramlarının Hesaplanmasında Kullanılacak Denklemlerin Oluşturulması, Lisans Tezi, İTÜ Kimya-Metalurji Fakültesi, Kimya Mühendisliği Bölümü, İstanbul.
- Yogesh, J., (1988), Computer Methods for Engineering, Allyn and Bacon, Inc., Boston.

ÖZGEÇMİŞ

Doğum tarihi	20.05.1978	
Doğum yeri	Manisa	
Lise	1992-1995	Manisa Lisesi
Lisans	1995-1999	Yıldız Teknik Üniversitesi Kimya-Metalurji Fakültesi Kimya Mühendisliği Bölümü
Yüksek Lisans	2000-	Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Kimya Mühendisliği Anabilimdalı

